RTA4680012 ศ.ดร.สมชาติ โสภณรณฤทธิ์



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการการพัฒนา/ปรับปรุงผลิตภัณฑ์อาหาร/เกษตรโดยการผสมผสานเทคนิคการอบแห้งที่หลากหลาย

เล่มที่ 2

โดย สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และคณะ

กันยายน 2549

สัญญาเลขที่ RTA4680012

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการการพัฒนา/ปรับปรุงผลิตภัณฑ์อาหาร/เกษตรโดยการผสมผสานเทคนิคการอบแห้งที่หลากหลาย

เล่มที่ 2

คณะผู้วิจัย		สังกัด
1. ศ.ดร.สมชาติ	โสภณรณฤทธิ์	มจธ.
2. รศ. วารุณี	เตีย	มจธ.
3. รศ.ดร.สมเกียรติ	ปรัชญาวรากร	มจธ.
4. ผศ.ดร.อดิศักดิ์	นาถกรณกุล	มจธ.
5. ผศ.ดร.สักกมน	เทพหัสดิน ณ อยุธยา	มจธ.
6. ดร.ธนิต	สวัสดิเสวี	มจธ.
7. ผศ.ดร.ฐานิตย์	เมธิยานนท์	ม.มหานคร
8. ผศ.ดร.ชัยยงค์	เตชะไพโรจน์	ม.ศิลปากร
9. ผศ.ดร.เจริญพร	เลิศสถิตธนากร	ม.มหาสารคาม
10. ผศ.ดร.สัมพันธ์	ฤทธิเดช	ม.มหาสารคาม
11. ผศ.ดร.ณัฐพล	ภูมิสะอาด	ม.มหาสารคาม
12. ผศ.ดร.ทรงชัย	วิริยะอำไพวงศ์	ม.มหาสารคาม
13. ผศ.ดร.อำไพศักดิ์	ทีบุญมา	ม.อุบลราชธานี
14. ดร.จินดาพร	จำรัสเลิศลักษณ์	ม.มหาสารคาม

15. นักศึกษาปริญญาเอก 17 คน และปริญญาโท 40 คน

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

List of Publication

Volume 1

International Journal Papers:

1. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Soybean drying by two-dimensional spouted bed. Drying Technology-An International Journal 21(9) 1739-1761. (IF = 0.987)
2. Prachayawarakorn, S., Sawanduanpen, S., Saynampheung, S., Poolpatarachewin, T., Soponronnarit, S. and Nathakaranakule, A. 2004. Kinetics of colour change during storage of dried garlic slices as affected by relative humidity and temperature. Journal of Food Engineering 62, 1-7. (IF = 1.22)
3. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Varanyanon, W. and Soponronnarit, S. 2004. Simulation and grain quality for in-store drying of paddy. Journal of Food Engineering 64, 405-415. (IF = 1.22)
4. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2004. Influence of FIR irradiation on paddy moisture reduction and milling quality after fluidized bed drying. Journal of Food Engineering 65, 293-301. (IF = 1.22)
5. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2004. Comparative study of heating process for full-fat soybeans. Journal of Food Engineering 65,371-382. (IF = 1.22)
6. Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Chinnabun, K. 2004. Methodology of enhancing drying rate and improving maize quality in a fluidized-bed dryer. Journal of Stored Products Research 40, 379-393. (1.044)
7. Taechapairoj, C., Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2004. Characteristics of riced dried in superheated-steam Fluidized-bed. Drying Technology-An International Journal 22(4), 719-743. (IF = 0.987)
8. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2004. Drying kinetics and quality of shrimp under different two-stage drying processes. Drying Technology-An International Journal 22(4), 759-778. (IF = 0.987)
9. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Varanyanon, W., Tungtrakul, P. and Soponronnarit, S. 2004. Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy. Drying Technology-An International Journal 22(7), 1731-1754. (IF = 0.987)
10. Devahastin, S., Suvarnakuta, P., Soponronnarit, S., Mujumdar, A.S., 2004. A comparative study of low-pressure superheated steam and vacuum drying of a heat-sensitive material. Drying Technology–An International Journal 22(8), 1845-1867. (IF = 0.987) (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
11. Prachayawarakorn, S., Prachayawasin, P. and Soponronnarit, S. 2004. Effective diffusivity and kinetics of urease inactivation and color change during processing of soybeans with

superheated-steam fluidized bed. Drying Technology-An International Journal 22(9), 2095-2118. (IF = 0.987) (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)

12. Prachayawarakorn, S., Poomsa-ad, N. and Soponronnarit, S. 2005. Quality maintenance and economy with high-temperature paddy-drying process. Journal of Stored Products Research 41, 333-351. (1.044)
13. Suvarnakuta, P., Devahastin, S., Soponronnarit, S., Mujumdar, A.S., 2005. Drying kinetics and inversion temperature in a low-pressure superheated steam drying system. Industrial & Engineering Chemistry Research 44(6), 1934-1941 (IF = 1.424). (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
14. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2005. Investigations on head-rice yield and operating time in the fluidized-bed drying process : Experiment and simulation. Journal of Stored Products Research 41, 387-400. (1.044)
15. Prachayawarakorn, S., Choteboon, C. and Soponronnarit, S. 2005. Simultaneous momentum, heat and mass transfer with color change during paddy storage in silo. Drying Technology-An International Journal 23(1&2), 205-223. (IF = 0.987)
16. Namsanguan, Y., Tichangtong, S., Tia, W., Soponronnarit, S. and Devahastin, S. 2005. Simulation of a mixed air and superheated steam drying system. Drying Technology-An International Journal 23(1&2), 225-248. (IF = 0.987)
17. Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2005. High temperature spouted bed paddy drying with varied downcomer air flows and moisture contents: Effects on drying kinetics, critical moisture content, and milling quality. Drying Technology-An International Journal 23(3), 473-495. (IF = 0.987) (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
18. Rittidech, S., Dangeton, W. and Soponronnarit, S. 2005. Closed-ended oscillating heat-pipe (CEOHP) air-preheater for energy thrift in a dryer. Applied Energy 81, 198-208. (0.378) (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
19. Prachayawarakorn, S., Tia, W., Poopaiboon, K. and Soponronnarit, S. 2005. Comparison of performances of pulsed and conventional fluidized-bed dryers. Journal of Stored Products Research 41, 479-497. (1.044)
20. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Tia, W. and Soponronnarit, S. 2005. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. Journal of Food Engineering 71, 28-36. (IF = 1.209)
21. Lertsatitthanakorn, C., Remgwongwitaya, S. and Soponronnarit, S. 2006. Field experiments and economic evaluation of an evaporative cooling system in a silkworm rearing house. Biosystems Engineering 93, 213-219. (IF=0.496) (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
22. Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Jirajindalert, A. and Taechapairoj, C., 2006. Parboiling brown rice using superheated steam fluidization technique. Journal of Food Engineering 75, 423-432. (IF = 1.209)

23. Taechapairoj, C., Prachayawarakorn, S., and Soponronnarit, S., 2006. Modelling of parboiled rice in superheated steam fluidized bed. Journal of Food Engineering 76, 411-419. (IF=1.209)
24. Prachayawarakorn, S., Kaewnin, N., Natahkaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2006. Effects of peeled and unpeeled garlic cloves on the changes of drying rate and quality. Drying Technology-An International Journal 24(1), 65-75. (IF=0.987)
25. Prachayawarakorn, S., Prachayawasin, P. and Soponronnarit, S. 2006. Heating process of soybean using hot-air and superheated-steam fluidized-bed dryers. LWT-Food Sci Technol 39, 770-778. (IF=0.818)
26. Madhiyanon, T., Techaprasan, A. and Soponronnarit, S. 2006. Mathematical models based on heat transfer and coupled heat and mass transfer for rapid high temperature treatment in fluidized bed: application for grain heat disinfestations. International Journal of Heat and Mass Transfer 49, 2277-2290. (IF=1.22)
27. Prachayawarakorn, S., Ruengnarong, S. and Soponronnarit, S. 2006. Characteristics of heat transfer in two-dimensional spouted bed. Journal of Food Engineering 76, 327-333. (IF=1.209)
28. Witinantakit, K., Prachayawarakorn, S., Nathakaranakule, A. and Soponronnarit. S. 2006. Paddy drying using adsorption technique: experiments and simulation. Drying Technology-An International Journal 24, 609-617. (IF=0.987)

Local Journal Papers:

1. Wanichsumran, S., Tungtrakul, P., Waranyanon, W. and Soponronnarit, S. 2003. Increased yield in head rice of poor quality paddy by combined soaking and fluidized bed drying. The Journal of the Royal Institute of Thailand 28(4), 1160-1169 (in Thai).
2. Madhiyanon, T., Piriyarungroj, N., Nathakarannakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. The vortexing-fluidized bed combustor cold model : experimental study of air – rice husk flow behavior. Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand, 14(4), 59-67 (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะที่ปรึกษาและวิจัยร่วม)
3. Leungmalawat, P., Nathakarannakule, A. and Soponronnarit, S. 2004. Developing a mathematical model of paddy cooling system. The Journal of the Royal Institute of Thailand 29(1), 64-77 (in Thai).
4. Soponronnarit, S., Taechapairoj, C. and Prachayawarakorn, S. 2004. A new technique for the manufacture of steamed rice. The Journal of the Royal Institute of Thailand 29(1), 78-86 (in Thai).
5. Chaioranan, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2004. Water heating using heat pump. Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand, 15(2), 31-37 (in Thai).
6. Tia, W., Jangploy, P., Sakunpongmalee and Soponronnarit, S. 2004. Status and research trends on biomass energy in Thailand. The Journal of the Royal Institute of Thailand 29(3), 557-567 (in Thai).

7. Madhiyanon, T., Piriyarungroj and Soponronnarit, S. 2004. A novel vortex-fluidized bed combustor with two combustion chambers for rice husk fuel. Songklanakarin J. Sci. Technol. 26(6), 875-893 (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะที่ปรึกษาและวิจัยร่วม)
8. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2004. Mathematical modelling and simulation of fluidized-bed drying, tempering and ventilation of grains. KKU Engineering Journal 32(1), 1-14.
9. Eiammi, C., Tangtrakul, P., Tachapairoj, C. and Soponronnarit, S. 2004. Combination process of steaming and drying for parboiling aromatic rice. Thai Society of Agricultural Engineering Journal 11(1), 24-33 (in Thai).
10. Soponronnarit, S., Jirajindalert, Nathakaranakule, A., Taechapairoj, C. 2005. Parboiling brown rice using superheated steam fluidization technique. The Journal of the Royal Institute of Thailand 30(1), 76-91 (in Thai).
11. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Tia, W. and Soponronnarit, S. 2005. Development of a superheated-steam-fluidized-bed dryer for parboiled rice. The Journal of the Royal Institute of Thailand 30(2), 363-378 (in Thai).
12. Tia, W., Jangploy, P., Sakunpongmalee and Soponronnarit, S. 2004. Status and research trends on renewable energy in Thailand. The Journal of the Royal Institute of Thailand 30(3), 659-677 (in Thai).
13. Taechapairoj, C., Sinprasert, S., Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2005. Effect of drying medium on drying kinetics and beef quality. The Journal of the Royal Institute of Thailand 30(4), 970-987 (in Thai).

Book Chapters:

1. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Research and development work on paddy drying in South-east Asia. Lectures and Workshop Exercises on Drying of Agricultural and Marines Products. Eds: Ghin, Y.B. et al., ASEAN SCNCER, pp.87-112.

Keynote/Invited speaker in Conferences/Symposiums:

1. Soponronnarit, S. 2003. Fluidised bed grain drying. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 55-71 (keynote paper).
2. Soponronnarit, S. 2003. Fluidised bed grain drying. Presented at the International Seminar on Grain Drying in South Asia, 1-2 Dec. 2003, Durgapur, India (keynote paper).
3. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2004. Mathematical modelling and simulation of fluidized-bed drying, tempering and ventilation of grains. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 8-14 (keynote paper).

4. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2004. Mathematical modelling and simulation of fluidized-bed drying, tempering and ventilation of grains. Presented at The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen ,18-20 Oct. 2004. Also in KKU Engineering Journal 32(1), 1-14.
5. Tia, W., Jangploy, P., Sakunpongmalee, K. and Soponronnarit, S. 2005. Status and research trends on renewable energy in Thailand. CD-Rom Proceedings of the 1st Energy Network Conference, Pattaya, 11-13 May 2005, 18 p. (invited paper in Thai).
6. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2005. Research and development work on paddy drying in South-East Asia. Paper presented at the 3rd National Technical Seminar on Post-harvest/Post-production Technology, Cha-am, 10-11 Oct. 2005 (keynote paper).
7. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Taechapairoj, C. 2005. New method for producing parboiled rice under high-temperature superheated-steam fluidization. Proc. of the 4th Asia Pacific Drying Conference, 13-15 Dec. 2005, Kolkata, India (invited paper).
8. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2006. Research and development work on paddy drying in South-East Asia. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, 23-24 Jan. 2006, Marasarakham, pp. 15-31 (keynote paper).

List of Publication

Volume 2

International Conference Papers:

1. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin and S. Soponronnarit, S. 2003. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing two-stage superheated steam and heat pump drying. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 457-467.
2. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Varanyanond, W. and Soponronnarit, S. 2003. Diffusion model of a wide drying temperature range for fluidized bed paddy drying. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 657-666.
3. Jamradloedluk, J., Nathkaranakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Drying of durian slices in superheated steam and hot air. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 667-677. (เป็นผลงานในฐานะอาจารย์ที่ปรึกษาร่วมทุน คปก. สกว.)
4. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Nathkaranakule, A. 2003. Comparative study of pork dried using superheated steam and hot air. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 679-691. (เป็นผลงานในฐานะอาจารย์ที่ปรึกษาร่วมทุน คปก. สกว.)

5. Rordprapat, W., Nathkaranakule, A., Tia, W. and Soponronnarit, S. 2003. Effect of soaking time and drying media on qualities of paddy dried by fluidization technique. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 693-704.
6. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Effect of far-infrared radiation and tempering on subsequent drying of paddy by fluidization technique. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, 1-3 September 2003, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, pp. 705-720.
7. Sathapornprasath, K., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2004. Effects of operating conditions on the overall performance of an air and superheated steam-operated impinging stream dryer. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 55-59.
8. Suvarnakuta, P., Devahastin, S., Soponronnarit, S. and Mujumdar, A.S. 2004. Drying rate and inversion temperatures of porous particles undergoing low-pressure superheated steam and vacuum drying. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 60-64. (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
9. Rittidech, S., Soponronnarit, S. and Dangeton, W. 2004. Effect of hot gas temperature and working fluid on effectiveness of a closed-end oscillating heat pipe air-preheater for dryer. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 65-72. (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
10. Prachayawarakorn, S., Ruengnarong, S. and Soponronnarit, S. 2004. Characteristics of heat transfer in two-dimentional spouted bed. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 73-78.
11. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Varanyanon, W. and Soponronnarit, S. 2004. In-store paddy drying under tropical atmostsphere: strategy and quality aspects. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 431-437.
12. Prachayawarakorn, S., Choteboon, C. and Soponronnarit, S. 2004. Moisture transport and change of yellowness of paddy during storage. Proc. 15th International Symposium on Transport Phenomena (ISTP-15), 9th-13th May 2004, Bangkok, Thailand, pp. 609-614.
13. Jamradloedluk, J., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2005. Modelling of dehydration and redehydration kinetics of durian. Proc. 2nd Int. Conf. on Innovations in Food Procesing Technology and Engineering, 11-13 Jan. 2005, Bangkok, Thailand, pp. 267-277.
14. Witinantakit, K., Prachayawarakorn, S., Nathakaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2005. Drying of paddy using rice husk as adsorbent. Proc. 2nd Int. Conf. on Innovations in Food Procesing Technology and Engineering, 11-13 Jan. 2005, Bangkok, Thailand, pp. 312-319.

15. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Nathakaranakule, A. 2005. Drying kinetics and physical properties of dried pork using two-stage techniques. Proc. 2nd Int. Conf. on Innovations in Food Procesing Technology and Engineering, 11-13 Jan. 2005, Bangkok, Thailand, pp. 320-328.

Local Conference Papers:

1. Madhiyanon, T., Piriyarungroj, N., Nathakarannakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. Development of a vortexing-fluidized bed combustor for rice husk fuel. CD Rom Proc. the 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, KMITNB-Prachinburi., 15-17 Oct. 2003, 9 p (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะที่ปรึกษาและวิจัยร่วม)
2. Madhiyanon, T., Baingam, M. and Soponronnarit, S. 2003. Solid fuel producing from sawdust by extrusion technique. CD Rom Proc. the 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, KMITNB-Prachinburi., 15-17 Oct. 2003, 6 p (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะที่ปรึกษาและวิจัยร่วม)
3. Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. High temperature spouted bed grain drying with various downcomer-airflow. CD Rom Proc. the 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, KMITNB-Prachinburi., 15-17 Oct. 2003, 12 p (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
4. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., and Prachayawarakorn, S. 2004. Compressive behaviors of durian slices during hot air and superheated steam drying. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 1-7. (เป็นผลงานในฐานะอาจารย์ที่ปรึกษาร่วมทุน คปก. สกว.)
5. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Nathakaranakule, A. 2004. Pork drying using superheated steam and hot air. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 8-14 (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะอาจารย์ที่ปรึกษาร่วมทุน คปก. สกว.)
6. Witinantakit, K., Nathakaranakule, A., Prachayawarakorn, S., and Soponronnarit, S. 2004. Drying of paddy using rice husk as an adsorption medium. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 15-21 (in Thai).
7. Jaekum., S., Nathakaranakule, A., Prachayawarakorn, S., and Soponronnarit, S. 2004. Fruit and hurb drying using combined techniques of heat pump and far-infared radiation. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 22-28 (in Thai).
8. Tia, W., Soponronnarit, S., and Athasart, S. 2004. Cogeneration potential of a parboiled rice mill. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 29-35 (in Thai).

9. Prachayawasin, P., Soponronnarit, S., and Prachayawarakorn, S. 2004. Soybean drying using superheated steam fluidized bed. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 36-43 (in Thai).
10. Kaewnin, N., Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., and Nathakaranakule, A. 2004. Appropriate strategy for drying garlic. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 44-51 (in Thai).
11. Iam-mi, ch., Tungtrakul, P., Taechapairoj, Ch., and S., Soponronnarit. 2004. The drying for parboiling aromatic rice using superheated-steam fluidized bed. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 52-61 (in Thai).
12. Prakotmak, P., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2004. Effect of pore size distribution on water transport inside porous materials. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 62-69 (in Thai).
13. Teeboonma, U. and Soponronnarit, S. 2004. Heat pump drying design using optimization technique. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 70-77 (in Thai).
14. Buranapetch, T., Soponronnarit, S., and Poomsa-add. N. 2004. Equilibrium moisture content and drying kinetics of mulberry leaves. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 125-131 (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
15. Teeboonma, U. and Soponronnarit, S. 2004. Comparative assessment of R134a, R407C, and R410A as alternatives to R22. Proc. the 5th Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering, 26-27 April 2004, Bangkok, pp. 139-146.
16. Sathitruangsak, P., Soponronnarit, S. and Madhiyanon, T. 2004. Briquette fuel product from coconut shell by extrusion technique using molass as binder. CD Rom Proc., The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen, 18-20 Oct. 2004, 7p. (in Thai).
17. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. 2004. A study of influences of binder treated from wheat straw on physical properties of fuel briquette. CD Rom Proc., The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen, 18-20 Oct. 2004, 5p. (in Thai).
18. Madhiyanon, T., Piriyarungroj, N., Thongnork, P. and Soponronnarit, S. 2004. Vortexing-fluidized bed combustor (VFBC) : Part I Effects of primary air on performance of combustor. CD Rom Proc. The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen , 18-20 Oct. 2004, 9p. (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะที่ปรึกษาและวิจัยร่วม)
19. Madhiyanon, T., Piriyarungroj, N., Thongnork, P. and Soponronnarit, S. 2004. Vortexing-fluidized bed combustor (VFBC) : Part II Effects of secondary air on performance of combustor. CD Rom Proc. The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen , 18-20 Oct. 2004, 9p. (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะที่ปรึกษาและวิจัยร่วม)

20. Thuwapanichayanan, R., Soponronnarit, S. and Prachawarakorn, S. 2004. Mathematical model for fluidized bed drying using superheated steam. CD Rom Proc. The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen, 18-20 Oct. 2004, 6p. (in Thai).
21. Dangton, W., Rittidech, S. and Soponronnarit, S. 2004 Performance tests of a closed-end oscillation heat pipe air preheater for dryer. CD Rom Proc. The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen, 18-20 Oct. 2004, 8p. (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
22. Montripila, M., Soponronnarit, S. and Poomsa-ad, N. 2004. Drying kinetics of cooked glutinouse rice using superheated steam and hot air. CD Rom Proc. The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khonkaen, 18-20 Oct. 2004, 6p. (in Thai). (เป็นผลงานในฐานะนักวิจัยพี่เลี้ยงทุนพัฒนานักวิจัยหน้าใหม่ สกว.)
23. Jutajan, W., Soponronnarit, S., Siriamornpun, S. and Poomsa-Ad, N. 2005. Physical properties of cooking glutinous rice after drying. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 379-386 (in Thai).
24. Sathapornprasath, K., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2005. Effects of operating conditions on the overall performance of impinging stream dryer. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 463-471.
25. Witinantakit, K., Prachayawarakorn, S., Nathkaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2005. Modeling of paddy drying using rice husk as adsorption medium. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 472-482 (in Thai).
26. Jamradloedluk, J., Nathkaranakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2005. Rehydration kinetics of dried durian. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 483-490.
27. Tachapiroch, C., Prachayawarakorn, S., Trangtrakoon, P., Tarmaisuk, P. and Soponronnarit, S. 2005. The effect of drying on instant rice properties. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 491-498 (in Thai).
28. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Nathkaranakule, A. 2005. Drying kinetics and physical properties of pork dried using two-stage techniques. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 499-506 (in Thai).
29. Wongkaew, P., Prachayawarakorn, S., Nathkaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2005. Effects of bulk density of rice husk and mixing ratio on drying characteristics of paddy. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 507-518 (in Thai).

30. Buakhom, R., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2005. Drying of coffee berries using heat pump and hot air. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 519-529 (in Thai).
31. Ngamchum, R., Swasdisevi, T., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2005. Cavendish drying with far infrared–vacuum dryer. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 530-542 (in Thai).
32. Kraiwanichkul, W., Nathkaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2005. Chicken drying using superheated steam combined with heat pump. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 543-554 (in Thai).
33. Yuttachai, W., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2005. Effect of soaking on urease inactivation and protein solubility in soybean during treatment with hot air fluidized bed drying. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 555-565 (in Thai).
34. Kaewnok, S., Prachayawarakorn, S., Nathkaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2005. Effects of temperature on drying characteristics and quality of garlic clove. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 566-576 (in Thai).
35. Madhiyanon, T., Adirekrut, S., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. 2005. A study of coconut drying using hot air combined with desiccant. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 577-586 (in Thai).
36. Chanapai, U., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2005. Mathematical modeling for a single soybean drying with superheated steam and hot air. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 587-601 (in Thai).
37. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2005. Characteristics of shrimp dried by two-stage drying technique at different drying conditions. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 620-629 (in Thai).
38. Kitikhun, C., Soponronnarit, S., Teeboonma, U. and Wiriyaumpaiwong, S. 2005. Production of steam for domestic industry using traveling grate combustor as heat source. In CD-Rom Proc. of the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Bangkok, 30th-31st March 2005, pp. 858-867 (in Thai).
39. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Thongnork, P., Soponronnarit, S. and Wongchang, T. 2005. A short combustion chamber fluidized-bed combustor: Part I. Effects of primary air on combustor performance. In CD-Rom Proceedings of the 19th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, 19-21 October 2005, 8p.

40. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Wongchang, T. and Soponronnarit, S. 2005. A short combustion chamber fluidized-bed combustor: Part II. Effects of upper secondary air on combustor performance. In CD-Rom Proceedings of the 19th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, 19-21 October 2005, 9p.
41. Madhiyanon, T., Lapirattanakun, A., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. 2005. Vortexing-fluidized bed combustor: The performance and gas distribution, within a combustor. In CD-Rom Proceedings of the 19th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, 19-21 October 2005, 15p.
42. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. 2005. Study of Solid fuel produced from ground anthracite by extrusion technique. In CD-Rom Proceedings of the 19th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, 19-21 October 2005, 6p.
43. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Adirekrut, S. and Soponronnarit, S. 2005. A coconut drying kinetics comparison between drying in a combined hot air-desiccant system and a hot air system. In CD-Rom Proceedings of the 19th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, 19-21 October 2005, 8p.
44. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Adirekrut, S. and Soponronnarit, S. 2005. A study of the influences of drying air relative humidity in a combined hot air-desiccant dryer. In CD-Rom Proceedings of the 19th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, 19-21 October 2005, 10p.
45. Yangwo, P., Wiriyaumpaiwong, S. and Soponronnarit, S. 2006. Multi-stage reduction of moisture of paddy by using tapioca flour as adsorption media. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.381-388 (in Thai).
46. Rikham, K., Wiriyaumpaiwong, S. and Soponronnarit, S. 2006. Multi-stage reduction of moisture of paddy by using rice husk as adsorption media. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.389-395 (in Thai).
47. Witinantakit, K., Prachayawarakorn, S., Nathkaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2006. Multi-pass drying of paddy using rice husk. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.396-402 (in Thai).
48. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A. and Prachayawarakorn, S. 2006. Adsorption isotherms of durian flour undergoing three different drying techniques. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.403-410 (in Thai).
49. Wongsri, P., Swasdsevi, T., Prachayawarakon, S. and Soponronnarit, S. 2006. Superheated steam pork meat drying. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.437-446 (in Thai).
50. Plytho, N., Prachayawarakorn, S., Tia, W. and Soponronnarit, S. 2006. Effect of pretreatment on drying kinetics and quality of banana slices. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.447-455 (in Thai).

51. Nimmol, C., Devahastin, S., Swasdisevi, T. and Soponronnarit, S. 2006. Drying of carrot by far-infrared radiation under vacuum condition. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.456-463 (in Thai).
52. Thuwapanichayanan, R., Prachayawarakorn, S., and Soponronnarit, S. 2006. Drying of foam-mat ripe bananas. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.464-472 (in Thai).
53. Sinprasert, S., Taechapairoj, C., Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2006. Investigation of drying kinetics of beef dried using superheated steam and hot air. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.473-481 (in Thai).
54. Chiawwet, M., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P. and Soponronarit, S. 2006. Accelerating aging of paddy using fluidized bed drying followed by tempering. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.482-490 (in Thai).
55. Jaisut, D., Prachayawarakorn, S., Varanyanond, W., Tungtrakul, P. and Soponronnarit, S. 2006. Producing high quality brown rice using fluidization technique. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.491-499 (in Thai).
56. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2006. Feasibility study of combined FIR and hot-air convection in fluidized bed paddy dryiong. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.500-507 (in Thai).
57. Jariyatontivait, W., Prachayawarakorn, S., Teachapairoj, C. and Soponronnarit, S. 2006. Effects of soaking time and pre-steaming for production of parboiled rice using hot air fluidized bed. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.508-515 (in Thai).
58. Luangmalawat, P., Nathakaranakule, A., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P. and Soponronnarit, S. 2006. Effect of drying methods on quality of cooked rice. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.516-524 (in Thai).
59. Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P., Adirekrut, S. and Soponronnarit, S. 2006. A study of coconut drying kinetics by fluidized bed technique. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.525-530 (in Thai).
60. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A. and Prachayawarakorn, S. 2006. Physical and pasting properties of durian flour obtained by different drying methods. In CD-Rom Proc. of the 7th National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Mahasarakham Univ., 23rd-24th January 2006, pp.566-572 (in Thai).

© ADC'03

DRYING KINETICS AND QUALITY OF SHRIMP UNDERGOING TWO - STAGE SUPERHEATED STEAM AND HEAT PUMP DRYING

Yuvanaree Namsanguan[1], Warunee Tia[1], Sakamon Devahastin[2] and Somchart Soponronnarit[1]

[1]School of Energy and Materials and [2]Department of Food Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Pracha U-tid Road, Bangkok 10140, Thailand
E-mail: yuvanaree@yahoo.com

The present work proposed a new technique to enhance the process of shrimp drying, both from heat/mass transfer and dried product quality points of view, by using a two-stage SSD/HPD (superheated steam drying followed by heat pump drying). The experiments were performed by using the first-stage superheated steam drying at a drying temperature of 140°C while the second-stage heat pump drying was operated at 50°C. The intermediate moisture content (IMC) of shrimp at the end of the superheated steam drying was varied between 30% and 40% (w.b.). Shrinkage, color, rehydration behavior and texture of dried shrimps were then determined. The results showed that SSD/HPD dried shrimp had much lower degree of shrinkage, higher degree of rehydration, better color, less tough and softer than single-stage SSD dried shrimp. In addition, the effect of tempering between SSD/HPD was investigated. As compared with drying with no tempering, faster drying rates were obtained. Tempering, however, seemed to have no effect on the drying kinetics when the process was switched from SSD to HPD at lower IMCs.

Keywords: color; hybrid drying; rehydration; shrinkage; texture

Introduction

Dried shrimp is well known as a high nutritional fishery product. Production of dried shrimp has traditionally been done in a small-scale, mostly at a household level. Sun drying, roasting in an opened air or alternating with dryer have been traditionally used. So far, there is not much information about dried shrimp processing and quality control available. However, due to very high domestic and export demands, a way to improve the dried shrimp quality as well as production capacity is desired.

The production of dried shrimp can be mainly divided into two steps: boiling (in order to deactivate microbial growth) and then drying. The use of superheated steam drying (SSD) to dry shrimp is therefore very attractive since boiling and drying can be performed in a single step due to the use of superheated steam as the drying medium. Another advantage of using SSD to dry shrimp is that there is no nutritional loss during boiling (Prachayawarakorn et al. 2002). The color and shrinkage are also found to be better than shrimp dried using a conventional hot air dryer.

The various new drying techniques have been developed during the past decade to achieve a more effective dehydration such as hybrid or multi-stage drying. The two-stage drying is an effective way of improving the quality of dried products. Combining SSD and HPD, for example, may have a potential for improving the quality of the final dried products as well as reducing the energy consumption due to enhanced drying rates. SSD can produce many large pores with high drying rate in the first stage, the following HPD could then be used to maintain the shape and preserve the color of the drying product. Heat pump drying (HPD) itself has been widely used with advantages of low-temperature drying, higher drying rate and its ability to yield products of higher quality. Strommen 2001, for example, presented a new heat-pump drying technology for drying frozen fruits and vegetables. The final products obtained using this technique have very high porosity, as well as favorable color and taste.

In our previous work (Namsanguan et al. 2002), we found that a two-stage SSD/AD (superheated steam drying followed by hot air drying) gives no quality improvement of dried shrimp and takes long overall drying time. In this work, a new combination of the two drying process viz. SSD and HPD was considered. The effects of drying conditions in two different and separated stages on the drying characteristics and quality of dried shrimp, in terms of shrinkage, color, texture and rehydration behavior, were then investigated. The effect of tempering between these two stages of drying was also investigated in order to possibly reduce the drying time. Poomsa-ad et al. 2002, for example, reported that the drying rate in the fluidised bed grain drying can be improved considerably when the tempering treatment between the two stages of drying is included. During the tempering process, the material moisture migrating from the inside will be concentrated near the exterior surface, so it can be removed easily when it is subject to a more intensive drying again.

Materials and Methods

One kilogram of raw shrimp (Penaeidae) was washed and dipped in NaCl solution (2% w/v) at room temperature for 30 minutes before each drying test. The sample was then placed proportionally on three wire screens. The weight of shrimp was measured by a digital balance (an accuracy of ± 0.1 gram) at every 15 minutes interval during drying. Drying was carried out first in SSD and later in an HPD. An SSD unit used in the experiments consisted of a steam generator, a steam superheater rated at 13.5 kW, a 0.3 x 0.3 x 0.1 m^3 small cabinet dryer and a backward-curved blade centrifugal fan which was used to circulate the steam through the dryer. Drying was performed at a pressure slightly above the atmospheric pressure; the inlet steam temperature of 140°C and the steam velocity at 2.08 ± 0.2 m/s were used in all experiments. For an HPD unit, drying was performed in a closed loop heat pump dryer consisting of a 0.5 kW reciprocating compressor, a 1 kW evaporator, a 1.8 kW internal condenser and a 1.1 kW external condenser. The air temperature and air velocity were set at 50°C and 0.91 m/s, respectively. Both steam and air were forced to flow in a parallel direction of wire screens fitted in each dryer and the temperatures of all drying media were measured by type-*k* thermocouples connected to a data logger with an accuracy of ± 1°C.

As mentioned earlier, the SSD/HPD experiments were carried out in two different stages using SSD as the first-drying stage. The moisture content of dried shrimp after SSD was named intermediate moisture content (IMC), which was varied between 30 ± 3.2% to 40 ± 2.4% wet basis. For comparison, shrimp was also dried solely using SSD. Another set of experiments involved using SSD/HPD but with a tempering period in between. During tempering, shrimp was placed in a tightly sealed container and kept at 60°C with the tempering time of 60 min. For SSD/HPD with tempering experiments, the drying conditions used in both SSD and HPD units were the same as those used in the SSD/HPD experiments.

Shrinkage test

The sizes of dried shrimp samples obtained from three different drying processes (SSD, SSD/HPD and SSD/HPD with tempering) were measured using a vernier and the equivalent diameter of each sample was determined assuming a spherical shape. Ten samples were taken form each experiment. Percentage of shrinkage was then calculated by:

$$\% \text{ shrinkage} = \frac{Z_o - Z_f}{Z_o} \times 100 \qquad (1)$$

where Z_o and Z_f are respectively the sizes of shrimp at the beginning and at the end of the drying experiment.

Color test

Colors of the dried samples were evaluated using a color meter (Juki JP 7100p). The color system used was Hunter *Lab* in which '*L*' represents the lightness, '*a*' represents the redness or greenness, and '*b*' represents the yellowness or blueness. Color measurements were performed on five dried and deshelled samples at three positions; P1 (by the head) to P3 (by the tail). The average of fifteen measurements of each color parameter (*L, a, b*) was reported.

Rehydration test

The rehydration behavior of dried shrimp was evaluated by immersing dried samples in hot water at 100°C. The samples were drained and their sizes were measured by a vernier at one minute interval for 10 minutes. The expanded size, due to absorbed water, was then expressed as the degree of rehydration. The slope of the plot between the degree of rehydration and the rehydration time was defined as the rate of rehydration.

Texture test

The shear test was carried out using a TA-XT2i Texture Analyzer (Stable Micro Systems, Haslemere, England). The force required to cut through an individual dried shrimp was measured using a Warner-Bratzler (WB) shear blade with an angular triangular slot cutting edge. The crosshead speed used was 2 mm/s and the distance traveled by the blade throughout the whole sample thickness and through the base plate slot was 20 mm. The maximum shear force was recorded. Three measurements were taken each at three positions (near head, center and near tail). Fifteen samples were analyzed and the mean value of 45 measurements was reported. This test was carried out by shearing the samples perpendicular to the muscle fiber axis.

Results and Discussion

Drying curves

Fig.1 shows the results of the moisture removal of shrimp undergoing SSD and two-stage SSD/HPD. It can be seen from this figure that purely SSD resulted in the highest moisture reduction rate as compared to the other drying techniques tested here since the whole drying process was performed at a higher temperature for purely SSD. Consequently, the moisture content reached about 20% wet basis in approximately 70 min. In the case of two-stage SSD/HPD, the steam temperature used in the first stage was about 140°C while the air temperature used in the second-stage HPD was approximately 50°C. By varying the intermediate moisture content (IMC) between 30% and 40% wet basis, the final moisture content of shrimp reached about 20% wet basis in approximately 100 and 180 min, respectively.

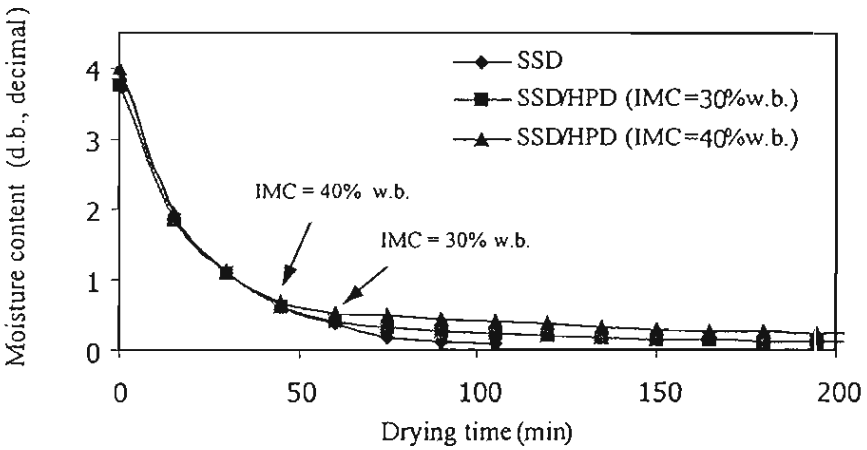
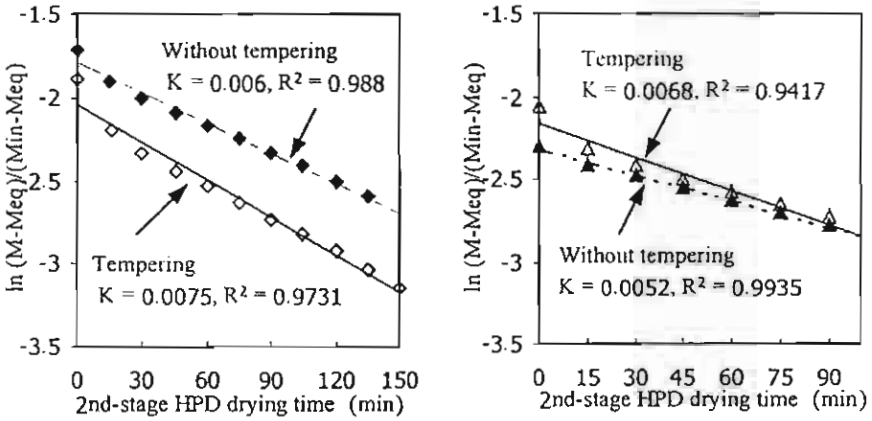


Figure 1. Drying curves of shrimp dried in purely SSD and SSD/HPD

In the case of SSD/HPD with tempering, which employed similar operating conditions to those of SSD/HPD, the drying curves belong to the first-stage SSD possess similar trends as those shown in Fig 1. The tempering process, however, affects the moisture reduction during the second-stage HPD. As shown in Fig.2, the plot of the linearised second-stage HPD drying curves illustrate the effect of tempering on the second-stage drying rate by comparing the specific drying constant, K, which is equal to the slope of the plots ln[M-Meq]/[Min-Meq] against time. Higher

values of K were obtained for shrimp undergoing tempering for both IMCs (Fig.2a and 2b) meaning faster drying rate. During tempering, the moisture inside the shrimp body transported to the exterior surface, so it could be removed more easily when drying was continued again. Consequently, SSD/HPD with tempering enables us to save about 16% and 12% of the net drying time for the corresponding IMCs of about 30% and 40% wet basis, respectively.



a) IMC about 40% w.b. *b) IMC about 30% w.b.*

Figure 2. Linearised second-stage HPD drying curve versus time: K= specific drying constant; M = shrimp moisture content; Min=shrimp initial moisture content; Meq= shrimp equilibrium moisture content (dotted line is exp., dashed line is cal.)

Shrinkage

Table 1 shows the shrinkage of shrimp obtained from three different drying techniques investigated. The shrinkage was found to be lower in the case of SSD/HPD as compared to the case of purely SSD. Although superheated steam drying is known to have a potential to reduce the degree of shrinkage of the drying product due to the evolution of vapor produced inside the product that expands into cells, leading to a normally porous dried product (Seyed-Yagoobi et al. 1999), drying product at high steam temperature for an extended period of time may damage the porous structure and hence leads to a less porous product when comparing with the product undergoing SSD/HPD. When separating the drying into the first-stage drying at high steam temperature and the second-stage drying at lower air temperature in an HPD, it was found that most pores developed during

superheated steam drying were maintained during the second-stage HPD due to the lower air temperature used. Using HPD as the second-stage drying thus helps maintaining the shape of product better than using only SSD.

Table 1. Percentage of shrinkage of shrimp obtained from different drying techniques

Sample	*Shrinkage (%)*
SSD	37.50 ±7.50
SSD/HPD (IMC ≈ 40% w.b.)	31.20 ±5.67
SSD/HPD + tempering (IMC ≈ 40% w.b.)	35.79 ±4.64
SSD/HPD (IMC ≈ 30% w.b.)	21.47 ±7.36
SSD/HPD + tempering (IMC ≈ 30% w.b.)	23.81 ±6.39

Similarly, the degree of shrinkage of shrimp undergoing SSD/HPD with tempering was found to be lower than that of purely SSD; similar trends to SSD/HPD were observed, but tempering seems to yield slightly higher degree of shrinkage than the case with no tempering. It is possible that some shrinkage occurred during the tempering period.

It is also noticed that the lower the intermediate moisture content after SSD, the lower the degree of shrinkage. This may be ascribed to the fact that changing the process from SSD at higher moisture content resulted in a lower degree of pore development. Thus, when the drying was continued with HPD, the materials shrink easier. Drying time is also a significant factor in determining the degree of shrinkage; it takes longer time to dry products with higher IMCs in an HPD so these products tend to shrink more than those with lower IMCs.

Colors

Dried shrimp samples obtained from different drying techniques were distinguishable based on both visual and instrumental assessment of their colors. Instrumentally, as shown in Table 2, the '*a*' and '*b*' values of samples dried in both SSD/HPD and SSD/HPD with tempering were higher compared to samples dried in SSD while the values of '*L*' were lower. Since the intense red orange color indicates the good quality of dried shrimp, it can be concluded that SSD/HPD and SSD/HPD with tempering have a potential to improve the color of dried shrimp in terms of higher *a* and *b* values, and lower *L* value. In the case of SSD/HPD, it is possible that the two-stage drying processes help preventing color degradation, which may result from the use of high steam temperature for an extended period of time in SSD; low drying temperature in the second-stage HPD helps preserving the color of the dried products. As confirmed by many researchers, HPD

itself provides excellent product color (Strommen 2001 and Chua et al. 2000) and hence is a good candidate for the second-stage drying. Switching the process from SSD to HPD at higher moisture contents yields better color than doing so at lower IMCs. In this work, the initial values of *a*, *b* and *L* were -0.42, -0.97 and 32.15, respectively.

Table 2. Values of '*a*', '*b*' and '*L*' of dried shrimp samples

Sample	*Color parameter*		
	'a'	*'b'*	*'L'*
SSD	6.05	12.80	41.98
SSD/HPD (IMC ≈ 40% w.b.)	10.82	13.64	34.89
SSD/HPD + tempering (IMC ≈ 40% w.b.)	11.47	14.95	36.48
SSD/HPD (IMC ≈ 30% w.b.)	6.80	13.12	36.32
SSD/HPD + tempering (IMC ≈ 30% w.b.)	7.33	13.28	35.15

SSD/HPD with tempering also possesses similar color trends to SSD/HPD; the two-stage drying with tempering yielded products that were more red and yellow than products obtained from the process without tempering for both IMCs since tempering also reduced the HPD drying time. Moreover, based on the sensory evaluation, it is found that SSD/HPD and SSD/HPD with tempering dried shrimp samples were more transparent and glossy than purely SSD samples. This is due to the shorter drying period at high steam temperature. In the case of pure hot air drying, the color of dried shrimp is not acceptable if high air temperatures (over 140°C) are used (Posomboon 1998) while the color is not acceptable over 160°C for SSD (Prachayawarakorn 2002). A two-stage SSD/HPD is therefore a possible way to eliminate this limitation; a higher steam temperature is used only in the first-stage SSD to increase the drying rate while the rest of drying is conducted in a lower-temperature environment.

Rehydration behavior

Fig.3 shows the rehydration behavior of dried shrimp samples obtained from three different drying methods at rehydrating temperature of 100°C. The trends are similar for all five sample sets tested. Higher rehydration rates were observed at the beginning of the process, as expected. Also, it is found that hybrid drying of SSD/HPD and SSD/HPD with tempering at IMC ≈ 30% w.b. produced samples that had the highest degree of rehydration. Rehydration curves of all hybrid drying techniques show slightly higher rehydration rates than that belongs to purely SSD case. It is also found that the degree of rehydration is inversely proportional to that of shrinkage.

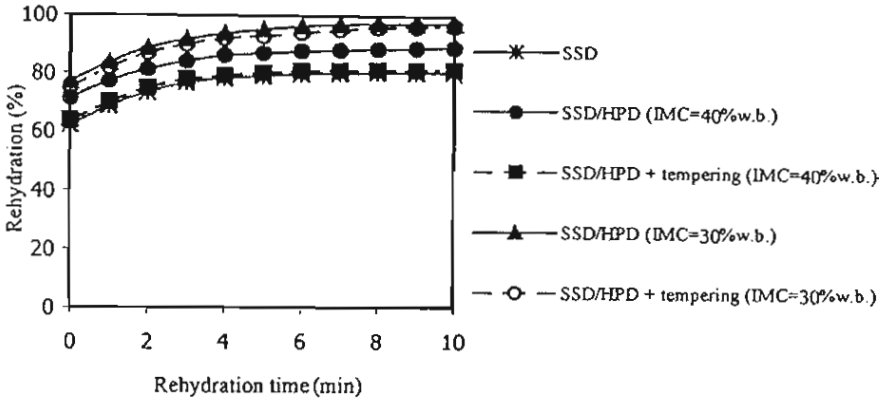


Figure 3. Rehydration curves of dried shrimp samples obtained from different drying processes

Texture

Textural property of dried samples was measured in terms of shear strength or maximum shear force (Fig.4). The shear strength is an indicator of the toughness of the product. It can describe the maximum force that is needed to cut the product in human mouth by the front teeth. From the experiments, it is found that the shear strength required to cut SSD/HPD and SSD/HPD with tempering samples was lower than that required for SSD samples, especially when IMC ≈ 30% w.b.; the texture of SSD/HPD shrimp samples was less tough than that of SSD samples.

Based on the sensory evaluation, it is found that the texture of dried shrimp samples obtained from two-stage drying processes with tempering and without tempering (SSD/HPD and SSD/HPD with tempering) was softer than that of samples obtained from the single-stage drying method (SSD). This is due to the reduced temperature used during drying, which leads to less tough and softer dried product. The texture of dried shrimp seems to have a direct relationship with shrinkage and rehydration; the lower the degree of shrinkage and the higher the degree of rehydration, the less tough and softer the dried product. However, to obtain more reliable results, a more thorough texture analysis (hardness test) and microstructural study will have to be conducted in the future.

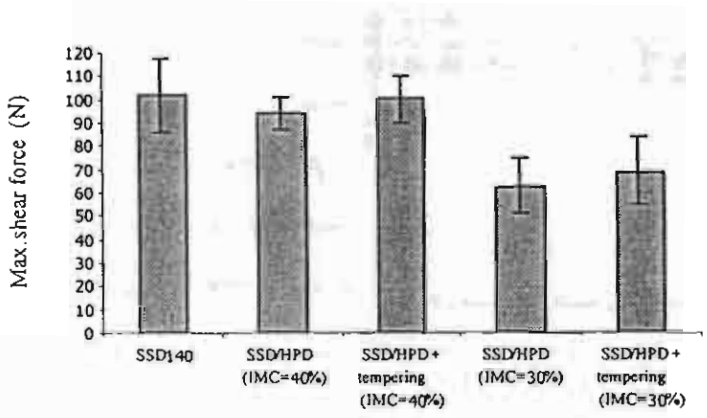


Figure 4. Shear strength of dried shrimp obtained from different drying techniques

Conclusions

SSD/HPD is an innovative two-stage drying technique, which gives dried products of better quality; degree of shrinkage, rehydration potential, color and textural properties of SSD/HPD dried shrimp were greatly improved as compared to single-stage SSD dried products. The porous structure of dried shrimp was improved by using superheated steam drying in the first-stage of drying, while using heat pump drying at lower air temperature maintains the shape of the drying product in the second-stage of drying. For an alternative SSD/HPD with tempering, the drying rate during the second-stage HPD drying can be improved when the tempering treatment between drying stages was included.

Recommendations

An appropriate selection of drying conditions viz. the drying temperature and intermediate moisture content between the two stages presents an effective way to improve dried product quality in many ways. For this experiment, the optimum IMC ≈ 30% w.b. was found to improve many types of quality of dried shrimp. In the future work, results on the microstructure as well as additional texture tests of dried shrimp will be reported more detail.

Acknowledgements

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for supporting this study financially.

References

Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Jaisut, D. 2002. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. Drying Technology. 20(3):669-684.

Strommen, I. 2001. Heat pump drying, new development and applications. In Proceedings of 2nd Asian-Oceania Drying Conference (ADC '01), 102-113. Pulau Pinang, Malaysia.

Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2002. Quality assessment of dried shrimp using two-stage superheated steam and heat pump dryers. In Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering, 505-515. AIT, Bangkok, Thailand.

Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. Drying Technology. 20(1):195-210.

Seyed-Yagoobi, J., Li, Y.B., Moreira, R.G., and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. Drying Technology. 17(1 &2):191-213.

Chua, K.J., Mujumdar, A.S., Chou, S.K., Hawlader, M.N.A and Ho, J.C. 2000. Convective drying of banana, guava and potato pieces: effect of cyclical variations of air temperature on drying kinetics and color change. Drying Technology. 18(4&5):907-936.

Posomboon, W. 1998. Processing effect on quality of dried shrimp. Bangkok, Thailand: Asian Institute of Technology, Master Thesis.

© ADC'03

DIFFUSION MODEL OF A WIDE DRYING TEMPERATURE RANGE FOR FLUIDIZED BED PADDY DRYING

S. Tirawanichakul[1], S. Prachayawarakorn[2], W. Varanyanond[3], and S. Soponronnarit[4]

[1,4]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand 10140
[3]Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University, Bangkean, Bangkok, Thailand 10900

The aim of this work was to develop diffusion models for paddy dried by hot air fluidization technique. Grain shape was considered as a finite cylinder. The effective diffusion coefficients of paddy were determined by a regression analysis from the 200 experimental drying data in the temperature ranges of 40 to 150°C. The effective diffusion model 1 was described by Arrhenius type equation where the Arrhenius factor was constant and the diffusion equation varied proportionally on inlet drying air temperature. The model 2 was explained by a modified Arrhenius type equation where the Arrhenius factor depends on moisture content. Comparison between the experimental data and the simulation data revealed that the predicted values of moisture content from the model 1 was only close to the experimental values of moisture content in the middle period of drying. On the contrary, the simulation results of moisture content from the model 2 were in better agreement to the experimental values than the results obtained from the model 1.

Keywords. dehydration, diffusion coefficient, fluidization, grain, modeling

Introduction

Rice is one of the most staple food crops of the world. Normally, fresh paddy after harvesting contains moisture content of 20-26% wet basis. The high moist paddy is easy to deteriorate, especially in tropical climate. Thus, the suitable management of fresh paddy at high moisture content is necessary. At the present, fluidized bed is one of rapid drying techniques and has a compact size, low maintenance cost as well as uniform final moisture content of grain. Generally, moisture transfer mechanism in food material occurs only in falling drying rate period and its mechanisms are desired by diffusion. Mechanisms of moisture diffusion throughout drying period were studied by many researches (Page 1949; Sharma et al. 1982; Verma et al. 1985; Sun and Wood 1994; Basunia and Abe 1998; Poomsa-ad et al. 2000)] and found that the effective moisture diffusion coefficient depended on drying temperature.

Lewis, 1921 interpreted drying process as an internal diffusion-controlled phenomenon. This phenomenon was described by Fick's second law. Several works have been studied in the literature on the determination of water diffusivity by solving Fick's equation for many processes in the food industry, such as drying and leaching (Pinto and Tobinaga 1994; Park 1987; Aguerre et al. 1985) In this work, the assumption is that water moves out in the directions of radial axial coordinates and paddy is an isotropic solid. The moisture transfer is by liquid diffusion and shrinkage is negligible during the drying. The partial differential equation of moisture diffusion for a single paddy kernel considered geometrically to be a finite cylindrical shape can be written as follows:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D\left[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \left(\frac{1}{r}\right)\frac{\partial M}{\partial r} + \frac{\partial^2 M}{\partial z^2}\right] \qquad (1)$$

where D = the effective moisture diffusion coefficient accounting for the heterogeneous solid
M = moisture content of material, % dry basis
t = drying time, minute
R = radius of the cylinder material, mm.
Z = height of the cylinder material, mm.

When the fresh paddy with high moisture content is dried at the beginning, the concentration of water existing at the grain surface is evaporated suddenly and in consequently closed to the moisture equilibrium with the drying air. However, the moisture content inside the grain kernel is the most difficult region to be reduced because the complex morphology of kernel limits the mobility of water, so that the water concentration at the rice

centre has the highest value throughout drying period. The initial and boundary conditions for fluidized bed paddy drying are given by

$$
\begin{aligned}
&t = 0,\ 0 \le r \le r_o && M = M_{in}\\
&\quad -\ell \le z \le +\ell && M = M_{in}\\
&t > 0,\ r = r_o && M = M_{eq}\\
&\quad z = \pm\ell && M = M_{eq}\\
&t > 0,\ r = 0 && \frac{\partial M}{\partial r} = 0
\end{aligned}
$$

The analytical solution for the moisture inside a single kernel is expressed by the following equation (Crank 1975):

$$MR(r,l,t) = \frac{M(r,l,t) - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} = \frac{4}{\pi}\sum_{m=1}^{\infty}\frac{2}{\lambda_m^2 J_1(\lambda_m)} J_0\left(\lambda_m \frac{r}{r_0}\right)\exp\left(\frac{\lambda_m^2 Dt}{r_0^2}\right) x \sum_{n=0}^{\infty}\frac{(-1)^n}{2n+1}\cos\frac{(2n+1)\pi}{2l}\exp\left(-\frac{\pi^2(2n+1)^2 Dt}{4l}\right) \quad (2)$$

where

l	=	height of the cylinder, mm.
M_{eq}	=	equilibrium moisture content % dry basis
M_{in}	=	intial moisture content % dry basis
MR	=	moisture ratio, decimal
λ_m	=	root of the Bessel function of the n^{th} kind of order zero

By integrating of Eqn.(2) over the volume of cylinder and dividing by its total volume, the average moisture content can be expressed as:

$$\overline{MR} = \left(\frac{8}{\pi^2}\right)\sum_{m=1}^{\infty}\frac{4}{\lambda_m^2}\exp\left(\frac{\lambda_m^2 Dt}{r_o^2}\right)\sum_{n=0}^{\infty}\frac{1}{(2n+1)^2}\exp\left(-\frac{\pi^2(2n+1)^2 Dt}{4\ell}\right) \quad (3)$$

The effective diffusion coefficient may be described by the Arrhenius-type equation as follows:

$$D = D'\exp\left(\frac{-E_a}{RT_{abs}}\right) \quad (4)$$

where D' is the Arrhenius factor and E_a is the activated energy. Many works reported that D' depend on the drying air temperature and the moisture content or has a constant value (Poomsa-ad et al. 2000; Mulet et al. 1989; Rovedo et al. 1998 and Hebbar and Rastogi 2001). This uncertainty

values are because they may be affected by the inherent characteristics of particular material such as variety of grain kernel, postharvest handling.
Steffe and Singh, 1980 and Aguerre et al. 1982 expressed the diffusion coefficient as an Arrhenius function of temperature. Brooker et al. 1992 proposed the Arrhenius factor as a function of moisture content and temperature. The other researchers used an empirical function of air temperature and moisture content of the kernels. (Ece and Cihan 1993).
The aim of this research was to develop diffusion models for paddy drying by fluidization technique at low and high temperature ranges of 40°C to 150°C. The effective diffusion coefficients were determined by regression analysis from experimental data to the analytical solution of the diffusion equation.

Materials and Methods

Experimental procedure

Figure 1 shows the schematic diagram of a fluidized bed dryer. The paddy was dried using a batch fluidized bed dryer. The dryer comprises of a cylindrical shaped drying chamber, a 4x4 kW electric heating unit and a backward curved blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The inlet drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of ±1°C. A mechanical variable speed unit was used for regulating air flow rate.

The long grain paddy, Suphanburi 1 provided by the Rice Research Institute at Pathumthani province, Thailand, were rewetted, mixed and kept in a cold storage at a temperature range of 4-6°C for a week. The desired initial moisture content of rewetted paddy was about 25-30% d.b. Before starting the experiments, the paddy was placed in the ambient environment until grain temperature was close to ambient air temperature. Paddy was dried at the inlet drying air temperatures of 40°C to 150°C. During the experiment for studying the drying kinetics, the paddy samples were taken from drying chamber at drying times of 0, 0.5, 1.0, 1.2, 1.5, 2, 3, 5, 7.5, 10, 20, 30, 45 and 60 minutes, depending on drying temperatures. A constant air velocity of 2.2 m/s is set up for the bed depth of 0.015 m. The inlet drying air temperature, outlet air temperature and ambient air temperature were measured by K-type thermocouple connected to a data logger. The moisture contents of paddy were determined followed by AOAC method (AOAC 2000). The experiments were measured by means of duplication.

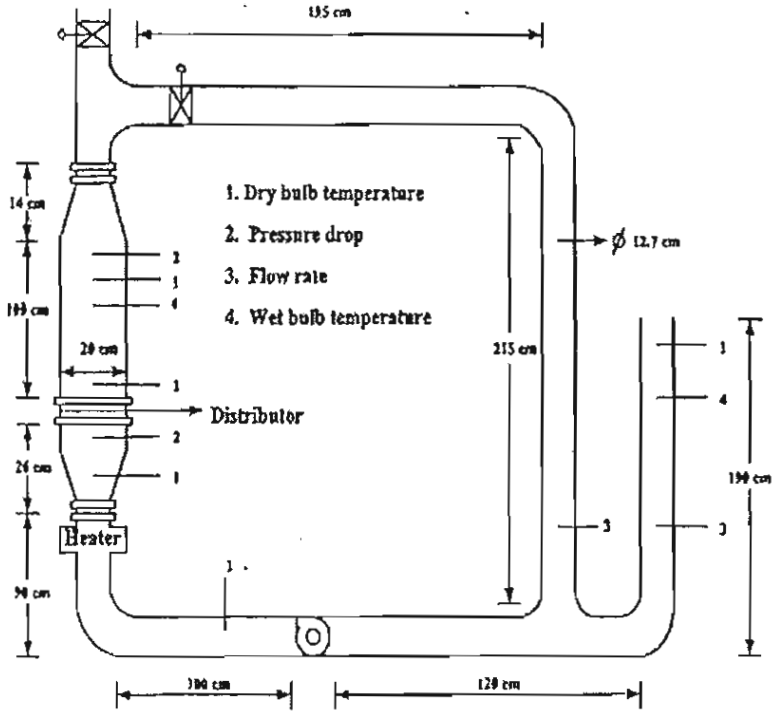


Figure 1. Schematic diagram of a batch fluidized bed dryer

Development of moisture diffusion models

In this work, two different models are applied to estimate the effective diffusivity as follows:

$$\text{Model 1} \qquad D = a\exp\left(\frac{-b}{T_{abs}}\right) \tag{5}$$

$$\text{Model 2} \qquad D = (aM^2 + bM + c)\exp\left(\frac{-d}{T_{abs}}\right) \tag{6}$$

where a,b,c,d = arbitrary constant

T_{abs} = absolute temperature, K

The Equations (5) and (6) state that Model 1 has the effective diffusion coefficient which depends on drying air temperature only. In Model 2, the Arrhenius factor (D') is in the form of the 2nd order polynomial relation

with moisture content of paddy kernel. The constant values in the two models are determined by the regression analysis from the experiment data.

Results and Discussion

Figures 2 shows the evolution of moisture profile throughout the drying time at any inlet drying air temperatures (40°C-150°C). The results show that the evolution of moisture content of paddy using high inlet drying air temperature over 80°C decrease rapidly during the first 3 minutes while decrease of moisture content of paddy using low inlet drying air temperature below 80°C take longer drying time than those obtained from inlet air temperature over 80°C.

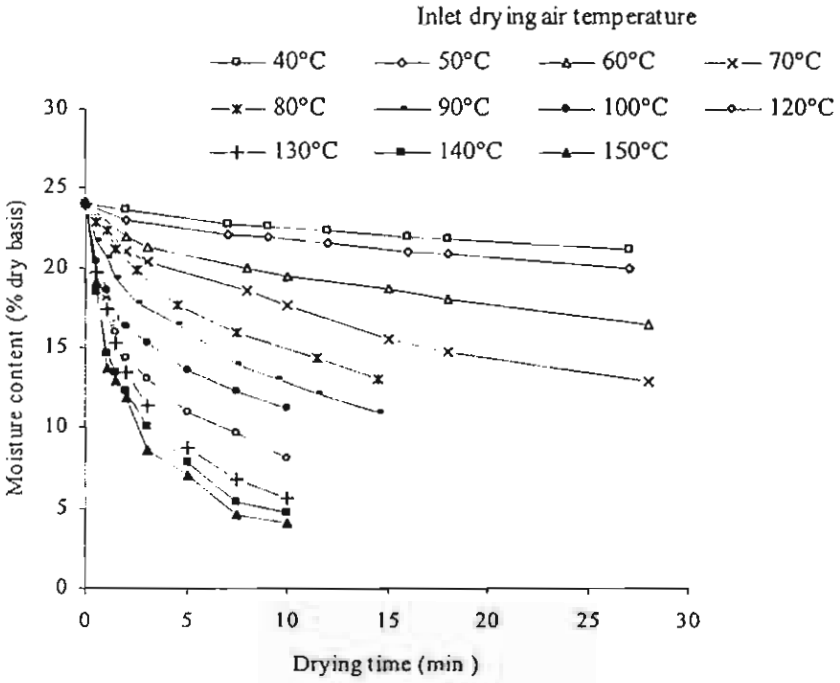


Figure 2. Evolution of paddy moisture content at different inlet air temperature: initial moisture content of 24.0% dry basis.

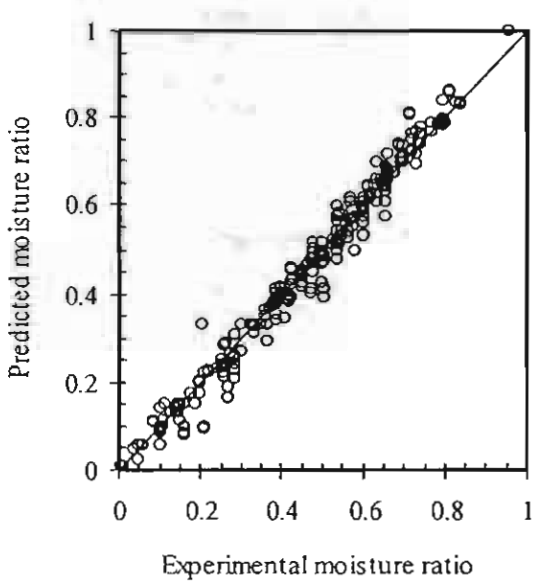
Table 1 shows the determination of constant values in two model using regression analysis. The first model and the 2nd model have the activated energy of -48776.7 kJ/mol and 5183.3 kJ/mol. By comparing mean residual square value (MRS), the conclusion is that Model 2 was higher accurate than Model 1

Table 1 Diffusion models of paddy drying by fluidization technique

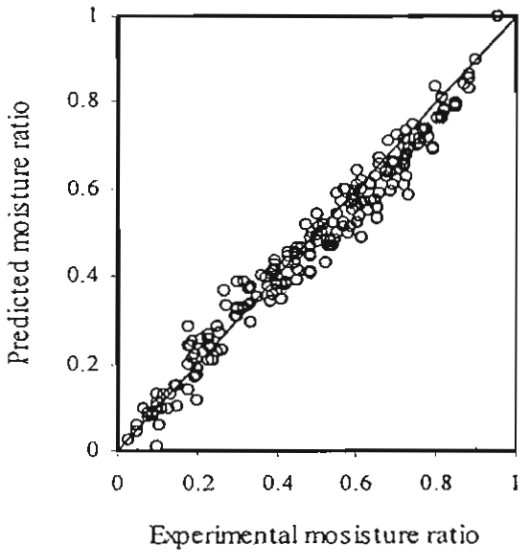
Model	*Diffusion coefficients equation*	r^2	*MRS**
1	$D = 459314.3\exp\left(\frac{-48776.7}{T_{abs}}\right)$	0.86	0.009
2	$D = (131626.5M^2 - 43.1M + 3.3)\exp\left(\frac{-5183.3}{T_{abs}}\right)$	0.91	0.006

$$*MRS = \frac{\sum_{i=1}^{N}(MR_{predicted,i} - MR_{observed,i})^2}{N}$$

Comparison between the predicted values and experimental values for Model 1 and Model 2 are showed in Figure 3.



(a) Model 1



(b) Model 2

Figure 3. Comparison between predicted values and experimental values of moisture ratio using 2 models.

Conclusions

From the experimental results it can be concluded as follows.

- The effective moisture diffusivity in form of Arrhenius's equation can be used for predicting the moisture ratio of paddy dried by fluidization technique in wide range inlet drying air temperatures of 40-150°C.
- The Arrhenius factor, which is expressed as a constant and a function of moisture content in form of the 2nd order polynomial the Model 2 were in better agreement to the experimental values than the results obtained from the Model I

Acknowledgements

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF) and the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for their financial support.

References

Aguerre, R.J., Suarez, C., and Viollaz, P.E. 1982. Drying Kinetics of Rough Rice Grain. J. of Food Tech., 17: 679-686.

Aguerre, R.J., Gabitto, J.F., and Chirife, J. 1985. Utilization of Fick's Second Law for the Evaluation of Diffusion Coeficient in Food Processes Controlled by Internal Diffusion. J. of Food Eng., 20: 623-629.

AOAC, 2000. Official Methods of Analysis. Washington, D.C., Association of Official Analytical Chemists, USA.

Basunia, N.A. and Abe, T. 1998. Thin-Layer Drying Characteristics of Rough Rice at Low and High Temperature. Drying Tech., 16(3&5): 579-595.

Brooker, D.B., Bakker, F.W., and Hall, C.W. 1992. Drying and Storage of Grain and Oilseed. AVI, NewYork, 214.

Crank, J., 1975. The Mathematics of Diffusion, Oxford University Press, U.K.

Ece, M.C., and Cihan, A. 1993. A Liquid Diffusion Model for Drying Rough Rice. Trans. of the ASAE, 36: 837-840.

Hebbar, H.U., and Rastogi, N.K. 2001. Mass Transfer during Infrared Drying of Cashew Kernel. J. of Food Eng., 47(1): 1-5.

Lewis, W.K. 1921. The Rate of Drying of Solids materials. J. of Ind. and Eng. Chem., 13(5): 427-432.

Mulet, A., Berna, A., and Rossello, C. 1989. Drying of Carrots I. Drying Model. Drying Technology, 7(3): 536-557.

Page, G., 1949. Factors Influencing the Maximum Rates or Air Drying Shelled Corn in Thin-layers, cited by Sharma et al. (1982).

Park, K.J., 1987. Estudo Comparativo de coeficiente de difusao sem e com encolhimento durante a secagem. Campinas. Tese, Livre Docencia em Fenomenos de Transporte, Departamento de Engenharia de Alimentos da Faculdade de Engenharia de Alimentos.

Pinto, L.A.A., and Tobinaga, S. 1994. A Diffusion Model with Shrinkage during Drying of Fish Muscles. In Proceedings of the 9th International Drying Symposium, ed. by A.S. Mujumdar, V.B, Gold Coast, Australia, 1069- 1076.

Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Terdyothin, A. 2000. Diffusion Models of Paddy Drying by Fluidization Technique. in Proc. of the XIV Memorial CIGR World Congress 2000.

Sharma, A.D., Kunze, O.R., and Tolley, H.D. 1982. Rough Rice Drying as a Two-Compartment Model. Tran. of the ASAE, 25: 221-224.

Steffe, J.F. and Singh, S.P. 1980. Liquid Diffusivity of Rough Rice Components, Trans. of the ASAE, 23: 764-774, 782.

Sun, D.W. and Woods, J.L. 1994. Low Temperature Moisture Transfer characteristics of Wheat in Thin-Layers, Tran. of ASAE, 37: 1919-1926.

Rovedo, C.O., Suarez, C., and Viollaz, P. 1998. Analysis of Moisture Profiles, Mass Biot Numbers and Driving Forces During Drying of Potato Slabs. J. of Food Eng., 36(2): 211-311.

Verma, L.R., Bucklin, R.A., Endan, J.B., and Wratten, F.T. 1985. Effects of Drying Air Parameters on Rice Drying Models. Trans. of ASAE, 28(1): 296-301.

Proceedings of the

3rd Asia-Pacific Drying Conference

1-3 September 2003

Editors

Vinod K. Jindal
Athapol Noomhorm
Imran Ahmad

Asian Institute of Technology

Bangkok, Thailand

© ADC'03

DRYING OF DURIAN SLICES IN SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

J. Jamradloedluk[1], A. Nathakaranakule[1], S. Soponronnarit[1], and S. Prachayawarakorn[2]

[1]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachautid Rd., Tungkru, Bangkok 10140, Thailand

The comparative experiments of drying durian slices with superheated steam and hot air were conducted. Both drying media were set at the temperatures of 140 and 150^{0}C, and the velocity of 2.08 m/s. Each durian slice was cut into a dimension of 20×20×2 mm (width×length×thickness). Color, drying rate, hardness, number of peaks and initial slope of force-displacement curve of dried product were investigated. The experimental results have shown that durian slices dried by superheated steam were more reddish and glossy than those dried by hot air. For drying characteristics, it was clearly found that at the same temperature, drying with hot air gave higher drying rate than drying with superheated steam. Additionally, compressive tests showed that for both drying media hardness and initial slope of force-displacement curve increased with decreasing of material moisture content. However, no obvious relationship between number of peaks of force-displacement curve and material moisture content was found. Durians dried by hot air resulted in greater number of peaks of force-displacement curve but lower hardness and slope of force-displacement curve than those dried by superheated steam. For effective diffusion coefficient, it can be concluded that at the same temperature effective diffusion coefficient of durian slices was higher when the materials were dried by hot air.

Keywords: dehydration, durian, hot air, superheated steam

Introduction

Durian (*Durio zibethinus* Murray) is a climateric fruit and it is one of the most important tropical fruit crops grown in Thailand. In each year, durians are exported to many countries in Asia. However, the markets are restricted by the lack of a reliable methodology for handling, transport, and storage of the products [Ketsa and Pangkool 1995]. This leads to the productions of fried and freeze dried durians.

Drying of food and agro-products is widely used for several purposes, for instance, increasing shelf-life, reducing packaging costs, lowering shipping weight, and adding value of products. The drying technology has been academically and industrially developed over the past decades. Previous research works showed that there were various parameters affecting drying process such as types of drying medium. Li et al. (1999) studied impingement drying of tortilla chips using superheated steam and hot air. The results showed that higher steam temperature caused more pores, coarser appearance, less shrinkage, and higher modulus of deformation. Moreover, comparison of both drying media stated that there was a less starch gelatinization associated with air drying compared to superheated steam drying. The similar result was emphasized by Iyota's works [Iyota et al. 2001a, 2001b, 2002]. He concluded that in superheated steam, potato starch gelatinization proceeded more rapidly than in hot air. Furthermore, surfaces of potatoes dried by superheated steam were glossier and more reddish than those dried by hot air.

During drying, an essential consideration is the maximization of product quality including sensory (color, flavor, and texture), microbiological and nutritional aspects [Bonazzi et al. 1996]. Nevertheless, for customers with the first purchase, dried product color and packaging are the most important criteria for the appreciation of the products. Due to an important quality index, dried material color has been extensively studied in recent years. Krokida (1998) stated that the rate of color deterioration was found to increase as temperature increased and air humidity decreased. When each color parameter was investigated, redness (a) and yellowness (b) parameters depended on both air temperature and humidity whilst lightness (L) parameter was practically independent of drying conditions.

The objective of the present work is to study durian drying technique by superheated steam and hot air. Effects of drying medium temperature and type of drying medium on moisture, color change, compressive characteristics and diffusivity of dried product are investigated.

Material and Methods

Raw Material

Raw durian cv. Monthong was purchased from a local market and sliced into a dimension of 20×20×2 mm. The initial moisture contents of durian slices were in the range of 294.5-364.9% d.b.

Drying Equipment

A schematic diagram of the experimental apparatus is shown in Fig. 1. It comprises boiler(1), heater(2), drying chamber(3), blower(4), and pipe and valve systems. The 30×30 cm drying chamber has the opening in the front for inserting 3 trays of samples. With this drying equipment, experiments can be conducted using either hot air or superheated steam by closing and opening valve no. 1 (V.1). In case of using superheated steam, valve no. 1 was opened for feeding steam into the system. Valves no. 3 (V.3) and 4 (V.4) were opened for blowing the remained air out of the superheated steam at the beginning of the experiment. Both drying media were heated by heater and flown through drying chamber and then sucked by blower to recirculate within the system. were controlled by PID-

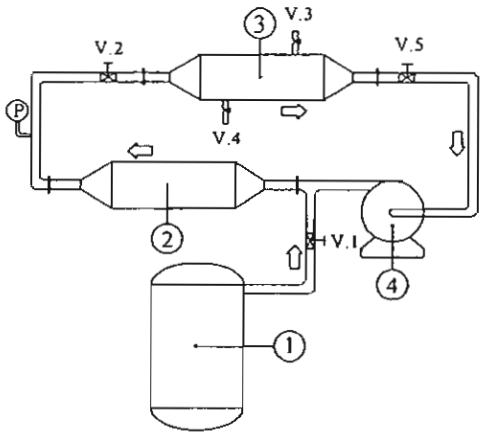


Figure 1. Schematic of experimental apparatus

Drying medium temperatures controller with an accuracy of ± 1^{o}C. The temperature in the test section can be recorded by connecting data logger to thermocouples inserted at the desired positions.

Drying experiments were carried out at drying temperatures of 140 and 150^{0}C and medium velocity of 2.08 m/s. Initial moisture contents of durian slices were 294.5, 294.5, 453.4, and 364.9%d.b. for drying conditions of

140°C hot air, 140°C superheated steam, 150°C hot air, and 150°C superheated steam respectively. A sampling of dried products was taken to check color, moisture content and perform compressive tests at every drying time interval (5, 10, 15, 20, 25, and 30 minutes). The tests were conducted by using a texture analyzer (Instron 4301) with the needle size of 3 mm diameter and penetration speed of 30 mm/min. Hardness, number of peaks, and initial slope of force-displacement curve were investigated. For color measurement, color of raw and dried durian slices were measured by a color spectrophotometer (Minolta CR-300).

The color of durian was presented by Hunter Lab which comprised 3 parameters, i.e. "L", "a", and "b". "L" represents lightness, "a" represents redness or greenness ,and "b" represents blueness or yellowness. The changes in each individual parameter were calculated as follows:

$$\Delta L = L - L_0 \quad (1)$$

$$\Delta a = a - a_0 \quad (2)$$

$$\Delta b = b - b_0 \quad (3)$$

The subscript "o" refers to the initial color parameters of each sample at the beginning of the drying experiments.

The total color difference (ΔE) was then determined using the following equation;

$$\Delta E = (\Delta L^2 + \Delta a^2 + \Delta b^2)^{1/2} \quad (4)$$

Diffusion Model

Fick's second law of diffusion can be used to analyse the drying kinetic by assuming that diffusion coefficient is constant. The equation is written as

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D_{eff} \frac{\partial^2 M}{\partial x^2} \quad (5)$$

Where M is the moisture content, x is the material thickness, t is the drying time, and D_{eff} is the effective diffusion coefficient.

For an infinite slab with the spatial uniform moisture distribution and negligible external mass transfer resistance, the solution of the eq. (5) is:

$$\frac{M - M_e}{M_i - M_e} = \sum_{n=0}^{n=\infty} \frac{8}{(2n+1)\pi^2} \exp\left(\frac{-D_{eff}(2n+1)^2\pi^2 t}{(L/2)^2}\right) \quad (6)$$

Where M_e and M_i represent the equilibrium and initial moisture contents, respectively, and L is the material thickness.

The effective diffusion coefficient as a function of drying temperature is correlated by Arrhenius-type equation,

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (7)$$

Where D_0 is the Arrhenius factor, E_a is the energy of activity, R is the universal gas constant and T is the temperature in Kelvin.

Results and Discussion

Moisture Change

The relationship between moisture ratio and drying time is shown in Figure 2. It was clearly found that for all drying conditions, moisture ratio considerably decreased at the first 15 minutes of drying time. The higher temperature resulted in the faster decrease of moisture ratio. In addition, it was seen that at the same drying temperature, moisture ratios of products dried by hot air decreased faster than those dried by superheated steam. This insured that both drying temperatures had not been reached the inversion temperature so the drying rates of hot air drying were higher than those of superheated steam drying.

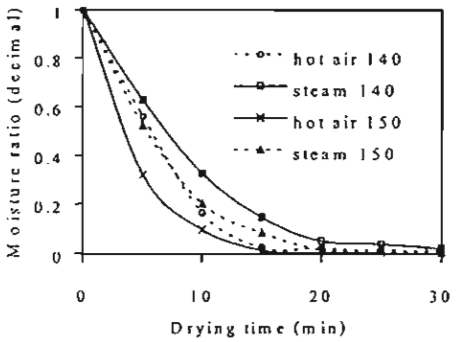


Figure 2. Effect of drying temperatures on moisture ratio of durian slices

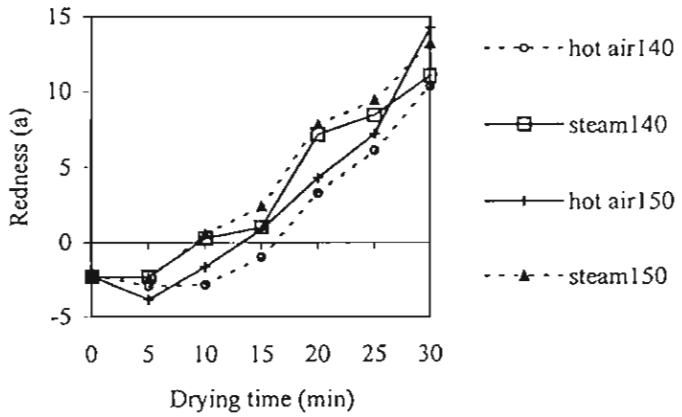
Color Change

The relationship between redness and drying time in Fig. 3 (a) showed that redness values (a) decreased at drying time of 5 minutes. This was probably the effect of starch gelatinization development. The gelatinized starch granules were expected to be smooth throughout the durian surface and change surface condition by producing transparent layer. After 5

minutes of drying redness gradually increased when time elapsed due to browning reaction. The comparison of redness changes of durian slices dried by hot air and superheated steam at the same temperature revealed that durian slices dried by superheated steam were more reddish than those dried by hot air. This was because surface temperature of samples dried by superheated steam was higher than that of hot air, therefore, thermal degradation and non-enzymatic browning more severely occurred.

Considering tendencies of changes of yellowness (b) and lightness (L) values in Fig. 3 (b-c), opposite results were noticed. Yellowness increased whilst lightness decreased. These were due to the consequence of browning reaction. Additionally, yellowness in samples dried by superheated steam was found to be stronger than that in samples dried by hot air. However, no obvious difference of lightness shade in products dried by both media was perceivable.

Fig. 3 (d) reveals that at the initial drying, total color differences, ΔE of products dried by 150^{0}C hot air were higher than those of the products dried by 140^{0}C hot air. Nevertheless, after 20 minutes of drying, there was no difference in ΔE values of both drying conditions. For drying with superheated steam, the ΔE values raised with increasing of drying time and drying temperature. When ΔE values of products dried by both media were compared, it could be seen that ΔE values of products dried by superheated steam were higher than those dried by hot air but the differences were negligible.



(a)

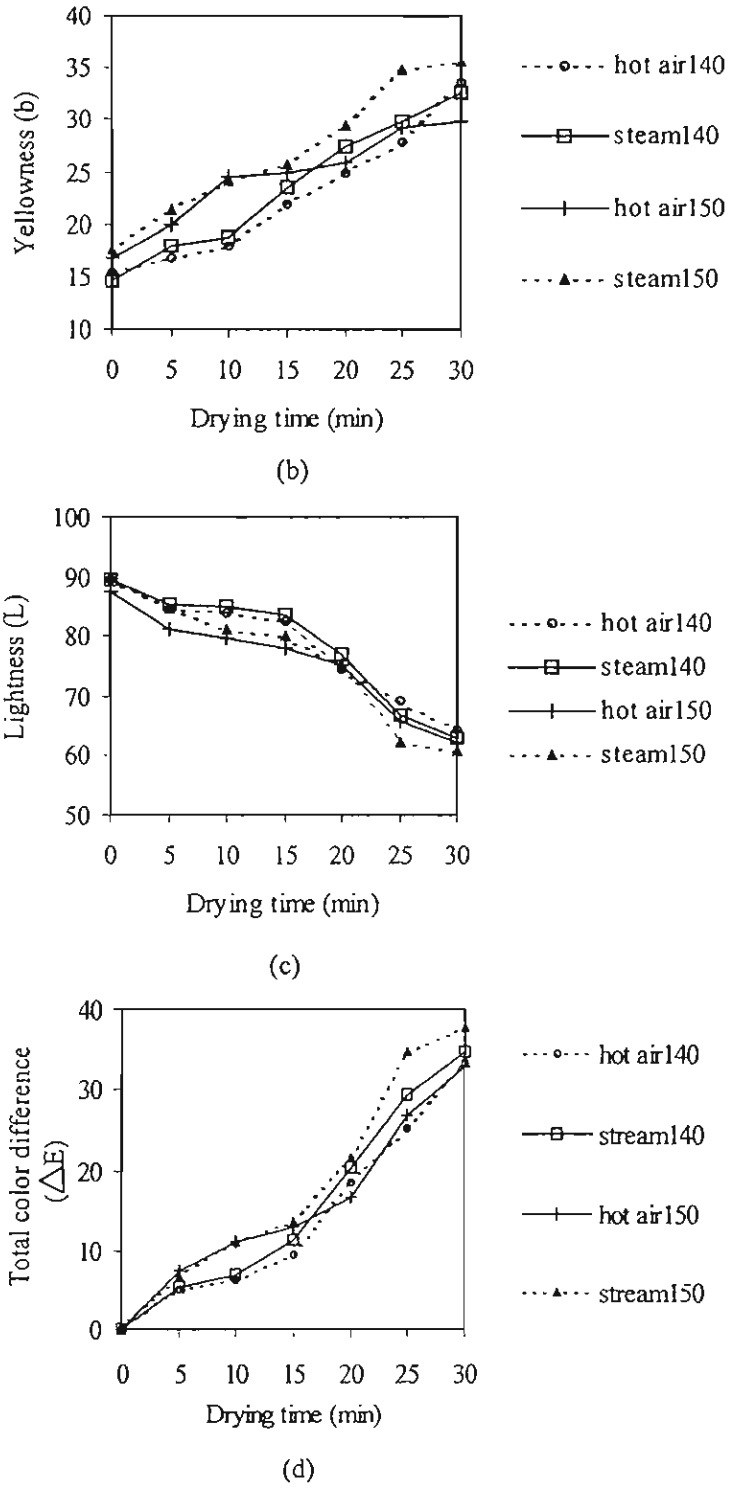


Figure 3. Changes of redness, yellowness, lightness and total color difference during drying

Compressive Test

Compressive characteristics of dried durian slices are shown in Tables 1 and 2. The results indicated that for drying with 140°C hot air and superheated steam, an increase in material moisture content led to a decrease in hardness and initial slope of force-displacement curve. This could be explained by the general knowledge that when cellular foods absorbs moisture, their structures would be softer so their hardness decreases. Nonetheless, for this moisture content range, no obvious influence of moisture contents on number of peaks of force-displacement curve was found for both drying media. When the results in Tables 1 and 2 were compared, at the moisture contents of 6.96 and 7.08% d.b. for using 140°C hot air and superheated steam respectively, hardness and the initial slope of force-displacement curve of durian dried by superheated steam were higher than those dried by hot air. Nevertheless, the remained data could not be compared due to their significant difference of moisture contents. On the other hands, number of peaks in force-displacement curve of durians dried by superheated steam were less than those dried by hot air. This was because drying with superheated steam resulted in slower drying rate, hence, the thickness of dried durian crusts was thicker, as a result, hardness and the initial slope of force-displacement curve were higher than those dried by hot air. With observation, durians dried by hot air were inflated than those dried with superheated steam, therefore, pores occurred in the material were probably larger than those dried by superheated steam. The larger pores in materials was the reason for the explanation that why number of peaks in force-displacement curve of durians dried by superheated steam were less than those dried by hot air

Table 1. Hardness, initial slope, and number of peaks in force-displacement curve of durian slices dried using 140°C hot air

Final Moisture content (%d.b.)	Hardness (N)	Initial slope of force-displacement curve (N/mm)	No. of peaks of force-displacement curve
7.70	3.60±1.5	31.79±13.2	3.6±1.5
6.96	4.27±3.2	35.09±28.5	4.2±4.2
3.71	4.94±4.7	28.09±20.7	3.2±1.9
3.39	5.39±3.9	37.24±30.1	4.1±3.4

Table 2. Hardness, initial slope, and number of peaks in force-displacement curve of durian slices dried using 140°C superheated steam

Final Moisture content (%d.b.)	Hardness (N)	Initial slope of force-displacement curve (N/mm)	No. of peaks of force-displacement curve
15.34	4.27±3.2	35.09±28.5	2.2±1.0
11.62	6.59±4.7	44.60±31.1	1.7±1.0
7.08	7.16±3.8	54.04±43.1	2.3±1.3

Effective Diffusion Coefficients

Arrhenius factors (D_0), energy of activity (E_a), and effective diffusion coefficients are presented in Table 3. Effective diffusion coefficients were found to increase with increasing drying temperature and effective diffusion coefficients of durian slices dried with hot air were higher than those dried with superheated steam.

Table 3. Arrhenius factors, energy of activity, and effective diffusion coefficients for different drying conditions

Drying condition		$D_0\times10^9$ (m^2/s)	E_a (kJ/kg)	$D_{eff}\times10^{10}$ (m^2/s)
Drying media	Drying temperature (^0C)			
Hot air	140	1.67	6131.50	2.79
Hot air	150			2.91
Superheated steam	140	1.41	7051.05	1.81
Superheated steam	150			1.90

To verify the applicability and accuracy of the diffusion model, the experimental and predicted moisture ratios for drying with hot air and superheated steam at 150°C were compared in Fig. 4. Similar results were obtained for other experimental conditions being investigated.

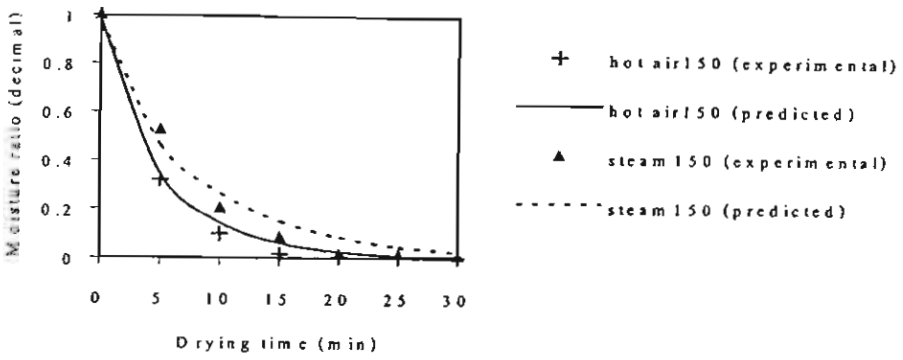


Figure 4. Experimental and predicted moisture ratios of durian slices during drying

Conclusions

It was evident that higher drying temperature resulted in faster decrease of moisture ratio. Drying with hot air for both drying temperatures (140 and 150^{0}C) showed the faster moisture change of products than drying with superheated steam. This can be summarized that the inversion temperature was higher than 150^{0}C. Proceeding of browning reaction during drying was indicated by a drop of lightness value, a rise in redness and yellowness values for both drying media. The experimental results of color change showed that products dried using superheated steam were more reddish and glossier than those dried using hot air.

For compressive characteristics, an increase of material moisture content resulted in a decrease of hardness and the initial slope of force-displacement curve. Nonetheless, the relationship between material moisture content and number of peaks of force-displacement curve was ambiguous. Durians dried by superheated steam had higher hardness and the initial slope of force-displacement curve but the less number of peaks in force-displacement curve than those dried by hot air. Effective diffusion coefficients were found to increase with increasing drying temperature and effective diffusion coefficients of durian dried with hot air were higher than those dried with superheated steam.

Acknowledgement

The authors would like to express their appreciation to The Thailand Research Fund for financial support.

References

Ketsa, S., and Pangkool, S. 1995. The effect of temperature and humidity on the ripening of durian fruits. Journal of Horticultural Science. 70(5): 827-831.

Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, R.G., and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. Drying Technology. 17(1&2): 191-213.

Iyota, H., Nishimura, N., Nomura, T., and Onuma. 2001a. Drying of sliced raw potatoes in superheated steam and hot air. Drying Technology. 19(7): 1411-1424.

Iyota, H., Nishimura, N., Nomura, T., Konishi, Y., Tomoya, M., and Yoshida, K. 2001b. Starch gelatinization of sliced raw potatoes during drying in superheated steam and hot air. In proceeding of the 2nd Asian-Oceanic Drying Conference ADC'01, 527-536. Pulau Pinang, Malaysia.

Iyota, H., Nishimura, N., Nomura, T., Konishi, Y., and Yoshida, K. 2002. Effect of initial steam condensation on color changes of potatoes during drying in superheated steam. In proceeding of the 13th international Drying Symposium IDS'2002, 1352-1359. Beijing, China.

Bonazzi, C., Dumoulin, E., Raoult-Wack, A. L., Berk, Z., Bimbenet, J.J., Courtois, G., Trystram, G., and Vasseur, J. 1996. Food drying and dewatering. Drying Technology. 14(9): 2135-2170.

Krokida, M.K., Tsami, E. and Maroulis, Z.B. 1998. Kinetics on color changes during drying of some fruits and vegetables. Drying Technology. 16(3-5): 667-685.

Proceedings of the

3rd Asia-Pacific Drying Conference

1-3 September 2003

Editors

Vinod K. Jindal
Athapol Noomhorm
Imran Ahmad

Asian Institute of Technology

Bangkok, Thailand

© ADC'03

COMPARATIVE STUDY OF PORK DRIED USING SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

Narong Uengkimbuan[1], Somchart Soponronnarit[2], Somkiat Prachayawarakorn[3] and Adisak Nathkaranakule[2]

[2]School of Energy and Material, [3]Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

The objective of this research was to comparatively study the drying kinetics and physical properties of dried pork using superheated steam and hot air as drying media. The physical properties used in the study were the effective diffusion coefficient, color changes, and the shrinkage of dried pork. Experiments were conducted on the following conditions: drying temperatures of 130, 140, 150, and 160°C, a media velocity of 2.1 m/s, and operating pressure of superheated steam of 106 kPa. Initial moisture content of pork was 3.76 dry basis. The result showed that the drying rate of pork dried by superheated steam was lower than that dried by hot air because of the lower effective diffusion coefficient of superheated steam. The color of pork dried by superheated steam was more reddish than that dried by the hot air and the shrinkage of pork dried by superheated steam was less than that dried by hot air.

Keywords: dried pork, physical properties, superheated steam

Introduction

Drying technology is the method used to remove water from the products. There are many types of drying method depending on the heating sources such as solar drying that is the oldest and easiest method, hot air drying, vacuum drying, infrared drying, microwave drying and the new technology: superheated steam drying.

Superheated steam drying has the following advantages over heated air-drying on account of high energy efficiency, the possibility of re-use of the latent heat of evaporation, better pollution control, absence of oxygen eliminating the risks of explosions and burning, and high heat transfer coefficient leading to less drying time. (Wimmerstedt, 1994)

The disavantages of the superheated steam drying are that the product temperature is generally higher than 100°C, which may cause damage to heat sensitive products, therefore, using superheated steam as drying medium is more appropriate for drying non-food materials.

Nowadays, superheated steam drying is interesting for food industries by the reason of higher product qualities; for example, higher porosity and lower shrinkage of products (Moreira. 2001, and Li. et al. 1999). The drying rate of superheated steam is higher than of hot air if the temperature of superheated steam is higher than inversion temperature. (Schwartze, J., and Brocker, S., 2002)

Structures of a meat product are anisotropic structures; therefore, the diffusion coefficients of moisture transferred in the different fibre directions are not the same. Many researchers (Gou, Comaposada, and Arnau 2002, Godsalve et al. 1977, Thorvaldsson and SkjÖldebrand 1996) concluded that the effective diffusion coefficient of moisture transferred perpendicular to the fibre direction of pork meat was nearly 20-30% lower than that in the parallel direction.

The objectives of this work are to comparatively study on the physical properties such as: drying kinetics, color change and shrinkage of pork loin dried by using superheated steam and hot air as drying medium.

Material and Methods

Sample preparation and drying process

The fresh loin (*m. longissimus dorsi*) muscles from pigs were taken from the local supermarket in Bangkok, Thailand. Before cutting, the muscles were frozen for 2 hours. After that, they were chopped into 3 cm x 3 cm x 0.3 cm slices using a slicing machine. The pork loin muscles in this study were cut perpendicular to fibre direction to let internal water transfer in the direction parallel to the fibres in order to get high effective diffusion

coefficient (Gou, Comaposada, and Arnau 2002, Godsalve et al. 1977, Thorvaldsson and SkjÖldebrand 1996). The sample slices were salted by immersion in NaCl solutions of 3% (w/w) for 30 minutes, befor they were dried by superheated and hot air with temperature of 130, 140, 150, and 160°C. During drying process, the samples were weighted every 5 minutes by a digital balance with an accuracy of ± 0.1 g

The moisture contents of the samples were determined by the hot air oven method at 103°C until reaching constant weight, according to AOAC (1984).

Drying equipment

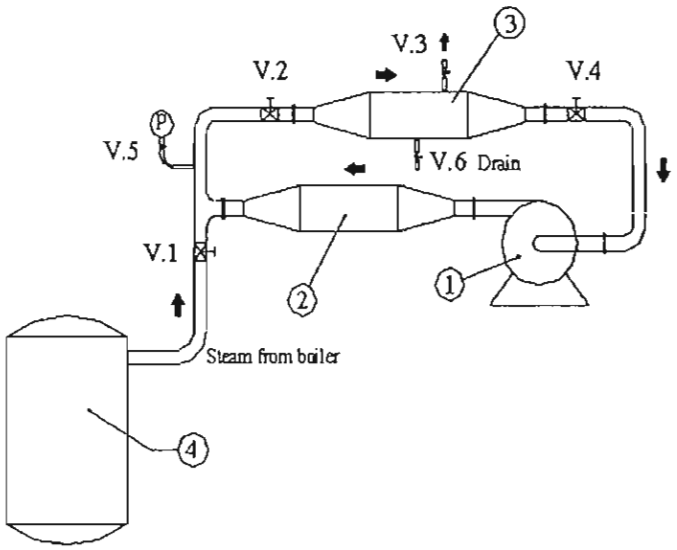


Figure 1 Schematic diagram of superheated steam dryer

Figure 1 showed a schematic diagram of closed-loop superheated steam drying system consisting of a mechanical blower, a superheated unit, a batch dryer, a steam generator, pressure gauges and steam conveying pipe lines. Steam generated by the steam generator (No 4) at 1 bar was heated to superheated state when passing through the superheated unit (No. 2) with a heating capacity of 13.5 kW. The superheated steam was then passed through a sample tray inside the small cabinet dryer with a size of 0.3 m in width ×0.3 m in depth ×0.1 m in height (No.3). The steam velocity was fixed at a value of 2.1 m/s. Its pressure inside the drying chamber was

operated slightly above atmospheric pressure to prevent air leaked into the system. All quantities of the exhausted steam were eventually re-circulated by the backward-curved blade centrifugal fan (No.1), driven by a 2.2 kW electric motor which was controlled by a mechanical speed controller to obtain the desired air flow rate. Before running the system, hot air was first used for warming up all the units until the temperature reach the drying temperature. Then, superheated steam was fed into the system to avoid water condensation in the pipelines.

Effective moisture diffusivity coefficient

During the falling rate period, an effective diffusion coefficient (D_{eff}) is used to describe the drying rate. In this study, Fick's second law of diffusion is used to account for the transport mechanism of falling rate periods and can be expressed as:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D_{eff}\nabla^2 M \tag{1}$$

where M = moisture content (decimal dry basis),

D_{eff} = effective diffusion coefficient (m^2/min),

and t = drying time (minute)

Determining the effective diffusion coefficient was based on the assumption that the shrinkage of dried samples was neglected; water transfer inside the pork meat was only moving in the direction parallel to the fibred direction. The moisture diffusivity of the meat was assumed to be constant for each drying condition, but it varied with drying temperature. By assuming the samples slice to be an infinite slab shape, the analytical solution of equation (1) (Crank, 1975) can be written in equation:

$$MR = \frac{8}{\pi^2}\sum_{n=0}^{\infty}\frac{1}{(2n+1)^2}\exp[-(2n+1)^2\frac{\pi^2 D_{eff}t}{L^2}] \tag{2}$$

where L = the half of sample thickness (millimeter)

and

$$MR = (M_t - M_{eq}) / (M_{in} - M_{eq}) \tag{3}$$

where MR = Moisture ratio (decimal), M_t = moisture content at time t (decimal dry basis), M_{in} = initial moisture content (decimal dry basis) and M_{eq} = equilibrium moisture content (decimal dry basis). In calculating the moisture ratio, M_{eq} was assumed to be zero (Prachayawarakorn *et al.*, 2002). In addition, the temperature effect on the effective diffusion coefficient was taken into account by the Arrhenius type equation,

$$D_{eff} = D_0\exp(\frac{-E_a}{RT_{abs}}) \tag{4}$$

where T_{abs}, D_0, R, and E_a was the absolute temperature of drying media (K), the Arrhenius factor (m^2/min), gas constant (J/mol-K), and the activation energy (J/mol), respectively.
The effective diffusion coefficient was calculated using 15 terms in Eq. (2) and the R-square (R^2) as well as summation of square error (SSE) were used to consider how well the drying kinetic models could explain the experimental results. The SSE was given by

$$SSE = \sum_{i=1}^{n} (\text{experimental} - \text{observed})^2 \quad (5)$$

where i = numbers of experimental data

Color measurement

The samples of dried loin pork after superheated steam and hot air drying at different temperatures were taken to determine the colors using a color meter, Handy Colorimeter (Model BYK-Gardner, MD, USA). The color were represented in terms of "L*", "a*", and "b*" values in the Commission Internationale de l'Eclairage system (CIE). The CIE L*-value gave an indication of the lightness (black-white axis), CIE a*-value gave an indication of the redness (red-green spectrum), and CIE b*-value gave an indication of the yellowness (yellow-blue spectrum). Before analysis, the instrument was calibrated to standard black and white tiles.

Shrinkage measurement

For shrinkage study, the samples of loin pork dried using superheated steam and hot air at temperatures of 130, 140, 150, and 160°C were measured the thickness of samples by a vernia scale. In this work, the shrinkage of dried samples was presented in the form of thickness ratio that can be calculated by

$$\text{Thickness ratio} = L_t / L_0 \quad (6)$$

where L_0 and L_t were the thickness of initial and dried samples, respectively.

Results and Discussion

Drying kinetics

Figures 2 and 3 showed the influence of the drying temperature on the moisture content and temperature of pork dried with superheated steam and hot air, respectively. The results showed that the drying rates of both drying methods were increased with drying temperatures. For all drying temperatures, the drying rates of pork dried by superheated steam was less than that dried by hot air. This indicated that the inversion temperature of pork dried by superheated steam was over 160°C.

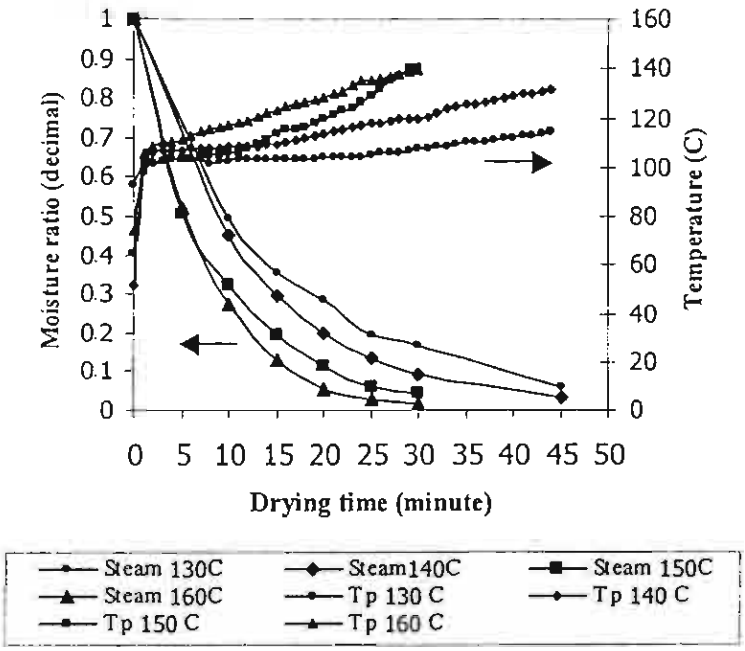


Figure 2 Drying kinetics of dried pork using superheated steam at temperatures of 130, 140, 150 and 160 ℃

Temperatures of pork dried using superheated steam (see Figure 2) were rapidly increased to the saturated vapor temperature at the operating pressure during the first minute of drying; the higher drying temperature, the shorter time to the saturated vapor temperature. Then they graduately raised to drying temperature in each condition. The rapid increase of temperature during the early stage of drying was because heat of condensation penetrated into the products. On the other hand, the temperatures of pork dried using hot air were slowly increased from wet bulb temperature to the drying temperatures.

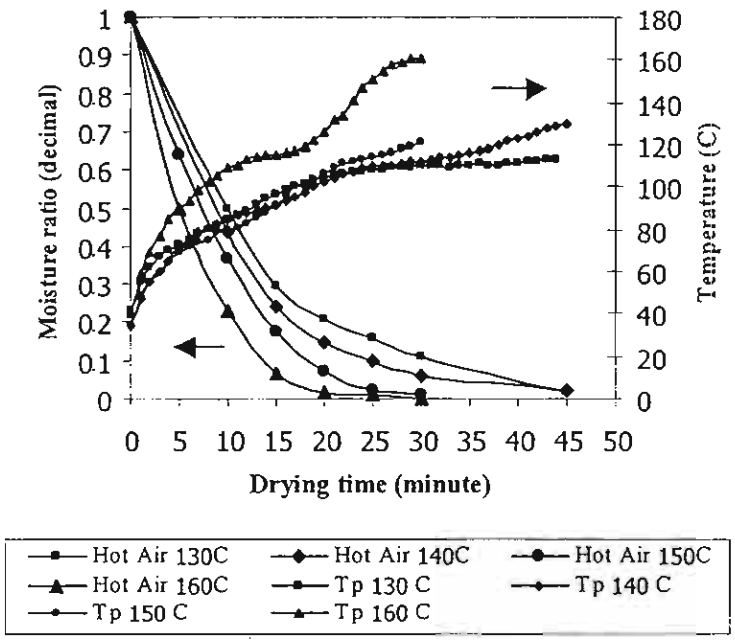


Figure 3 Drying kinetics of dried pork using hot air at temperatures of 130, 140, 150 and 160℃

Effective diffusion coefficients

The results from nonlinear estimation analysis of equations 1 to 4 (Table 1) showed that the activated energy of pork loin dried by hot air was lower than that dried by superheated steam. Pork loin dried by hot air had higher effective diffusion coefficient than that dried by superheated steam, as shown in Table 2. This high effective diffusion coefficient of pork dried

by hot air made the drying rates of this method increase over those of superheated steam (see Figures 1 and 2).

Table 1 Constant value of effective diffusion coefficients of pork dried by superheated steam and hot air (Equations 3 and 4)

Drying medium	D_0	E_a	R^2 (%)	SSE
Hot air	$1.00*10^{-6}$	13636	97.23	0.13
Superheated steam	$1.00*10^{-6}$	14110	98.57	0.06

Table 2 Effective diffusion coefficient of pork dried by superheated steam and hot air at different temperatures

Temperature (°C)	Effective diffusion coefficient ($x10^{-8}$ m^2/min)	
	Hot air	Superheated steam
130	1.708	1.483
140	1.885	1.642
150	2.071	1.809
160	2.264	1.985

Figure 4 showed the comparison between experimental and predicted data of pork dried by superheated steam and hot air at the drying temperature of 140°C. It could see that the predicted data was close to the experimental data. The drying rate of superheated steam drying was lower than that of hot air because of its low effective diffusion coefficient.

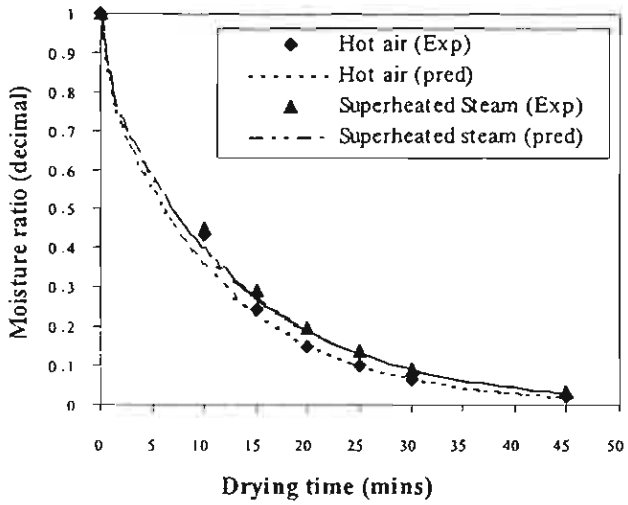


Figure 4 Comparison between experimental and predicted data of drying rate of pork dried by superheated steam and hot air at the drying temperature of 140℃

Color change

Redness value of dried pork was interested because it could measure the differences between dried and fresh products. The redness changes of dried pork of both methods were shown in Figures 5 and 6. Both figures showed that the redness value of pork dried by superheated steam was higher than that dried by hot air at the same drying temperature. This was because the temperature of pork dried by superheated steam was increased much higher than that dried by hot air during the early stage of drying. Therefore, browning reaction (maillard reaction) in the superheated steam drying was activated earlier than that happened in the hot air drying.

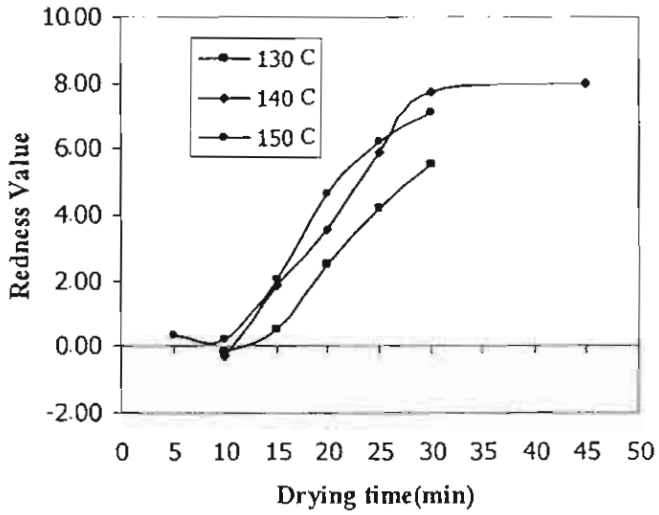


Figure 5 Redness value of pork dried by hot air at different temperatures

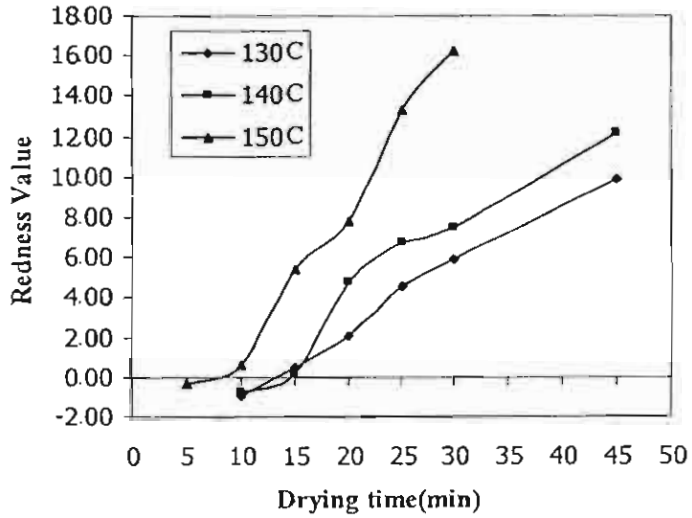


Figure 6 Redness value of pork dried by superheated steam at different temperatures

Shrinkage

Shrinkage of pork dried by superheated steam and hot air was presented in the term of thickness ratio (Equation 6). Figures 7 and 8 showed the relationship between thickness ratio and drying time of pork dried by hot air and superheated steam, respectively. The thickness ratios of pork dried by hot air (Figure 7) decreased approximately by 0.2 (or 20%) within 30 minutes for all drying temperature. Drying with high temperature resulted in the fast drop in thickness ratio because of high drying rate at this temperature. In contrary, a slight drop in thickness ratio occurred in superheated steam drying (Figure 8). The steam temperature had no effect on the ratio. This is due to the evolution of vapor produced inside the product that expanded into cells and help producing a highly porous dried product. The effect of high steam temperature on reducing product shrinkage was also reported by Li et al. (1999).

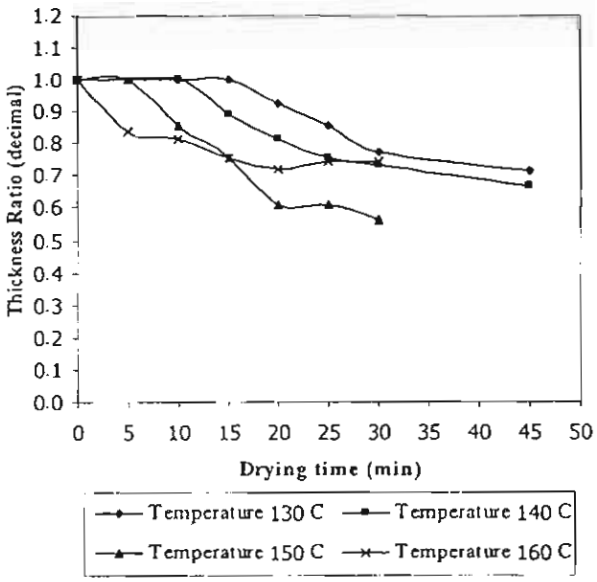


Figure 7 Thickness ratio of pork dried by hot air at different temperatures

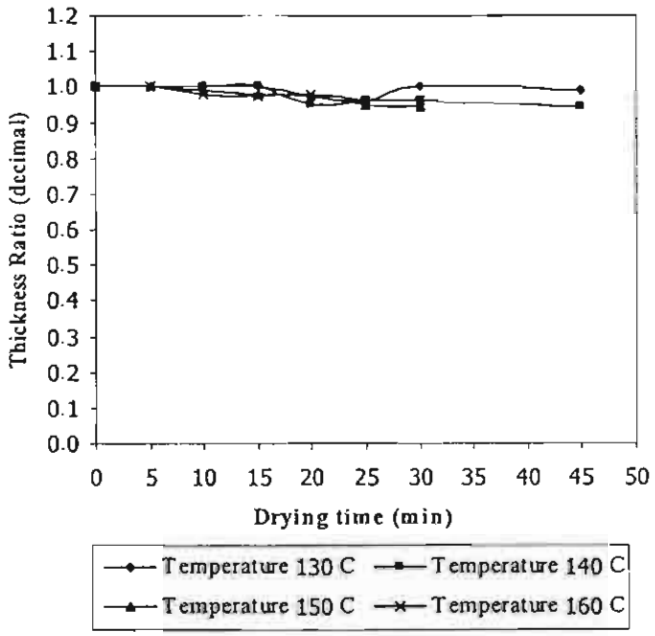


Figure 8 Thickness ratio of pork dried by superheated steam at different temmperatures

Conclusion

The reduction rates of moisture ratio in pork loin drying using superheated steam were lower than those using hot air due to low effective diffusion coefficient of this drying media. Pork dried by superheated steam gave more reddish color like fresh pork and less shrinkage than that dried by hot air.

Acknowledgement

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

References

AOAC, 1984. Official methods of analysis (14th Ed.) Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.

Crank, J. 1975. The Mathematics of Diffusion. 2nd. Bristol, J.W. Arrowsmith LTD.

Godsalve, E. W., Davis, E. A., and Gordon, J. 1977. Effect of oven conditions and sample treatment on water loss of dry cooked bovine muscles. Journal of Food Science. 42: 1325-1330.

Gou, P., Comaposada, J., and Arnau, J. 2002. Meat pH and meat fibre direction effects on moisture diffusivity in salted ham muscles dried at 5°C. Meat Science. 61: 25-31.

Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, G.R., and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. Drying Technology, 17(1&2): 191-213.

Moreira, G.R., 2001. Impingement drying of foods using hot air and superheated steam. Journal of Food Engineering, 49: 291-295

Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Jaisut, D. 2002. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimps in superheated steam and hot air. Drying Technology. 20(3): 669-684.

Schwartze, J., and Brocker, S., 2002. A theoretical explanation for the inversion temperature. Chemical Engineering Journal, 86: 61-67.

Thorvaldsson, K., and SkjÖldebrand, C. 1996. Water transport in meat during reheating. Journal of Food Engineering. 29: 13-21

Wimmerstedt, R., 1994, Steam drying: history and future, Drying'94, Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94) Vol. A., Australia, pp. 3-14

Proceedings of the

3rd Asia-Pacific Drying Conference

1-3 September 2003

Editors

Vinod K. Jindal
Athapol Noomhorm
Imran Ahmad

Asian Institute of Technology

Bangkok, Thailand

© ADC'03

EFFECT OF SOAKING TIME AND DRYING MEDIA ON QUALITIES OF PADDY DRIED BY FLUIDIZATION TECHNIQUE

Wathanyoo Rordprapat[1], Adisak Nathakaranakule[2], Warunee Tia[2] and Somchart Soponronnarit[2]

[2]School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Tungkru, Bangkok 10140, Thailand

The effect of paddy soaking time and drying media, i.e. hot air and superheated steam, on qualities of paddy dried by fluidized bed dryer were studied. The studied qualities were emphasized on head rice yield, whiteness and percentage of white belly. Paddy was prepared by soaking in water with initial temperature of 80°C for 2, 3 and 4 hours. After that it was dried in conditions (for both drying media) of temperature of 150° C, bed height of 10 cm and velocity of 1.5 times of minimum fluidized velocity. The experimental results showed that there was condensation occurred during early drying stage of superheated steam. This condensation made paddy temperature increased rapidly and made moisture content of paddy dried by this method higher than those dried by hot air. Paddy dried by superheated steam had higher head rice yield than that dried by hot air in all soaking conditions, while its whiteness was vice versa. Head rice yield of paddy soaked for 2 hours dropped faster than those soaked for 3 and 4 hours. Dried paddy initially soaked for 3 and 4 hours had 1-5 percentages of white belly, which are acceptable levels in commercial parboiled rice. The percentages of white belly were much less than those of paddy soaked for 2 hours.

Keywords: condensation, quality, soaking, superheated steam.

Introduction

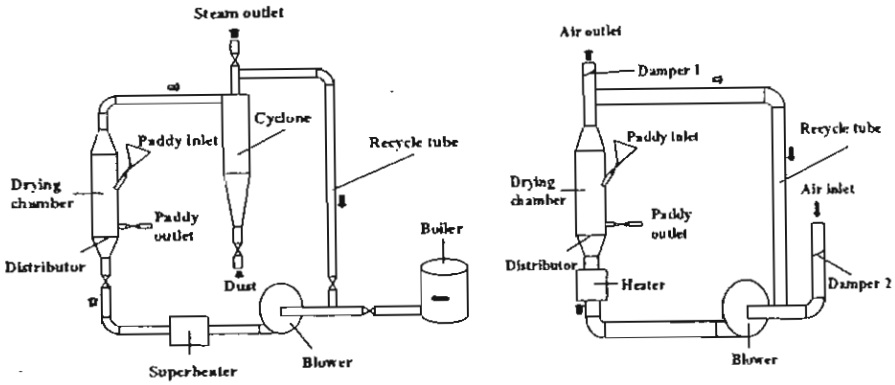
The parboiling process consists of pre-soaking paddy in water until saturation, with subsequent steaming followed by drying. The penetration of water into the rice kernel is important as the process results in less breakage during milling, thus increasing head rice yield (Bhattachaya, 1985). Soaking of paddy forms an important operation since the duration directly effects parboiling. Theoretically, soaking of paddy can be done at gelatinization temperature or below gelatinization temperature, in the traditional parboiling process; paddy is steeped in water until attaining the moisture content between 42-55%d.b. This stage is taken overnight or longer at ambient temperature. Steaming at 100°C to gelatinize the starch, resulting in the grain swelling follows it. In India, at present, the parboiling is usually carried out by soaking paddy at 70 to 75°C for about 4 hours by initially heating the water to 80-85°C, drained off the water, followed this by open steaming for 10-15 minutes and dried before storing and milling (Gariboldi., 1972). For paddy drying by fluidized bed technique using hot air found that head rice yield was increased whilst the whiteness of rice was decreased, cooking and eating qualities found that similar parboiled rice (Taweerattanapanish et al., 1999, Inprasit et al., 2001). At present, paddy drying by fluidized bed technique using superheated steam (Taechapairoj et al., 2003, Rordprapat et al., 2002) found that the head rice yield of paddy dried by superheated steam was higher than that dried by hot air.

This research study effects of soaking time and drying media, i.e. hot air superheated steam, on qualities of paddy dried by fluidized bed dryer. The qualitative indicators used for evaluating the paddy are head rice yield, whiteness, and percentage of white belly.

Materials and Methods

The schematic diagrams of superheated steam and hot air fluidized bed dryers are illustrated in Figure 1(a) and (b) respectively.

The superheated steam fluidized bed dryer comprised five components, i.e. a cylindrical chamber with an inner diameter of 15 cm and a height of 100 cm, a 13.5 kW electrical heater, a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 2.2 kW motor, a reverse flow cyclone, and a small boiler capable of generating steam at a rate of 31 kg/h. Superheated steam temperatures were controlled by PID-controller with an accuracy of ± 1°C.



a) Superheated steam fluidized bed dryer (b) Hot air fluidized bed dryer

Figure 1 schematic diagrams of fluidized bed dryer

The hot air fluidized bed dryer, comprised three components: a cylindrical chamber with an inner diameter of 20 cm and a height of 100 cm, a 12 kW electrical heater, and a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor.

Long grain rough rice (Supanburi 1 variety) from Pathum Thani Rice Research Center in Pathumthani Province, Thailand was used in experiments. The rice was cleaned and soaked in water with initial temperature of 80°C for 2, 3 and 4 hours, before being tempered for another one hour. The experimental conditions were set up at a bed depth of paddy 10 cm, superheated steam and air temperatures of 150°C, superficial velocities of $1.5U_{mf}$ (U_{mf} of hot air = 1.65 m/s and U_{mf} of superheated steam = 2.55 m/s). Grain temperature and drying air temperature were measured by Type-K thermocouples connected to a data logger giving an accuracy of ± 1°C. The moisture content of paddy was determined by hot air oven at a temperature 103°C for 72 hours. Paddy kernels after drying were slowly cooled down to ambient temperature and kept in a polypropylene bag. They, then, were gently ventilated with ambient air until their moisture contents reached 16 % d.b. Finally, two samples were taken from the dried kernels. First 300g sample was kept in a seal plastic bag for two weeks before testing head rice yield, whiteness and white belly. Another 250g sample was shelled by Rubber Roll Husk, polished by Satake Rice Polisher, and graded by Rice Grader, before its color was measured by Kett degital whiteness meter (Model C-300), which was calibrated with a white reference color.

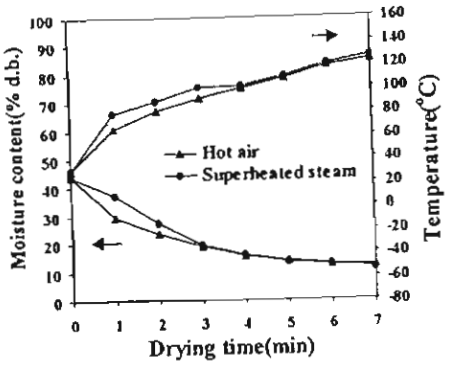
Results and Discussion

Experimental results for on conditions of superheated steam and hot air drying, i.e. drying rate, grain temperature changing rate, head rice yield, whiteness, and percentage of white belly, are discussed as follow:

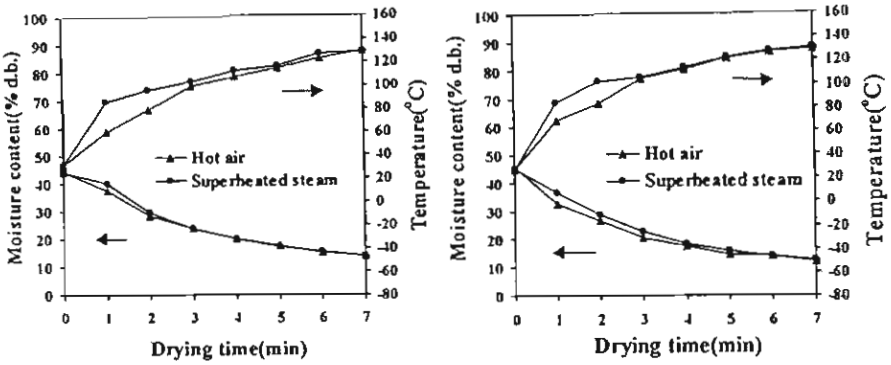
Drying and Grain Temperature Changing Rates

The effects of soaking time on changing of moisture contents and grain temperatures of paddy (dried by superheated steam and hot air with drying times at a drying temperature 150°C, a bed depth of paddy 10 cm, and superficial velocities $1.5U_{mf}$) were shown in Figure 2. Initial moisture contents of paddy after soaking for 2, 3 and 4 hours were in a range of 42-45% d.b.

As shown in Figures 2a, 2b and 2c, the moisture contents of 2-hours soaked paddy dried by hot air were decreased much faster than those of 3 and 4-hours soaking paddy during the first minutes of drying (lower than 30% d.b). This was because, in the case of soaking paddy for 2 hours, the time for moisture to adsorb into paddy kernel was shorter than of 3 and 4 hours. Moisture content of the paddy in this case, therefore, was mostly at the surface of paddy kernels and was easily removed by hot air. When compared between hot air and superheated steam drying, moisture content of paddy dried by superheated steam decreased slower than that dried by hot air. This was because the moisture content of paddy dried by superheated steam increased due to condensation, which noticeably occurred during the first minute of this drying method. This early-stage condensation was also reported in researches of Iyota et al. (2002), Taechapairoj et al. (2002) and Rordprapat et al. (2002). After 3-4 minutes, the drying rates of both drying methods were almost the same because of closer paddy temperature, leading to the equality of moisture diffusion inside the paddy. The temperature of paddy dried by the superheated steam increased faster than that dried by hot air during the first minute of drying. This phenomenon was due to latent heat from steam condensation added to paddy during the early-stage of drying, and due to superior heat transfer properties of superheated steam compared with hot air.



a) soaking time of 2 hours



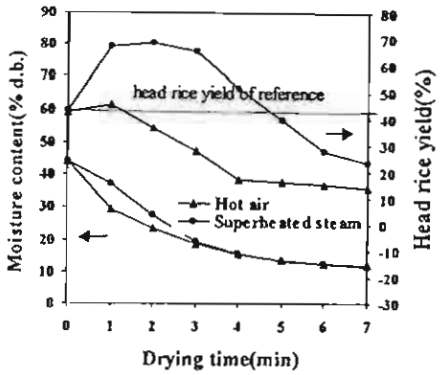
b) soaking time of 3 hours

c) soaking time of 4 hours

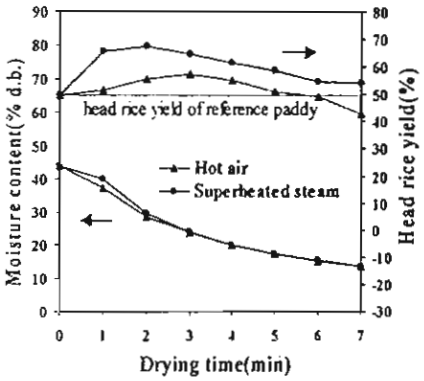
Figure 2. Drying and temperature changing rates (Superheated steam and hot air at superficial velocities 1.5Umf, drying temperature 150°C soaking initial temperature 80°C.)

Head Rice Yield

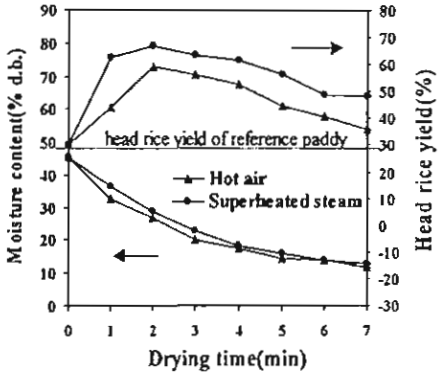
The relationship between the changing rates of moisture content and head rice yield of 2, 3 and 4-hour soaked paddy dried by superheated steam and hot air drying methods were presented with head rice yields of reference paddy of each method which obtained from paddy dried by ambient air, as shown in Figures 3a, 3b and 3c.



a) soaking time of 2 hours



b) soaking time of 3 hours



c) soaking time of 4 hours

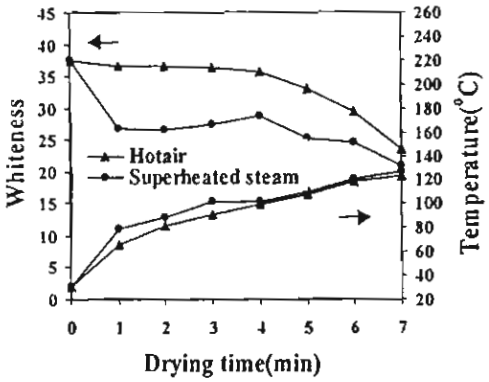
Figure 3. The relationship the changing rate of moisture content and head rice yield of paddy dried by superheated steam and hot air at superficial velocities $1.5U_{mf}$, drying temperature 150°C before drying soaked paddy at initial temperature 80°C.

The head rice yields of paddy dried by superheated steam were higher than those dried by hot air in all experiments. Head rice yields of both drying methods increased beyond those of their references after first minute of drying. These results could be explained by the gelatinization process of starch, which helped joining cracks inside paddy kernels (Ranghavendra

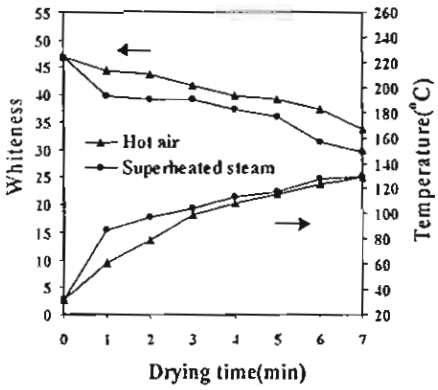
Rao & Juliano., 1970 and Taechapairoj, C., 2002). For paddy, the suitable temperature and moisture content for forming gel were at 73-86°Cand 24-25%w.b respectively (Zhout al et., 2001, Taweerattanapanish et al., 1999 and Pillaiyar et al., 1993). From this suitable condition, temperature was the main factor causing the differences of head rice yield between paddy dried by both drying methods and reference paddy. After one minute of drying time head rice of 2-hour soaked paddy dried by hot air rapidly decreased (see Figure 3a) because fast during in this conditioned paddy cauesd stress develop inside paddy kernels, as a result raising cracked and broken grains. Head rice yields of paddy soaked for 3 and 4 hours (see Figures 3b and 3c) were higher than those of paddy soaked for 2 hours. This was because the range of gelatinization process of paddy dried in these cases were more suitable more than that in case of paddy soaked for 2 hours. Superheated steam drying made paddy temperature increase rapidly to gelatinization temperature in the early stage of drying, while the moisture content of paddy during this stage was still in the suitable range of the gelatinization process (see Figures 2). This was the reason why the head rice yield of paddy dried by superheated steam was higher than that dried by hot air, which had slower temperature increasing rate and faster drying rate, thus less suitable condition for gelatinization. The head rice yield of both drying method started to decrease after 2-3 minutes of drying, because paddy kernels had high temperature and moisture gradient, causing stress develop inside the kernels, as a result cracked or broken rice after milling.

Whiteness

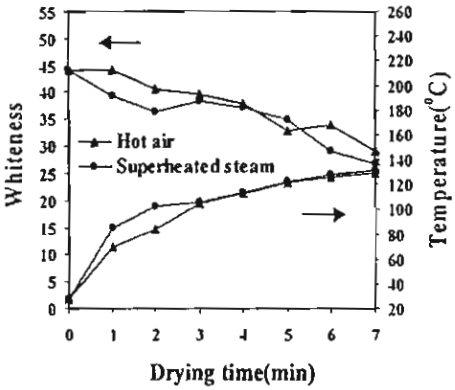
Figures 4a, 4b and 4c indicated whiteness of rice at the first minute of superheated steam drying decreased much faster than that of hot air drying, The fast drop of whiteness in the superheated steam drying was due to rapid increase in paddy temperature which accelerated mallard reaction and transition of color substances from rice husk and rice bran into endosperm [Khan., (1974), Yap et al., (1988) and Inprasit et al., (2001)]. Longer drying time increased paddy temperature in both drying methods, which induced mallard reaction and caused whiteness of rice slightly drops. Figure 4a and 4c is shown whiteness slightly increased after 2 minutes of superheated steam drying, This phenomenon, confirmed by several repetitions, may be resulted from high moisture diffusion rate, caused by high paddy temperature and moisture content at this drying time. The high diffusion rate may move color substances out of paddy kernels.



a) soaking time of 2 hours



b) soaking time of 3 hours

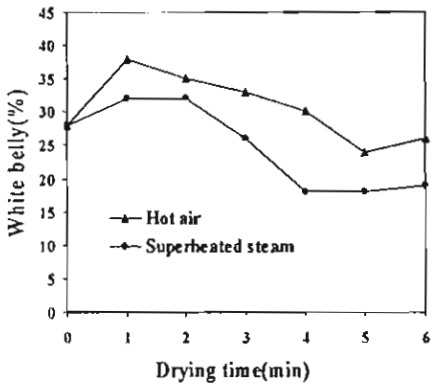


c) soaking time of 4 hours

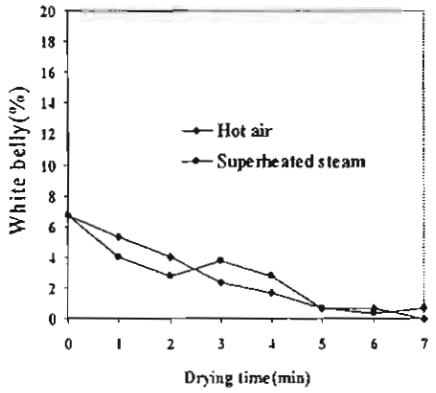
Figure 4. The changing rates of whiteness and temperature of paddy dried by superheated steam and hot air at superficial velocities $1.5U_{mf}$, drying temperature of 150°C before drying soaked paddy at initial temperature 80°C

White Belly

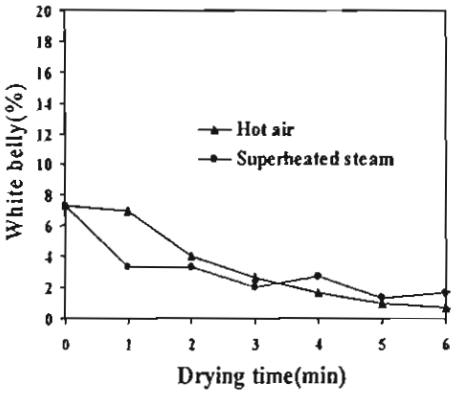
Figure 5 showed the relationships between white belly and drying time for superheated steam and hot air drying at temperature of 150°C, and the superficial velocities of $1.5U_{mf}$. The kernel which has an opaque white area higher than 50% of its total area is considered as the white belly category, according to Thai Standard Rice (Ministry of Commerce, Thailand, 1997). White belly of paddy soaked for 2 hours (Figure 5a) was more than 20% for all drying time because gelatinization of rice starch may be occurs only on surrounding surface of rice kernel. White belly of paddy soaked for 3 and 4 hours (Figures 5b and 5c) decreased with drying time and were much lower than that of paddy soaked for 2 hours. The reduction of the white belly was resulted from gelatinization process, as described in "head rice yield" section. The effect of soaking time for 3 and 4 hours on white belly of paddy dried by superheated steam and hot air were clearly seen almost in both drying methods, especially during the first two minutes of drying. Decreasing rates of white belly of paddy dried by superheated steam had similar trend to those dried by hot air. At the end of drying (5 or 6 minutes), white belly was less than 2% for both drying conditions.



a) soaking time of 2 hours



b) soaking time of 3 hours



c) soaking time of 4 hours

Figure 5. *The changing rates of white belly of paddy dried by superheated steam and hot air. at superficial velocities $1.5U_{mf}$, drying temperature 150°C before drying paddy soaked at initial temperature 80°C.*

Conclusion

Using superheated steam for drying paddy in fluidized bed dryer gave much higher grain temperature and more head rice yield than using hot air in all soaking conditions. Whiteness of paddy dried by this medium, however, was lower than that dried by hot air. For both media, head rice yields of 2-hour soaked paddy decreased faster than those of 3 and 4-hour soaked paddy, which are in acceptable ranges for industrial parboiled rice. Paddy soaked for 3 and 4 hours had much less white belly than that soaked for 2 hours.

Acknowledgement

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support and Pathum Thani Rice Research Center for testing physical qualities of rice.

References

Bhatthacharya, K. R. 1985. Parboiling of Rice in Rice Chemistry and Technology (Juliano B. O. ed). American Association of Cereal Chemists. St. Paul. Minnesota. USA.

Gariboldi, F. 1972. Parboiled rice in rice chemistry and technology (Houston D F, ed). American Association of Cereal Chemists. p.358-380. St. Paul. Minnesota. USA.

Inparsit, C., and Noomhorm, A. 2001. Effect of drying air temperature and grain temperature of different type of dryer and operation on rice quality. Drying Technology. 19(2): 389-404.

Iyota, H., Nishimura, T., Komoshi, Y., and Yoshida, K. 2002. Effect of initial steam condensation on color changes of potatoes during drying in superheated steam. In Proceedings of the 13th International Drying Symposium (IDS'2002), B: 1352-1359 Beijing China.

Khan, A. V., Amilhussin, A., Arbolida, J. R., Manolo, A. S., and Chancellor, W. J. 1974. Accelerated drying of rice using heat-conduction media. Trans. ASAE 17:949-955.

Ministry of Commerce, Thailand Standard Rice 1997. http://203.150.17.19/document/grain/english/standard.htm on 5/2002.

Pillaiyar, P., Singaravadivel, K., Desikachar, H.S.R., and Subramaniyan, V. 1993. Low moisture parboiling of paddy. Journal of Food Science Technology. 30(2): 97.

Ranghavendra Roa, S.N., and Juliano, B.O. 1970. Effect of parboiling on some physical properties of rice. Journal Agricultural Food Chemistry. 18: 289-294.

Rordprapat. W., Soponronarit, S., Nathakaranakule, A., and Tia, W. 2002. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. Proceeding of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering. 453-466. AIT. Bangkok Thailand.

Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., and Prachayawarakorn, S. 2003. Superheated steam fludized bed paddy drying. Journal of Food Engineering. 58: 67-73.

Taechapairoj, C., Soponronnarit, S., and Prachayawarakorn, S. 2002. Characteristics of parboiled rice in superheated steam fluidized bed dryer. Proceeding of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering. 453-466. AIT. Bangkok Thailand.

Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N., and Wongpiyachon, S. 1999. Effect of drying on rice yield using fludization technique. Drying Technology. 17(1&2): 345-353.

Yap, A., Juliano, O. B., and Pereze, C. M. 1988. Artificial yellow of rice at 60°C. In Proceedings of the 11th ASEAN Technical Seminar on Grain Post Harvest Technology. Kuala Lumpur. Malaysia.

Zhout, Z., Robardst, K., Helliwellt, S., and Blanchard, C. 2002. Aging of stored rice: changes in chemical and physical attributes. Journal of Cereal Science. 35: 65-78.

Proceedings of the

3rd Asia-Pacific Drying Conference

1-3 September 2003

Editors

Vinod K. Jindal
Athapol Noomhorm
Imran Ahmad

Asian Institute of Technology

Bangkok, Thailand

© ADC'03

EFFECT OF FAR-INFRARED RADIATION AND TEMPERING ON SUBSEQUENT DRYING OF PADDY BY FLUIDIZATION TECHNIQUE

Naret Meeso[1] Adisak Nathakaranakule[1] Thanid Madhiyanon[2] and Somchart Soponronnarit[1]

[1]School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand
[2]Faculty of Engineering, Mahanakorn University of Technology, Bangkok 10530, Thailand

The effect of far-infrared radiation in multi-stage paddy drying process has been studied. The process, running in series, comprised fluidized bed, far-infrared radiation, tempering and ambient air ventilation. Drying time of paddy in fluidized bed dryer and intensity of infrared radiation were varied to study the effect. The experimental results showed that far-infrared radiation could further reducing paddy moisture content after fluidized bed drying stage by approximately 1-1.5%d.b. without affecting paddy head rice yield and whiteness. Its intensity had more effect on wet paddy than dry paddy after fluidized bed stage.

Keywords: far-infrared radiation, fluidized bed, tempering,

Introduction

Two-stage paddy drying process; fast dried by fluidized bed dryer to the moisture content of 23%dry basis (d.b.) and then ventilated by ambient

air to 16%wet basis (w.b.), was recommended by Soponronnarit (1995) to maintain paddy qualities, such as head rice yield and whiteness. Due to high temperature using in the first stage, however, moisture gradient inside each grain kernel was highly increased, as a result, cracking and braking paddy kernels. This problem can be solved by using tempering process between both stages. This technique also helped increasing or maintaining paddy head rice yield and reducing paddy moisture content in the second stage (Steffe *et al.*, 1979). The advantages in increasing and maintaining head rice yield were also confirmed by Taweerattanapanish *et al.* (1999) and Soponronnarit *et al.* (1999) respectively. In addition, Poomsa-ad *et al.* (2001) suggested that the moisture content of paddy, after-dried by fluidized bed dryer, should not less than 22.5%d.b. in order to increase the head rice yield. The benefit of this tempering process depended on two main factors, i.e. tempering temperature and time (Steffe and Singh, 1980). From the study of Poomsa-ad *et al.* (2002), the appropriate tempering time of paddy with initial moisture content, before being dried by fluidized bed dryer, of 26.0 32.0 %d.b. was between 18 to 35 minutes in order to get the tempering index of 0.95.

Due to the limitation of moisture content after fluidized bed drying, it may be possible to apply far-infrared radiation (FIR; 2.5-100μm) in the drying process to lower this limit. This is because FIR is an electro magnetic wave that can penetrate directly into a product, vibrate water molecules and; as a result, generate heat inside the product (Sakai and Hanzawa, 1994). The main components of foodstuffs, i.e. water and organic compounds, such as proteins and starched, could absorb infrared in FIR range (Sandu, 1986, Ratti and Mujumdar, 1995). Furthermore, suitable wave lengths for medium paddy kernels were in the FIR range of 2.9-9.5 μm (Bakki, 1991). A depth of penetration of FIR into food stuffs was less than 1 mm; therefore FIR was suitably used to dry small grains, such as paddy or wheat (Sandu, 1986, Nindo *et al.* 1995). Besides, these FIR properties, temperature of FIR rod or FIR input power, distance between FIR radiator and grain bed, initial grain moisture contents and drying time were significantly affected on temperatures of dried grains (Fasina *et al.* 1998, Hashimoto and Kameoka, 1999).

To improve the above drying process, far-infrared radiation was added to the process after fluidized bed drying stage in this study. The purpose was to investigate the effect of far-infrared radiation on a moisture reduction and milling qualities of paddy.

Materials and Methods

Experimental apparatus

The experimental apparatus consisted of a batch-type fluidized bed dryer, a box-type FIR dryer, a tempering glass bottle and an ambient air ventilator as follows:

The batch-type fluidized bed dryer was shown in Figure 1. It was comprised a cylindrical drying chamber, a 12 kW electrical heater, a centrifugal fan driven by 1.5 kW motor. A drying temperature was controlled by a PID controller giving an accuracy of ±1°C.

The box-type FIR dryer, shown in Figure 2, comprised a radiative chamber and air vents at the back of a chamber. A ceramic infrared heater had a diameter of 0.17 cm, a length of 60 cm, and maximum power of 800 W. Its surface temperature was controlled by ON-OFF controller. A sample trey had a dimension of 50x60x1.5 cm and made of acrylic.

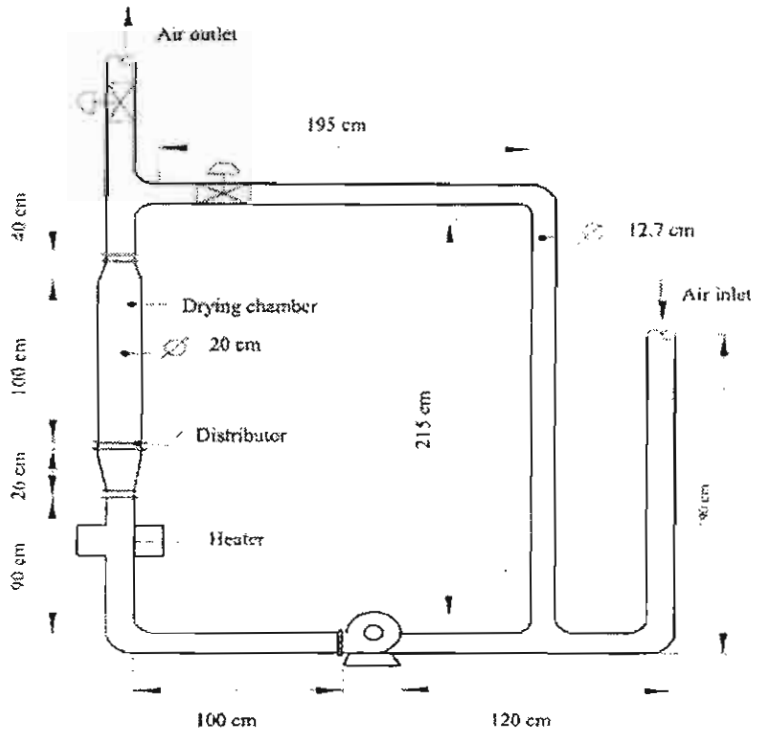


Figure 1. Schematic diagram of a batch-type fluidized bed dryer

The tempering glass bottle had a diameter of 12 cm and a height of 10 cm. It could be closed completely and kept in a hot-air oven at temperature equal to the paddy temperature after fluidized bed drying.

The ambient air ventilator had a diameter of 20 cm and a sample tray made of wire mesh. Air velocity, ventilated throughout the tray, was measured by hot-wire anemometer (accuracy of ±0.1 m/s).

Temperature of grain, drying air and ambient conditions were measured by K-type thermocouples connected to a data logger having an accuracy of ±1°C.

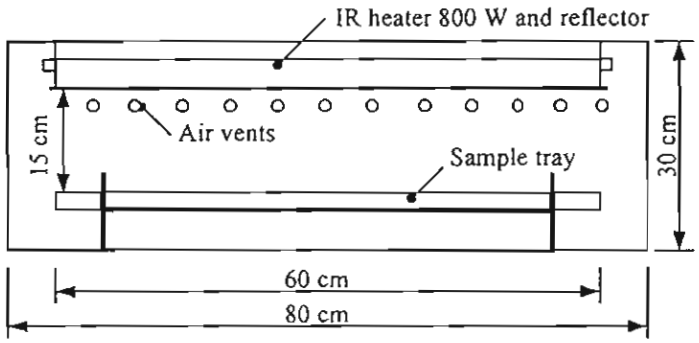


Figure 2. Schematic diagram of a box-type FIR dryer

Experimental procedure

The multi-stage drying process in each experiment was operating in series. It comprised fluidized bed (FB) drying, far-infrared radiation (FIR) irradiation, tempering (TEM) and ambient air ventilation (AAV). The experiments were divided into five conditions as explained in Table 1.

Table 1. The experimental conditions of the paddy drying process

		The conditional numbers				
The drying process		A	B	C	D	E
FB	Air temp.,(°C)[1]	150	150	150	150	150
	Bed thickness,(cm)[1]	9.5	9.5	9.5	9.5	9.5
	Air velocity,(m/s)[1]	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6
	Time,(min)[1]	1	1	1.5	1.5	2
FIR	Average radiative intensity,(W/cm^2)	0.312	0.707	0.310	0.689	0.310
	Bed thickness	*	*	*	*	*
	Distance between heater-paddy,(cm)[2]	15	15	15	15	15
	Time,(min)	1	1	0.5	0.5	0.5
TEM	Temp.,(°C)	75	75	80	80	85
	Time,(min)	20	20	20	20	20
AAV	Bed thickness,(cm)[1]	3	3	3	3	3
	Air velocity,(m/s)[1]	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
	Time,(min)	30	30	60	60	60

* a single layer of grain, [1] Recommended by Poomsa-ad *et al.* (2001), and [2] Recommended by Afzal and Abe (1999).

In the drying process, paddy was dried by a fluidized bed dryer at temperature of 150°C for 1-2 minutes. Then, it was irradiated by a FIR dryer at intensities of 0.310 and 0.707 W/cm^2 for 0.5-1 minutes. After irradiation, it was tempered in the tempering glass bottle for 20 minutes before it was ventilated by ambient air with velocity of 0.15 m/s for 30 minutes.

Fresh harvested paddy was rewetted to about 30.0-34.0%d.b. and kept in a cooling room at temperature of 3-5°C for 7 days. Before starting experiments, the paddy was left in ambient air until its temperature was closed to ambient temperature.

Paddy samples in each condition were taken after each drying process except samples after TEM for measuring moisture content and qualities. The moisture contents of paddy were determined by an hot-air oven at a temperature of 103°C 72 hours, according to AACC method, (1995). The paddy qualities in terms of head rice yield and whiteness were tested by the test method of the Ministry of Agriculture and Cooperatives, Thailand and measured by KETT whiteness tester model C-300 respectively.

Results and Discussion

Moisture reduction

Effect of FIR intensities on moisture reduction

Evaluations of paddy moisture content in the drying processes with different FIR intensities were shown in Figures 3 to 7. The experimental results clearly showed that FIR intensities helped removing moisture from paddy, which had high moisture contents after fluidized bed drying stage, by approximately 1 %d.b. (Figures 3 and 4). Lower moisture contents after this stage reduced the intensity effect (Figures 5 and 6) to no effect when the moisture contents were approximately less than 20%d.b. (Figure 7). This was because a wet paddy absorbed more IR energy than a dry paddy; as a result, it has high evaporation of moisture inside a paddy kernel and a high drying rate. Less FIR energy absorbed by a dry paddy led to not significant effect of FIR in the multi-stage drying process.

Effect of tempering on moisture reduction

It could be seen from moisture reduction curves in Figures 3 to 7 that the slopes of moisture reduction during tempering and ambient air ventilation processes were similar. The slope of moisture reduction in the latter process was also similar to that in the multi-stage drying process without tempering; studied by Meeso *et al.* (2002). This meant that the tempering stage in the drying process with IR radiation did not help decreasing paddy moisture in the ambient

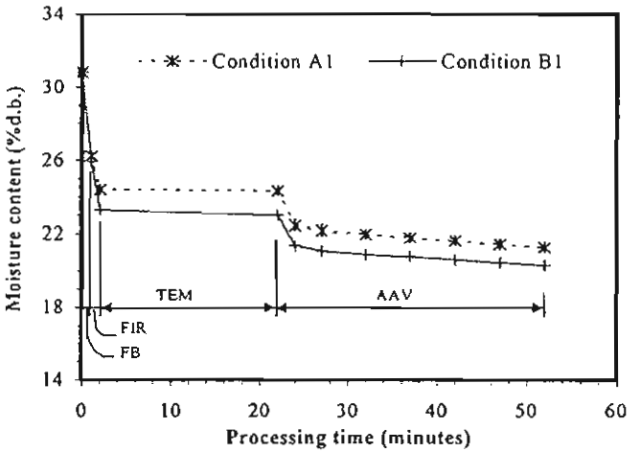


*Figure 3. Evolution of moisture content of paddy during conditions : • **A1 : FB** (150 °C,1 min), **FIR** (0.312 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75 °C,20 min) and **AAV** (30 min ambient condition: 29.2 °C, 70.0 r.h.).* • **B1 : FB** (150°C,1 min), **FIR** (0.707 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.2°C, 70.0 r.h.).

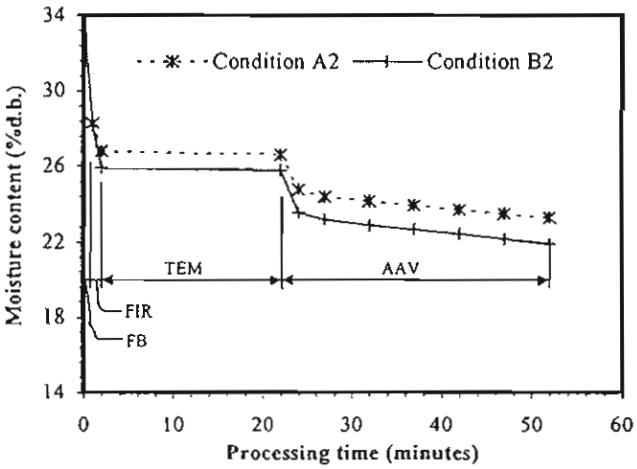


*Figure 4. Evolution of moisture content of paddy during conditions : • **A2 : FB** (150 °C,1 min), **FIR** (0.312 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75 °C,20 min) and **AAV** (30 min ambient condition: 30.1 °C, 75.0 r.h.). • **B2 : FB** (150 °C,1 min), **FIR** (0.707 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75 °C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 30.1 °C, 75.0 r.h.).*

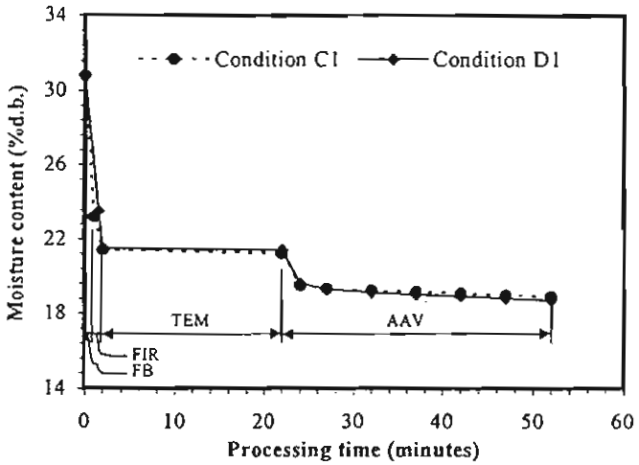


*Figure 5. Evolution of moisture content of paddy during conditions : • **C1 : FB** (150 °C, 1.5 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2}, 0.5 min), **TEM** (80 °C, 20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.2 °C, 70.0 r.h.). • **D1 : FB** (150 °C, 1.5 min), **FIR** (0.689 W·cm^{-2}, 0.5 min), **TEM** (80 °C, 20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.2 °C, 70.0 r.h.).*

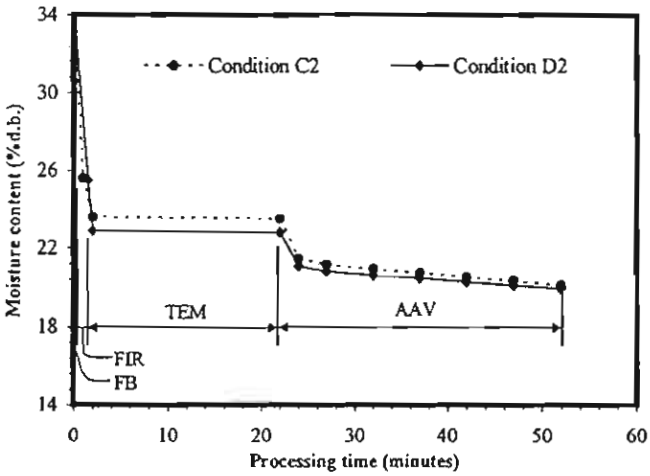


*Figure 6. Evolution of moisture content of paddy during conditions : • **C2 : FB** (150 °C, 1.5 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2}, 0.5 min), **TEM** (80 °C, 20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 30.1 °C, 75.0 r.h.). • **D2 : FB** (150 °C, 1.5 min), **FIR** (0.689 W·cm^{-2}, 0.5 min), **TEM** (80 °C, 20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 30.1 °C, 75.0 r.h.).*

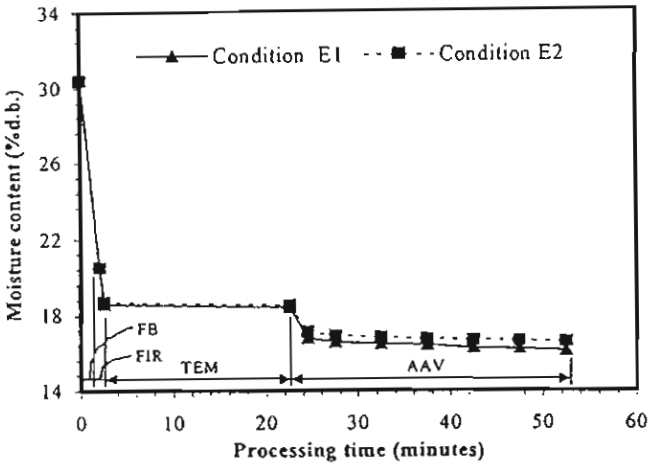


*Figure 7. Evolution of moisture content of paddy during conditions : • **E1 : FB** (150 ℃,2 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (85 ℃,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.6 ℃, 67.0 r.h.). • **E2 : FB** (150 ℃,2 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (85 ℃,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.6 ℃, 67.0 r.h.).*

air ventilation process. In addition, as the initial moisture content of paddy before the tempering process in each experimental condition was different, this parameter, thus, had no effect on the process. These results could be caused by the mechanism of IR radiation, which may help distributing moisture inside paddy kernels, like a tempering process.

Milling qualities

Head rice yield

Head rice yield of paddy in each experimental condition was shown in Tables 2 to 6. Its relations to moisture content after each drying stage were plotted and shown in Figures 8 to 10. It could be seen from the relation in Figure 8 that a relative head rice yield over 100% could be achieved if the moisture content of paddy after fluidized bed drying was not less than 23%d.b. This limit confirmed the results of Poomsa-ad *et al.* (2001). When using FIR in the process, the result in Figure 9 showed that it was possible to further reduce the paddy moisture content to approximately 21%d.b., while still maintaining the relative head rice yield over 100 %. An

improvement in head rice yield in the drying process was mainly due to a rapid increase in paddy temperature during the fluidized bed stage, see Table 7, to the zone of gelatinization process (68-78°C depend on a paddy variety; Sanders (1996)). Meanwhile, during FIR irradiation, a mechanism inside a paddy kernel helped removed moisture of paddy from inside out and acted like the mechanism in the tempering process, so it could reduce paddy moisture and maintain head rice yield at the same time. Decreasing the moisture content lower than those limits in both stages resulted in more broken grain, as the stress inside paddy kernels was increased due to high moisture and temperature gradients. In experimental conditions A to D, head rice yields after the tempering process were slightly increased. As tempering temperatures of these conditions (75-80°C) were in the range of gelatinization process, the slight improvement in head rice yields was because of a continuous reaction of the process during tempering. This reason could be confirmed by much improvement of head rice yields of paddy in condition E (see Table 6 and Figure 10).

Table 2. Evolution of milling quality of paddy during conditions A1 and B1

	The conditonal numbers			
	A1		B1	
Drying process	HRY,(%)	Wh,(point)	HRY,(%)	Wh,(point)
Initial quality	52.2	50.4	52.2	50.4
quality after FB	56.9	50.9	55.7	50.6
quality after FIR	55.9	50.7	56.9	46.1
quality after TEM	NA	NA	NA	NA
quality after AAV	57.7	49.4	56.7	51.1

• **A1 : FB** (150°C,1 min), **FIR** (0.312 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75°C,20 min) and **AAV** (30 min ambient condition: 29.2°C, 70.0 r.h.).• **B1 : FB** (150°C,1 min), **FIR** (0.707 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.2°C, 70.0 r.h.).

Table 3. Evolution of milling quality of paddy during conditions A2 and B2

	The conditonal numbers			
	A2		B2	
Drying process	HRY,(%)	Wh,(point)	HRY,(%)	Wh,(point)
Initial quality	46.0	50.7	46.0	50.7
quality after FB	54.2	49.9	53.5	49.8
quality after FIR	54.8	49.3	54.3	51.2
quality after TEM	NA	NA	NA	NA
quality after AAV	58.5	48.8	57.6	48.4

• **A2 : FB** (150°C,1 min), **FIR** (0.312 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75°C,20 min) and **AAV** (30 min ambient condition: 30.1°C, 75.0 r.h.).• **B2 : FB** (150°C,1 min), **FIR** (0.707 W·cm^{-2},1 min), **TEM** (75°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 30.1°C, 75.0 r.h.).

Table 4. Evolution of milling quality of paddy during conditions C1 and D1

	The conditonal numbers			
	C1		D1	
Drying process	HRY,(%)	Wh,(point)	HRY,(%)	Wh,(point)
Initial quality	52.2	50.4	52.2	50.4
quality after FB	55.4	50.3	55.8	50.0
quality after FIR	52.2	50.0	54.7	50.4
quality after TEM	NA	NA	NA	NA
quality after AAV	55.8	49.8	56.6	50.3

• **C1 : FB** (150°C,1.5 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (80°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.2°C, 70.0 r.h.).• **D1 : FB** (150°C,1.5 min), **FIR** (0.689 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (80°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.2°C, 70.0 r.h.).

Table 5. Evolution of milling quality of paddy during conditions C2 and D2

	The conditonal numbers			
	C2		D2	
Drying process	HRY,(%)	Wh,(point)	HRY,(%)	Wh,(point)
Initial quality	46.0	50.7	46.0	50.7
quality after FB	55.3	47.1	56.3	47.9
quality after FIR	56.2	48.6	55.6	47.8
quality after TEM	NA	NA	NA	NA
quality after AAV	57.8	46.5	58.7	44.6

• **C2 : FB** (150°C,1.5 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (80°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 30.1°C, 75.0 r.h.).• **D2 : FB** (150°C,1.5 min), **FIR** (0.689 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (80°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 30.1°C, 75.0 r.h.).

Table 6. Evolution of milling quality of paddy during conditions E1 and E2

	The conditonal numbers			
	E1		E2	
Drying process	HRY,(%)	Wh,(point)	HRY,(%)	Wh,(point)
Initial quality	54.2	51.6	54.2	51.6
quality after FB	31.0	47.7	27.8	48.4
quality after FIR	20.0	45.4	21.9	46.4
quality after TEM	NA	NA	NA	NA
quality after AAV	46.6	48.7	47.1	48.6

• **E1 : FB** (150°C,2 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (85°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.6°C, 67.0 r.h.).• **E2 : FB** (150°C,2 min), **FIR** (0.310 W·cm^{-2},0.5 min), **TEM** (85°C,20 min) and **AAV** (30 min, ambient condition: 29.6°C, 67.0 r.h.).

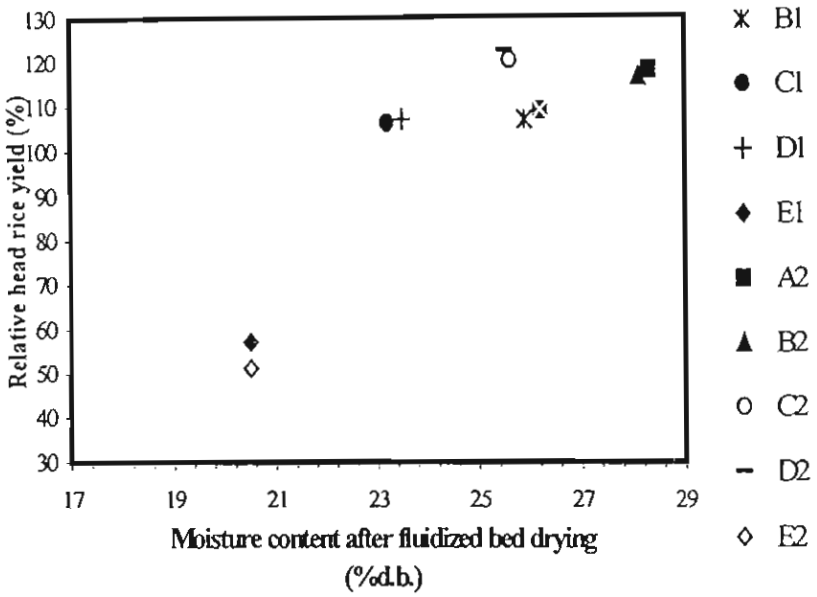


Figure 8. The relation between moisture content after fluidized drying with relative head rice yield

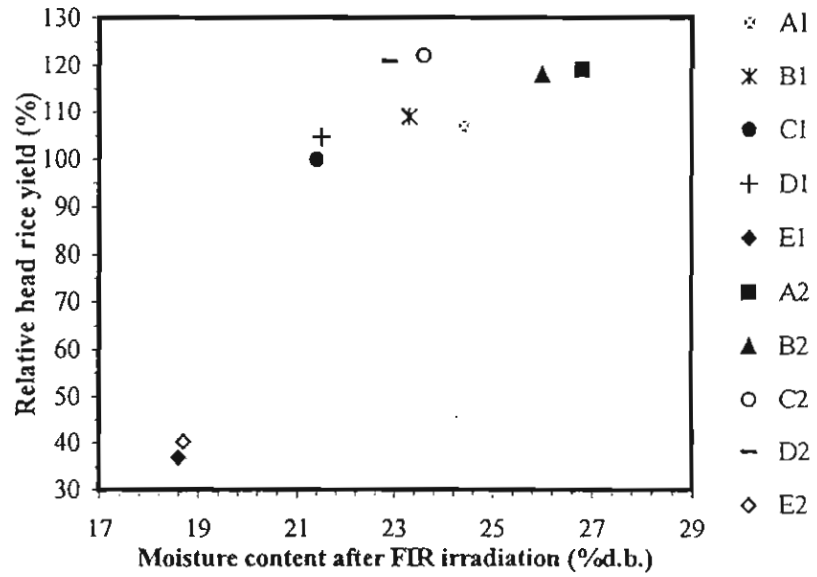


Figure 9. The relation between moisture content after FIR irradiation with relative head rice yield

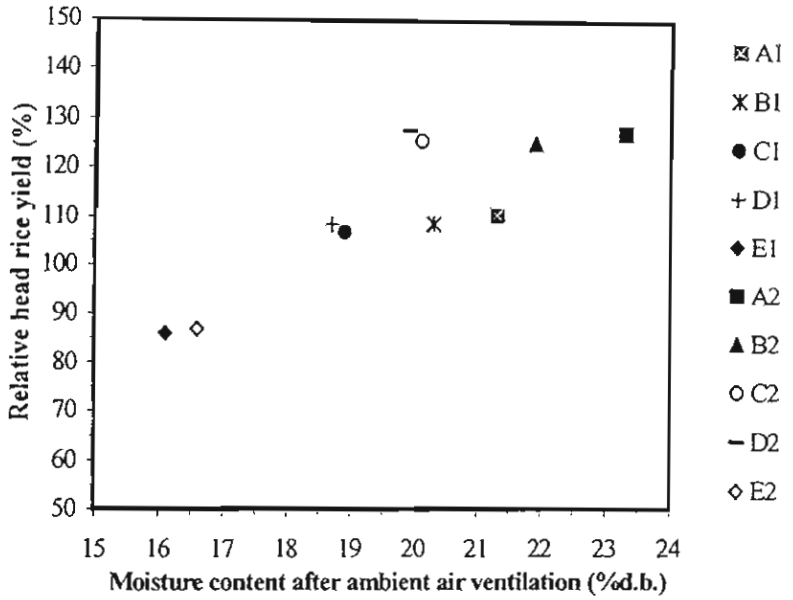


Figure 10. The relation between moisture content after ambient air ventilation with relative head rice yield

Whiteness

Results of paddy whiteness were shown in Tables 2 to 6. The results indicated that whiteness of paddy after each drying stage was not significantly changed. Its value was approximately 50, which is in an acceptable commercial range.

Table 7 Average grain temperature of paddy after fluidized bed drying and FIR irradiation

Condition No.	FB			FIR		
	Drying temp., (°C)	Time, (min)	Average Grain temp.,(°C)	Radiative chamber temp.,(°C)	Time, (min)	Average Grain temp.,(°C)
A	150	1	75	80	1	55.2
B	150	1	75	150	1	60.7
C	150	1.5	80	80	0.5	57.4
D	150	1.5	80	150	0.5	64
E	150	2	85	80	0.5	68

Conclusions

Intensity of FIR had more effect on moisture reduction of wet paddy than dry paddy. With FIR in the paddy drying process, the limitation of moisture content after fluidized bed drying could be further reduced from 23 to approximately 21%d.b. after FIR and to approximately 19 %d.b. after ambient air ventilation without any damages to head rice yield and whiteness of paddy.

Nomenclature

AAV	Ambient air ventilation
d.b.	Dry basis
FIR	Far-infrared radiation
FB	Fluidized bed
HRY	Head rice yield
MC	Moisture content
TEM	Tempering
Wh	Whiteness

Acknowledgments

The author would like to thank the Thailand Research Fund for financial support, Pathumtani Rice Research Center for testing quality of milling and Department of Microbiology, King Mongkut's University of Technology Thonburi for providing a FIR dryer.

References

AACC. 1995. Approved method of the American Association of Cereal Chemist. 9th ed. St. Paul, MN: AACC

Afzal, T.M. and Abe, T.1999. Some fundamental attributes of far-infrared radiation drying of potato. Drying Technology. 17(1&2):137-155.

Bekki, E. 1991. Rough rice drying with a far-infrared panel heater. Journal of the Japanese Society of Agriculture. 53(1):55-63.

Fasina, O.O., Tyler, R.T. and Pickard, M.D. 1998. Modelling the infrared radiative heating of agriculture crops. Drying Technology. 16(9&10):2065-2082.

Hashimoto, A. and Kameoka, T. 1999. Effect of infrared irradiation on drying characteristics of wet porous materials. Drying Technology. 17(7&8):1613-1626.

Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2002. Experimental study of multistage drying of paddy using a series

of convective hot-air and FIR irradiation. Proceeding of ICFPTE'02. AIT, Bangkok, Thailand: 441-451.

Nindo, C.I., Kudo, Y. and Bekki, E. 1995. Test model for studying sun drying of rough rice using far-infrared radiation. Drying Technology. 13(1&2):225-238.

Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Terdyothin, A. and Prachayawarakron, S. 2001. Head rice yield after drying by fluidization technique and tempering. Proceeding of ADC 2001. Malaysia:717-726.

Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakron, S. and Terdyothin, A.. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. Drying Technology. 20(1):195-210.

Ratti, C. and Mujumdar, A.S. 1995. Infrared drying. In Mujumdar, A.S.(ed) Handbook of Industrial Drying. 2nd Ed, Marcel Dekker:New York:567-588.

Sakai, N., Hanzawa, T. 1994. Applications and advances in far-infrared heating in Japan. Trends in Food Science & Technology. 5:357-362.

Sandu, C. 1986. Infrared radiative drying in food engineering : a process analysis. Biotechnology Progress. 2:109-119.

Sanders, J.P.M. 1996. Starch manufacturing in the world. In Advanced Post Academic Course on Tapioca Starch Technology. AIT, Bangkok, Thailand.

Soponronnarit, S.. 1995. Strategy for managing moist paddy. The Royal Institute Journal. 20(4) : 115-125 (in Thai).

Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N. 1999. Managing moist paddy by drying tempering and ambient air ventilation. Drying Technology. 17(1&2):335-344.

Steffe, J.F. and Singh, R.P. 1980. Theoretical and practical aspects of rough rice tempering. Trans. of the ASAE. 23:775-782.

Steffe, J.F., Singh, R.P. and Bakshi, A.S. 1979. Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. Transaction of ASAE. 22:1214-1218.

Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchakama, S., Kongseri, N. and Wangpiyachon, S. 1995. Effect of drying on head rice yield using fluidization technique. Drying Technology. 17(1&2):345-353.

Proceedings of the

3rd Asia-Pacific Drying Conference

1-3 September 2003

Editors

Vinod K. Jindal
Athapol Noomhorm
Imran Ahmad

Asian Institute of Technology

Bangkok, Thailand

EFFECTS OF OPERATING CONDITIONS ON THE OVERALL PERFORMANCE OF AN AIR- AND SUPERHEATED STEAM-OPERATED IMPINGING STREAM DRYER

K. Sathapornprasath[1,], S. Devahastin[2] and S. Soponronnarit[1]*

[1]School of Energy and Materials, [2]Department of Food Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Pracha u-tid Road, Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

The objective of the present study was to investigate the effects of various operating conditions on the overall performance of an air- and superheated steam-operated impinging stream dryer by means of a simple mathematical model through the calculation of the rate of water evaporation from a single particle during drying in the constant rate period. For the case of hot air drying the parameters studied were the inlet air velocity, temperature and relative humidity, while the parameters studied in the case of superheated steam drying were steam velocity, temperature and pressure. In addition, the relationship between the rate of water evaporation and the drying medium temperature, both in the cases of hot air drying and superheated steam drying, was established in order to determine the inversion temperature of the impinging stream dryer studied. Based on the calculation it was found that the rate of water evaporation, in the case of hot air drying, increased with an increase of the inlet hot air temperature and velocity, while the evaporation rate decreased with an increase of the inlet air relative humidity. In the case of superheated steam drying it was found that an increase of superheated steam temperature and velocity led to an increase in the rate of water evaporation. Increasing of the steam pressure, however, led to an adverse effect of reduced evaporation rate. The study of the relationship between the rate of water evaporation and the medium temperature yielded an inversion temperature of 212°C at the water evaporation rate of 60 kg_{water}/m^2h.

Keywords : evaporation rate / inversion temperature / pressure / relative humidity / opposing jets

INTRODUCTION

Impinging stream (IS) dryer is a class of dryers in which moisture evaporation from wet particles take place mostly in an impingement zone occurred as a result of collision of two directed high velocity gas streams. Several investigators have studied impinging stream dryers of various designs to determine the effects of various geometric and operating parameters on the performance of these dryers. Kitron and Tamir (1988) studied hydrodynamic, particle residence time distribution, and drying as well as heat transfer performance of a coaxial gas-solid two impinging streams. It was found that the effective volume in heat and mass transfer processes was not the actual volume of the dryer but was a certain volume located between the faces of the inlet pipes of the dryer. Kudra and Mujumdar (1989) reviewed the characteristics of various impinging stream dryers for particulate or pasty materials in terms of hydrodynamics, pressure drop and heat transfer along with their industrial applications. Kitron and Tamir (1990) presented the scale-up rules and defined the characteristic behavior of coaxial impinging stream reactors in terms of the hydrodynamics, mean residence time and RTD of the particles and heat transfer during drying in this type of reactors. Generally, impinging stream dryers use hot air as the drying medium but a few paper have proposed via mathematical model the use of superheated steam as the drying medium. Mujumdar et al. (2000) used a computational model to predict the drying performance of a superheated steam impinging stream dryer. It was found from the simulation that the dryer could remove the moisture from the particles over a short residence time and the dryer operated at 202 kPa yielded better drying performance than at other operating pressures tested.

This study was aimed at investigating the effects of various operating conditions on the overall performance of an impinging stream dryer (Figure 1) using both hot air and superheated steam as the drying media by calculating the rate of water evaporation from a single particle during drying in the constant rate period. In addition, the relationship between the rate of water evaporation and the drying medium temperature, both in the cases of hot air and superheated steam drying, was investigated in order to determine the inversion temperature of the impinging stream dryer studied.

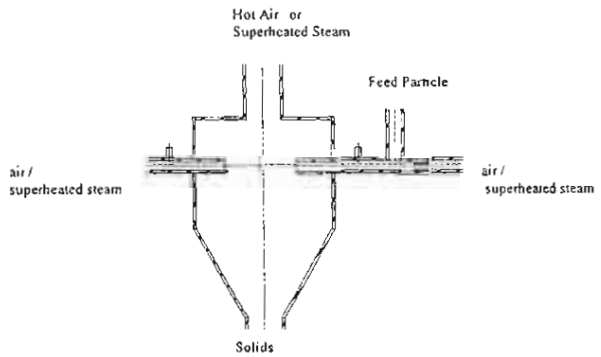


Fig. 1 A schematic sketch of the IS dryer studied

* Corresponding author.
Tel.: +662 470 8663; Fax: +662 470 8663; e-mail: kitti@swu.ac.th

MATHEMATICAL MODEL

In order to study the effects of various operating conditions of an impinging stream dryer the rate of water evaporation from a single particle during a constant rate period drying was calculated. The drying rate in a constant rate period is dependent only on the heat transfer rate to the surface of the particle:

$$N = q'/\lambda = h(T_{air/steam} - T_{surface})/\lambda \quad (1)$$

where N is the rate of water evaporation (or drying rate), $T_{surface}$ is the surface temperature of a particle, which equals to the wet bulb temperature in the case of hot air drying and the boiling temperature at the dryer operating pressure in the case of superheated steam drying.

Modeling of hot air drying

The first step in modeling hot air drying was to calculate the value of the heat transfer coefficient. Tamir (1994) recommended the following equation for the calculation of Nusselt number which would lead to the calculation of the heat transfer coefficient of a spherical particle undergoing drying in an impinging stream dryer:

$$Nu = hd_p/k = 2+0.552\ Re_p^{1/2}\ Pr^{1/3} \quad (2)$$

The latent heat of vaporization (J/kg) can be found from an inlet air temperature following Eq. (3)

$$\lambda = 6.291\times10^{6}-2.746\times10^{4}(T_a)+65.991(T_a)^2 - 5.765 \times10^{-2}\ (T_a)^3 \quad (3)$$

The wet bulb temperature was found using the following relation:

$$T_w = [(\gamma\times T_a) + (\delta\times T_{dew\ point})] / (\gamma + \delta) \quad (4)$$

where $e = (RH/100)\times0.611\times\exp[17.27\times T_a/(T_a+237.7)]$

$T_{dew\ point} = [116.9 + 237.3\ \ln(e)] / [16.78 - \ln(e)]$

$\gamma = 0.000666\times P$, $(P = 98.642\ kPa)$

$\delta = 4098\times(e / T_{dew\ point} + 237.3)^2$

The rate of heat transfer per unit area of particle (W/m^2) was then calculated using Eq. (5)

$$q' = h(T_{air} - T_{surface}) \quad (5)$$

Finally, the rate of water evaporation (or drying rate) was calculated from Eq.(1). The calculation was performed at various inlet air temperatures, velocities and relative humidities to study the effects of these parameters on the rate of water evaporation.

Modeling of superheated steam drying

When modeling drying using superheated steam as the drying medium the same equation as that used for hot air drying can also be used to calculate the latent heat of vaporization with the change of air temperature to steam temperature.

Similar to hot air drying, calculations were performed to study the effects of various operating parameters viz. steam temperature, pressure and velocity on the rate of water evaporation. Finally, the relationship between the rate of water evaporation and the drying medium temperature was investigated in order to determine the value of the inversion temperature of the impinging stream dryer studied. In the present study, the primary data of the simulation were collected from Kitron and Tamir (1988), Kudra and Mujumdar (1989) and Tamir (1994) as listed in Table 1.

Table 1. Parameters used in the present simulation

Parameter	Hot air	Superheated steam
1. Diameter of particle	1.54×10^{-3} m	1.54×10^{-3} m
2. Diameter of inlet pipe	0.02 m	0.02 m
3. Density of particle	1172 kg/m^3	1172 kg/m^3
4. Kinematic viscosity	1.77×10^{-5} m^2/s	3.255×10^{-5} m^2/s
5. Reactor volume	6.5×10^{-4} m^3	6.5×10^{-4} m^3
6. Thermal conductivity	2.77×10^{-2} W/m.K	3.048×10^{-2} W/m.K

RESULTS AND DISCUSSION

Performance of a hot air IS dryer

Figure 2 shows the plots of the effect of inlet air velocity on the water evaporation rate with the inlet air temperature as a parameter. It was found, as expected, that an increase of the inlet air velocity led to an increase of the water evaporation rate. This is due to the fact that a higher air velocity led to a stronger collision between the opposed streams; the impingement zone had higher turbulence intensity and higher heat transfer coefficient due to thinner boundary layer around the particle and hence higher rate of water evaporation.

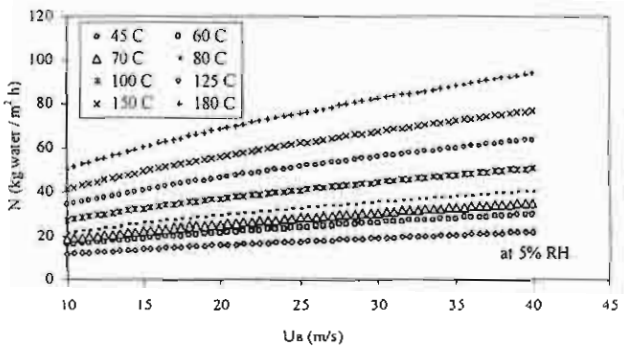


Fig. 2 Effect of inlet air velocity on water evaporation rate
(relative humidity =5%, air temperature=45°–180 °C)

The variations of the calculated water evaporation rate with the inlet air temperature are plotted in Figure 3 with the inlet air velocity as a parameter. As a result of the calculation it was found that the values of the heat transfer coefficient changed only as the inlet hot air temperature increased. Both heat transfer rates and water evaporation

rates increased, however, due to the larger differences between the inlet air temperature and the surface (wet bulb) temperature. However, if the inlet air temperature was increased at a fixed inlet air relative humidity, the wet bulb temperature remained almost unchanged. Therefore, a larger temperature difference is required if a higher rate of water evaporation is desired.

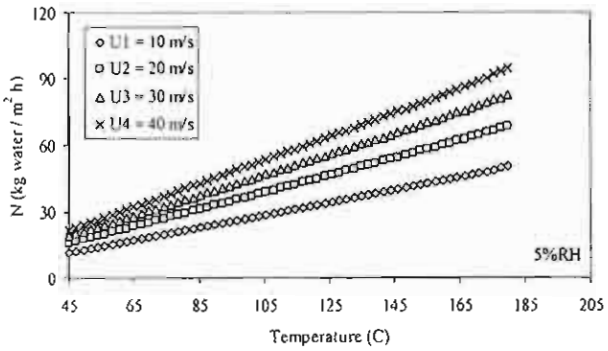


Fig. 3 Effect of inlet air temperature on water evaporation. rate
(relative humidity=5%, air velocity =10 – 40 m/s)

Figure 4 illustrates the effect of air relative humidity on the calculated rate of water evaporation at various fixed inlet air velocities. It was observed that the water evaporation rate decreased with an increase of the relative humidity of inlet hot air. This is due to the fact that some amount of heat supplied to the system must be used for the reduction of inlet air humidity prior to being used to evaporate water from the drying particle. In other words, an increase of the inlet air relative humidity at a fixed temperature led to a reduction of the water evaporation rate. Raising the air relative humidity also led to an increase of the wet bulb hence smaller temperature driving force for heat transfer at a fixed inlet air temperature.

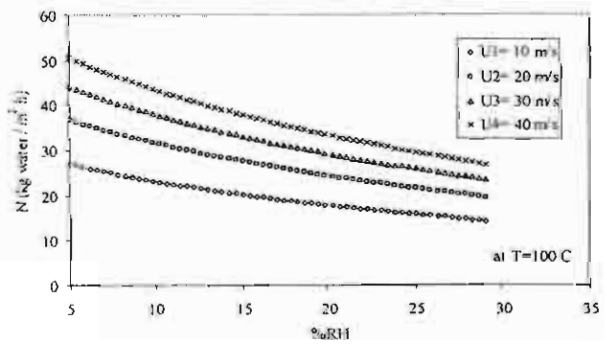


Fig. 4 Effect of relative humidity on water evaporation rate
(air temperature=100 °C, air velocity=10 – 40 m/s)

Performance of a superheated steam IS dryer

Figure 5 shows the plots of the effect of inlet steam velocity on the water evaporation rate at various fixed inlet steam temperatures. As a result of the calculation it was found that the water evaporation rate were higher of higher steam velocities. This is due to the higher heat transfer coefficients, as mentioned earlier for the case of hot air drying.

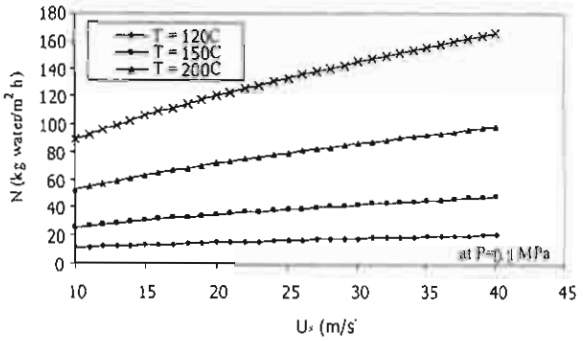


Fig. 5 Effect of inlet steam velocity on water evaporation rate
(steam pressure = 0.1 MPa , steam temperature = 120°-250 °C)

The variations of the calculated water evaporation rate with the superheated steam temperature are plotted in Figure 6 with the inlet steam velocity as a parameter. In the case of superheated steam drying the temperature difference used in the calculation of the rate of heat transfer and hence the rate of water evaporation is the difference between the steam temperature and the boiling point of water at the dryer operating pressure. Since, in this case, the pressure was held constant, the boiling point of water was also constant. Therefore, as the steam temperature increased the temperature difference and thus the rate of water evaporation increased.

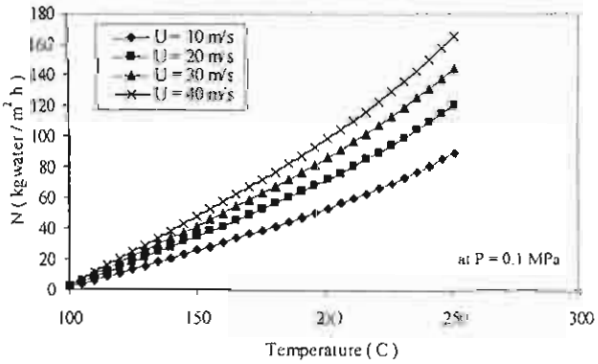


Fig. 6 Effect of inlet steam temperature the water evaporation rate
(steam pressure = 0.1 MPa , steam velocity =10-40 m/s)

Finally, the plots of the variations of the rate of water evaporation with the dryer operating pressure are shown in Figure 7. Raising the dryer operating pressure led to a reduction of the drying rate since the boiling point of water increased, which in turn affected the temperature driving force adversely.

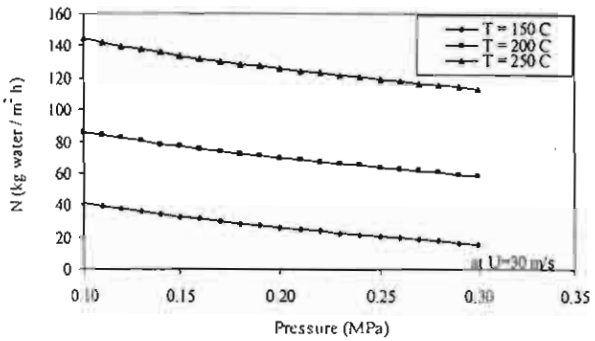


Fig. 7 Effect of inlet steam pressure on water evaporation rate
(steam velocity=30 m/s, steam temperature=150°-250 °C)

Inversion temperature of an impinging stream dryer

Since superheated steam has heat transfer properties superior than those of air at the same temperature, the convective heat transfer coefficient in superheated steam drying is generally higher than that in air drying. The temperature driving force in the case of hot air drying is, however, higher than that in the case of superheated steam drying at lower operating temperatures of the dryer. An inversion temperature is thus defined as the temperature beyond which the superheated steam drying rate is higher than the hot air drying rate.

Figure 8 shows the relationship between the rates of water evaporation, both in the cases of hot air and superheated steam drying, and the medium temperature. Based on the above definition of inversion temperature this temperature was found to be around 212 °C for the impinging stream dryer studied. This value is indeed in the same range as that reported for impingement flow, i.e., in the range of 175-230 °C (Bond et al., 1994). At this temperature the water evaporation rate is around 60 kg_{water}/m^2h. The calculation was carried out at a steam pressure of 0.1 MPa and a steam velocity of 10 m/s.

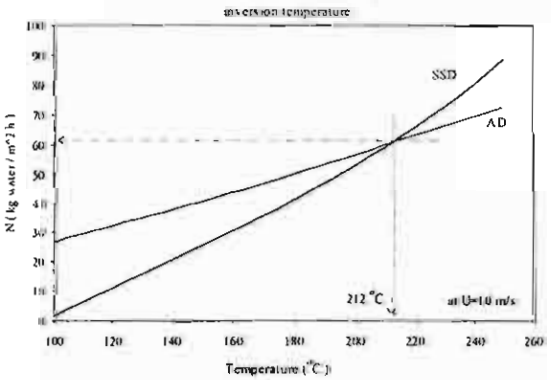


Fig. 8 Inversion temperature of an impinging stream dryer studied

CONCLUSION

The water evaporation rates, both in the cases of hot air and superheated steam impinging stream drying, were numerically calculated. For the case of hot air drying it was found that an increase of the inlet air velocity and inlet air temperature led to an increase of the water evaporation rate while the inlet air relative humidity had an adverse effect on the water evaporation rate. For the case of superheated steam drying it was found that the inlet air velocity and inlet air temperature led to an increase of the water evaporation rate while the steam pressure had a negative effect on the water evaporation rate. In addition, an inversion temperature of the impinging stream dryer was also calculated and was reported to be around 212°C at the evaporation rate of 60 kg_{water}/m^2h.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to express their sincere appreciation to The Thailand Research Fund (TRF) for supporting this study financially.

NOMENCLATURE

A	total surface area of particle, m^2
D	diameter of pipe, m
d_p	diameter of particle, m
h	heat transfer coefficient, $W/(m^2K)$
k_a	heat conductivity of air, W/(m.K)
k_s	heat conductivity of steam, W/(m.K)
N	evaporation rate, kg_{water}/m^2h
Nu	Nusselt number
Pr	Prandtl number
q'	rate of heat transfer per area, W/m^2
Re_p	particle Reynolds number
T_a	air temperature, °C
T_b	boiling temperature, °C
T_d	dry bulb temperature, °C
T_w	wet bulb temperature, °C
U_a	hot air velocity, m/s
U_s	superheated steam velocity, m/s
V_r	volume of dryer, m^3
λ	heat of vaporization, J/kg
ρ_a	density of air, kg/m^3
ν_a	kinematic viscosity of air, m^2/s
ρ_p	density of particle, kg/m^3
ν_s	kinematic viscosity of steam, m^2/s
τ	residence time of particles, second
e	ambient vapor pressure, kPa
δ	constant
γ	constant based upon ambient barometric pressure

subscripts

a	air
p	particle
s	steam

REFERENCES

1. J.F. Bond, A.S. Mujumdar, A.R.P. van Heiningen, W.J.M. Douglas, Drying Paper by Impinging Jets of Superheated Steam, Part 2: Comparison of Steam and Air as Drying Fluids, *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 72, 452-456 (1994).

2. F.P. Incropera and D.P. Dewitt, *Introduction to Heat Transfer*, 4th edition, John Wiley & Sons, New York, (2002).
3. Y. Kitron and A. Tamir, Performance of a Coaxial Gas-Solid Two-Impinging-Streams (TIS) Reactor: Hydrodynamics, Residence Time Distribution, and Drying Heat Transfer, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 27, 1760-1767 (1988).
4. A. Kitron and A. Tamir, Characteristics and Scale-up of Coaxial Impinging Streams Gas–Solid Contractors, *Drying Technology-An International Journal*, 8(4), 781-810 (1990).
5. T. Kudra and A.S. Mujumdar, Impingement Stream Dryers for Particles and Pastes, *Drying Technology-An International Journal*, 7, 219-266 (1989).
6. A.S. Mujumdar, S.M. Hosseinalipour and S. Devahastin, A Two-Dimensional Superheated Steam Impinging Stream Dryer, *Bulletin of Polish Academy of Sciences Technical Sciences*, 48, 287-299 (2000).
7. A. Tamir, *Impinging–Stream Reactors*, Elsevier Science Publishers, Amsterdam (1994).

DRYING RATES AND INVERSION TEMPERATURES OF POROUS PARTICLES UNDERGOING LOW-PRESSURE SUPERHEATED STEAM AND VACUUM DRYING

P. Suvarnakuta[1,], S. Devahastin[1], S. Soponronnarit[2] and A.S. Mujumdar[3]*

[1]Department of Food Engineering, [2]School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand
[3]Department of Mechanical Engineering, National University of Singapore, Singapore 117576

ABSTRACT

The present study aimed at investigating the drying rates and inversion temperatures of model porous particles undergoing low-pressure superheated steam and vacuum drying. Molecular sieve beads, which were used as the model material in this work, were dried as a thin layer in a newly developed low-pressure superheated steam dryer. The effects of various operating conditions viz. steam temperature and pressure on the drying rates of these particles were then determined. The same dryer was also operated in a vacuum mode, but without the application of low-pressure superheated steam, to determine the effects of the above-mentioned operating parameters as well as the variation of the inversion temperature of the processes with the operating pressure. The differences between the values of the inversion temperature calculated from the rates of drying in the constant rate period and those calculated from the whole drying period were also pointed out and discussed.

Keywords: constant rate period drying, molecular sieve, pressure, thin-layer drying

INTRODUCTION

Despite the many advantages of near-atmospheric pressure superheated steam drying, there still exist some limitations, especially when applying it to drying heat-sensitive materials, e.g., foods and bio-products [1]. Since most foods or other heat-sensitive products melt, undergo glass transition or are damaged at the saturation temperature of superheated steam corresponding to the atmospheric or higher pressures, one possible way to alleviate the above-mentioned problems is to operate the dryer at reduced pressure [1, 2, 3]. In addition to being able to preserve the quality of heat-sensitive products, lowering the operating pressure may also enhance the drying rates as well [1, 4, 5, 6, 7, 8].

Several investigators have recently applied the concept of low-pressure (or vacuum or sub-atmospheric pressure) superheated steam drying to dry various types of heat-sensitive materials. Elustondo et al. [3] studied sub-atmospheric pressure superheated steam drying of wood slabs, shrimps, bananas, apples, potatoes and cassava slices both experimentally and theoretically. A semi-empirical model was developed assuming that the water removal was carried out by evaporation in a moving boundary allowing the vapor to flow through the dry layer built as drying proceeded to predict the drying characteristics of material undergoing this drying operation. A model proposed was found to predict the drying kinetics reasonably well. More recently, Devahastin et al. [9] studied experimentally drying of carrot cubes both in low-pressure superheated steam and vacuum dryers. They observed that the differences between the two sets of drying times (belonged to low-pressure superheated steam and vacuum drying) were smaller at higher drying temperature. This suggested that raising the drying temperature farther would eventually lead to equal rates of drying at the so-called inversion temperature [1] due to increased temperature difference between the steam and the product as well as a reduction of the initial steam condensation. The information on inversion temperature and the effect of vacuum pressure on this temperature was still missing, however.

The present work therefore aimed at investigating the effect of the vacuum pressure on the value of inversion temperature when comparing the thin-layer drying rates of the low-pressure superheated steam and vacuum drying of model porous particles viz. molecular sieve beads. In addition, the values of the inversion temperature calculated only from the rates of drying in the constant rate period were compared with those calculated from the whole drying period (constant rate period and falling rate period) in order to point out the fundamental difference between the two sets of temperatures, obtained from two different sets of drying rates, beyond which the drying rates in low-pressure superheated steam drying were higher than those in vacuum drying.

EXPERIMENTAL SET-UP, MATERIAL AND METHODS

Experimental Set-up

A schematic diagram of the low-pressure superheated steam dryer and its accessories is shown in Figure 1. The dryer consists of a stainless steel drying chamber, insulated carefully with rock wool, with an inner dimension of 45× 45×45 cm^3; a steam reservoir, which received steam from

* Corresponding author.
Tel: +662 470 9340; Fax: +662 470 9240; e-mail: peamsuk_s@hotmail.com

the boiler and maintained its pressure at around 200 kPa (gage); and a liquid ring vacuum pump (Nash, model ET32030, Germany), which was used to maintain the vacuum in the drying chamber. Steam trap was installed to reduce the excess steam condensation in the reservoir. An electric heater, rated at 1.5 kW, which was controlled by a PID controller (Omron, model E5CN, Japan) was installed in the drying chamber to control the steam temperature and to minimize the condensation of steam in the drying chamber during the start-up period; with the use of a heater the initial steam condensation during the start-up period was reduced considerably. A variable-speed electric fan was used to disperse steam throughout the drying chamber. The steam inlet was made into a cone shape and was covered with a screen to also help distributing the steam in the chamber. The sample holder was made of a stainless steel screen with a dimension of 12×12 cm^2. The change of the weight of the sample was detected continuously (at 1 minute intervals) using a load cell (Minebea, model Ucg-3kg, Japan), which was installed in a smaller chamber connected to the drying chamber by a flexible hose (in order to maintain the same vacuum pressure as that in the drying chamber), and also to an indicator and recorder (AND A&D Co., model AD 4329, Japan). The temperature of the steam was also measured continuously using type K thermocouples, which were connected to an expansion board (Omega Engineering, model no. EXP-32, USA). Thermocouple signals were then multiplexed to a data acquisition card (Omega Engineering, model no. CIO-DAS16Jr., USA) installed in a PC. LABTECH NOTEBOOK software (version 12.1, Laboratory Technologies Corp., USA) was then used to read and record the temperature data.

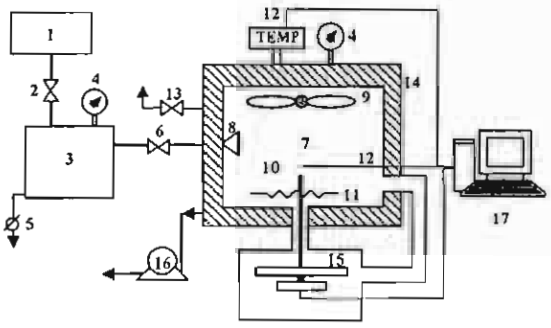


Figure 1. A schematic diagram of the low-pressure superheated steam dryer and associated units. 1, boiler; 2, steam valve; 3, steam reservoir; 4, pressure gauge; 5, steam trap; 6, steam regulator; 7, drying chamber; 8, steam inlet and distributor; 9, electric fan; 10, sample holder; 11, electric heater; 12, on-line temperature sensor and logger; 13, vacuum break-up valve; 14, insulator; 15, on-line weight indicator and logger; 16, vacuum pump; 17, PC with installed data acquisition card

Material and Methods

Molecular sieve beads, which have pore size of 0.3 nm and an average diameter of 3.02 mm with the standard deviation of 0.34 mm and bulk density of 750 kg/m^3 were used as the tested material in this work. Prior to the start of each experiment, distilled water (6.7 g) was added to beads (22 g) to make the initial moisture content of the beads to be around 0.3 kg/kg (d.b.), which was roughly the maximum moisture holding capacity of the beads. The particles were then left at room temperature for about 5 hours to allow them to reach the equilibrium. The drying experiment was preformed by placing roughly 28.7 g of saturated particles (about 1000 beads) on the sample holder as a thin layer. The drying chamber was then sealed tightly and valve 2 was opened to allow the steam from the boiler to flow into the reservoir; the steam pressure was maintained at about 200 kPa (gage) in the reservoir. A vacuum pump was then switched on to evacuate the drying chamber to the desired operating pressure and the steam regulator was opened to slowly flash the steam into the drying chamber. Due to the low-pressure environment of the chamber the steam became superheated. An electric heater was used to maintain the steam temperature at a desired drying temperature. At the end of the drying process the break-up valve was opened to allow the air into the drying chamber before opening up the chamber door and loading off the samples.

The experiments were performed at the following conditions: steam absolute pressures of 7, 10 and 13 kPa; steam temperatures of 80°, 90° and 100°C. The flow rate of steam into the drying chamber was maintained at about 26 kg/h and the speed of the fan was fixed at 2100 rpm.

For vacuum drying experiments the same experimental set-up was used but without the application of steam to the drying chamber. The same operating conditions were therefore achievable.

RESULTS AND DISCUSSION

Drying rates of porous particles

Molecular sieve beads, which were saturated with moisture (initial moisture content about 0.3 kg/kg (d.b.) or 23% (w.b.)), were dried to their equilibrium moisture content at each operating condition in the dryer using both low-pressure superheated steam and vacuum conditions. At the end of each experiment the drying rates were calculated from the recorded weight changes, both during the constant and falling rate periods. Since, strictly speaking, the inversion temperature is defined only for surface moisture evaporation and not for internal moisture removal, the drying rates belonged to the constant rate period would first be reported. The average drying rates, based on the rates both in the constant and falling rate periods, were then calculated and compared with the rates in the constant rate

period to point out the fundamental differences between the values of the inversion temperatures calculated using only the rates in the constant rate period and those obtained using the average drying rate in both drying periods.

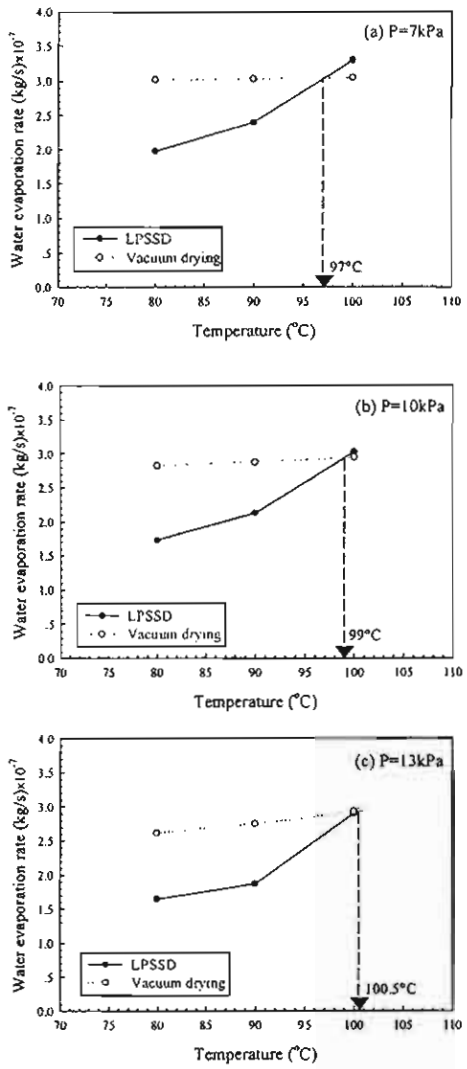


Figure 2. Constant-rate period evaporation rates of moisture from molecular sieve beads at various operating pressures.

Figure 2 shows the rates of water evaporation in the constant rate period at various operating temperatures and pressures. It was found, as expected, that raising the drying temperature led to higher constant rate period (CRP) drying rates due to increased temperature difference or gradient between the steam (or air) and the samples as well as a reduction of the initial steam condensation in the case of superheated steam drying. In the case of low-pressure superheated steam drying, the temperature difference was the difference between the superheated steam and saturation temperature at the corresponding operating pressure, while the temperature difference was the difference between the air and wet bulb temperatures in the case of vacuum drying. While the temperature differences (or driving force for heat transfer) of vacuum drying were higher at lower operating temperatures than those of low-pressure superheated steam drying, the values of the heat transfer coefficient were lower due to inferior thermal properties of air. Raising the drying temperature, however, led to higher temperature differences and hence higher CRP drying rates. The counter-acting effects of the heat transfer coefficient and temperature difference led to inversion phenomenon, as shown also in Figure 2, where the CRP drying rates of vacuum drying and low-pressure superheated steam drying were equal. Beyond the inversion temperature the CRP drying rates of steam drying were higher than those of vacuum drying due both to the increased temperature differences and higher heat-transfer coefficients.

When the operating pressure increased (at the same operating temperature) it can be seen that the evaporation rate was lower. This was due to the fact that the boiling temperature of water at higher pressure is higher; this led to decreased temperature difference and hence lower water evaporated rate.

As mentioned earlier, the CRP drying rates depend on the rate of heat transfer and hence the difference between the surface temperature of the sample and the drying medium temperature. For this reason, the drying temperature had only a small effect on the rates of vacuum drying as compared with the case of low-pressure superheated steam dying since the wet-bulb temperature changes only slightly with increased drying temperature compared with the change of boiling temperature, especially at lower operating pressures.

Inversion temperature

Figure 3 shows the effect of operating pressure on the inversion temperature, which was calculated from the CRP rates (Figure 2). The inversion temperature at the operating pressure of 13 kPa was obtained by extending the plots of drying rates to the point where rates of vacuum and low-pressure superheated steam were equal. The data here confirm that the inversion temperature depends on the operating pressure and correlates almost linearly with the operating pressure. This is because water at the surface of particles evaporates faster at lower pressures than at higher pressures because the difference between the boiling point and superheated steam temperature was higher as mentioned earlier. It is seen also from Figure 3 that when steam drying was performed at lower operating pressures (less than 7 kPa), its CRP drying rate would be higher than that of vacuum drying even at temperatures lower than 97°C. Using these conditions to operate the dryer would yield shorter drying times and this might preserve the quality of the product better.

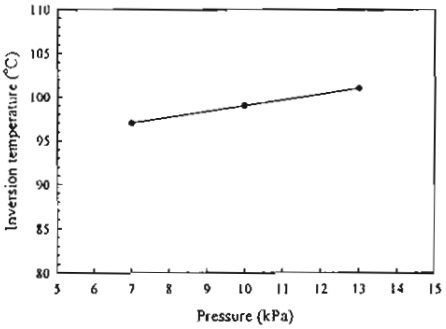


Figure 3. Effect of operating pressure on inversion temperature (based on CRP drying rates) of molecular sieve beads.

Figure 4, on the other hand, shows the average drying rates calculated from combined constant rate period (CRP) and falling rate period (FRP) drying rates when using the operating pressure of 7 kPa. The intersection point was obtained by extending the plots of drying rates to the point where rates of vacuum and low-pressure superheated steam drying were equal. As mentioned earlier, the CRP drying rates depend only on external heat and mass transfer conditions since free water is always available for evaporation at the surface of the samples. However, in the FRP the rates depend not only on the rate of external heat transfer but more on the internal resistances to heat and mass transfer, which are somewhat material-dependent. Therefore, the inversion temperature calculated from combined CRP and FRP rates (or temperature at the intersection point, 113°C) was not equal to that calculated from only CRP drying rates. It can also be seen from Figure 2 (a) and Figure 4 that the differences between vacuum and steam drying rates calculated only from CRP rates were greater than those between vacuum and steam drying calculated from combined CRP and FRP rates. This is due to the fact that in FRP the resistances of heat and mass transfer of superheated steam drying were lower than those of vacuum drying because the drying medium of steam drying was water. These effects of FRP drying rates therefore increased the values of the combined (or overall) drying rates of superheated steam drying and hence led to smaller differences between the overall drying rates of vacuum and steam drying.

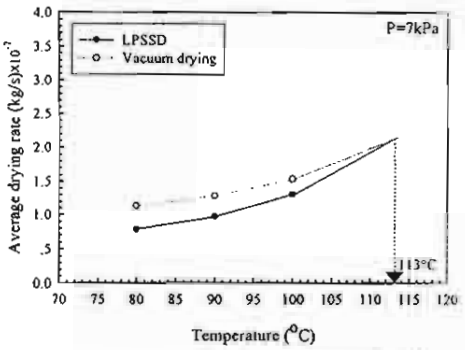


Figure 4. Average rate of moisture removal from molecular sieve beads at an operating pressure of 7 kPa.

In addition, it can be seen from Figure 4 that the inversion temperature calculated from combined CRP and FRP rates (113°C) was higher than the inversion temperature calculated from only CRP rates (97°C). This is because towards the end of FRP of low-pressure superheated steam drying the drying rates were lower than those of vacuum drying since the equilibrium moisture content of particles in low-pressure superheated steam environment was higher and hence lower driving force for moisture transfer. This is due to the fact that the drying chamber had higher humidity values than the drying chamber of vacuum drying. For example, the equilibrium moisture contents of particles dried at 80°, 90° and 100°C using low-pressure superheated steam drying were 0.8, 0.5 and 0.2% (d.b.), respectively, at the operating pressure of 7 kPa. At higher operating pressures (say, 13 kPa) the moisture contents of particles dried in a low-pressure superheated steam dryer were even higher and these led to the reduction of the combined rates of drying of the low-pressure superheated steam drying. Therefore, at higher operating pressures the intersection points of equal rates of drying might not even be obtainable (data not shown for the sake of brevity).

CONCLUSION

Effects of operating parameters, i.e., drying temperature and pressure, on the rates of vacuum and low-pressure superheated steam drying of model porous particles were experimentally investigated in this study. In addition, the values of the inversion temperature calculated only from the rates of drying in the constant rate period were compared with those calculated from the whole drying period (constant rate period and falling rate period) in order to point out the fundamental difference between the two sets of temperatures beyond which the drying rates in low-pressure superheated steam drying were higher than those in vacuum drying. It was found that the inversion temperature calculated from combined CRP and FRP rates was higher

than the inversion temperature calculated from only CRP rates. At higher operating pressures the intersection points of equal rates of drying might not even be obtainable.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to express their sincere appreciation to the Thailand Research Fund (TRF) and the International Foundation for Science (Sweden) for supporting this study financially.

REFERENCES

1. A.S. Mujumdar, Superheated steam drying – technology of the future, In *Mujumdar's Practical Guide to Industrial Drying*, S. Devahastin, Ed. Exergex, Brossard, Canada (2000).
2. P. Kumar, A.S. Mujumdar, Superheated-steam drying: a bibliography, *Drying Technology* 8, 1 (1990).
3. D. Elustondo, M.P. Elustondo, M.J. Urbicain, Mathematical modeling of moisture evaporation from foodstuffs exposed to subatmospheric pressure superheated steam, *Journal of Food Engineering* 49, 1 (2001).
4. H. Shibata, J. Mada, H. Shinohara, Drying mechanism of sintered spheres of glass beads in superheated steam, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 27, 12 (1988).
5. H. Shibata, J. Mada, K. Funatsu, Prediction of drying curves on sintered spheres of glass beads in superheated steam under vacuum, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 29, 4 (1990).
6. Y. Senda, Y. Bando, K. Yasuda, M. Nakamura, Y. Sugimura, M. Shibata, Development of superheated steam dryer at reduced pressure, In *Proceeding of the 1st Asia -Pacific Drying Conference*, Bali, Indonesia (2001).
7. D.M. Elustondo, A.S. Mujumdar, M.J. Urbicain, Optimum operating conditions in drying foodstuffs with superheated steam, *Drying Technology* 20, 2 (2002).
8. D. Elustondo, M.P. Elustondo, M.J. Urbicain, Drying with superheated steam: maximum drying rate as a linear function of pressure, *Chemical Engineering Journal* 86, 1-2 (2002).
9. S. Devahastin, P. Suvarnakuta, S. Soponronnarit, A.S. Mujumdar, A comparative study of low-pressure superheated steam and vacuum drying of a heat-sensitive material, [*In press*], *Drying Technology* (2004).

EFFECT OF HOT GAS TEMPERATURE AND WORKING FLUID ON EFFECTIVENESS OF A CLOSED-END OSCILLATING HEAT PIPE AIRPREHEATER FOR DRYER

S. Rittidech, S. Soponronnarit and W. Dangeton
Faculty of Engineering Mahasarakham University, Thailand
Tel. +66-43-754316 Fax. +66-43-754326
Email: S_Rittidej @ hotmail.com

ABSTRACT

This study is aimed to design, build and test the close-end oscillating heat pipe type airpreheater for dryer (CEOHP airpreheater).The CEOHP airpreheater consisted of two main parts, i.e. the rectangular house casing and CEOHP. The house casing was designed to be suitable for the CEOHP. The inside house casing divided the CEOHP three parts, i.e. the evaporator, adiabatic and condenser section. The CEOHP airpreheater designed employed copper tubes. Thirty-two sets of capillary tubes with inner diameter of 0.002 m, evaporator and condenser length of 0.19 m, and each of which has 8 meandering turns. The evaporator section was heated by hot gas, while the condenser section was cooled by fresh air. In the experiment, the hot gas temperature varied as 60 70 and 80°C with hot gas velocity at 3.3 m/s. The fresh air temperature at 30°C. Water and R123 were used as the working fluids with filling ratio of 50%. It was found from the experiment that, as the hot gas temperature increases from 60 to 80°C the effectiveness slightly increases. If the working fluid change from water to R123, the effectiveness slightly increases.

KEYWORDS: Closed-end oscillating heat pipe airpreheater

1. INTRODUCTION

1.1 Target

The effort to reduce of energy consumption is a main goal of the dryer. The reduction of energy use in drying process is thus an interesting way of helping to obtain the country development targets. Due to the tradition of the dryer, it is unable to used west heat recovery with process. Compared with other conventional heat exchangers, the closed-end oscillating heat pipe heat exchanger has many advantages, i.e., large quantities of heat transported through a small cross-section area. The closed-end oscillating heat pipe (CEOHP) is a very effective heat transfer device [1], it has a very simple structure and a fast thermal response. The CEOHP consists of a long capillary tube bent into many turns and the evaporator, adiabatic and condenser section are located at these turns. However, there is no wick structure to return the condensate liquid from the condenser to the evaporator section. Heat is transported from the evaporator section to the condenser section by the pulsation of the working fluid moving in an axial direction in the tube. The inner diameter of the pipe is important. It must be small enough so that under operation conditions liquid slugs and vapor plugs can be formed. If the diameter is too large, the liquid and vapor inside a tube will become stratified and operation cannot be established. Rittidech [3] investigated the effect of inclination angles, evaporator lengths and working fluid properties on the heat transfer characteristics of closed-end oscillating heat pipe at normal operating condition. Rittidech [4] studied a correlation to predict heat transfer characteristics of a closed-end oscillating heat pipe at normal operating condition. Yang et al. [5], studied a water heat pipe heat exchangers for heating applying automotive exhaust gas. The experimental results, which indicate it is valuable that using heat pipe heat exchanger in heating using exhaust gas.

The application of CEOHPs in order to save energy is considered. The CEOHP can have many applications such as, economizers or airpreheater, electronic cooling devices, solar collectors to name just a few. The new type of heat pipe or CEOHP, shown in Figure 1, can help in energy saving, specifically for air preheater in dryer. This system is important for preserving the agricultural products in Thailand. The objectives of the present study are to design, construct and test the closed-end oscillating heat pipe airpreheater for dryer that can recover the wasted heat from the drying process.

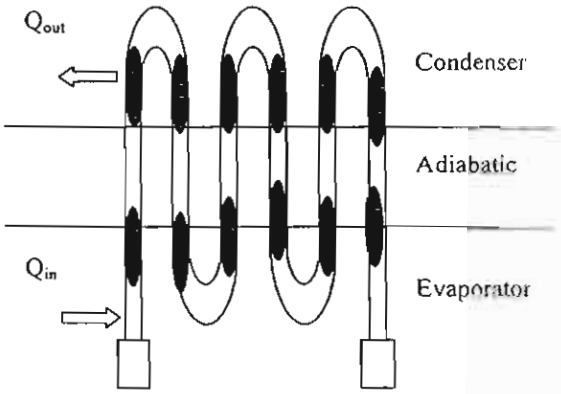


Figure 1: Closed-end oscillating heat pipe (CEOHP)

1.2 Conventional drying process

The conventional drying process is shown in Figure 2. First, the air is heated by fuel combustion. Then the hot air moves through the layers of products The heat is transferred to the product and evaporation occurs. And a continual heat and mass transfer process.

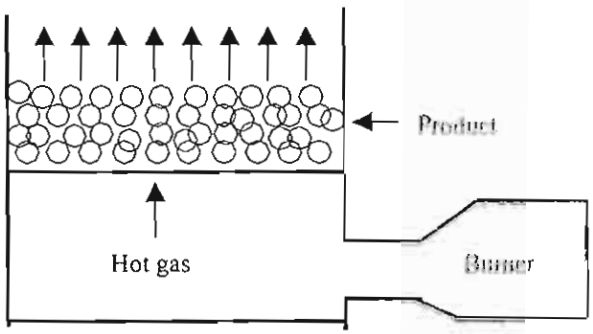


Figure 2: Conventional drying process

2. CEOHP AIRPREHEATER SYSTEM-DESIGN CONCEPT AND CALCULATION

Some fundamental design parameters i.e. maximum heat transfer rate of drying system ($Q_{max.}$, W). In addition, the installation size depending on the available apace has to be considered. The maximum heat transfer rate wich maintains the NTU-Method for maximum heat transfer rate of a counterflow airpreheater heat exchanger. Following are the set of equation for these part.

$$Q_{max.} = C_{min}(T_{hi} - T_{ci}) \quad (1)$$

$$Cmin = \rho \times V \times A \times Cp$$

2.1 CEOHP airpreheater design

From considering designed size of the CEOHP airpreheater, the size and position of the airpreheater are designed taking into consideration the fit to area, maintenance and budget costs. In addition Insulating the ducts and airpreheater also decreases the heat loss. The CEOHP airpreheater was designed using 6 steps to solve heat transfer as follows:

a. The hot gas temperature of initial and fresh air temperature from drying process is obtained.

b. The working temperature is calculated and the tube material is selected.

c. The type of working fluid that is appropriate to the operational temperature.

d. The inner diameter of the CEOHP is calculated from Maezawa [2].

$$D_{max} \le \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_l g}} \qquad (2)$$

e. L_e, La, L_c, L_t, and n is defined corresponding to the duct size of the dryer and installation area.

f. Pr_v, ρ_v, ρ_l, h_{fg} and oscillation phenomena of the working fluid at working temperature is calculated. An to solve heat flux of CEOHP airpreheater by correlation [3]. The standard deviation of this equation is ± 30%.

$$Ku_{90} = 0.00\left[\left(\frac{D_i^{3.1} L_t^{0.1}}{L_e^{3.2}}\right) n^{0.9} Pr_v^{-12}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{-0.1}\left(\frac{\omega\mu_v^{3}}{\sigma^{2}\rho_v}\right)^{0.01}\right]^{0.17} \qquad (3)$$

It was necessary to chang the heat flux (q) from (3) i.e., heat transfer (Q)

$$Q_{90} = (A \times q_{90}) \qquad (4)$$

From this correlation, the meaning of each parameter can be discussed as follows:

Ku_{90} indicate the ratio of heat flux to critical heat flux at vertical orientation.

$D_i^{3.1} L_t^{0.1} / L_e^{3.2}$ indicates the size of a CEOHP.

n indicates the number of capillary tubes of a CEOHP.

P_{rv} indicates the ratio of momentum diffusivity to thermal diffusivity of vapor slug.

ρ_v/ρ_l indicates the vapor and liquid density ratio at the working pressure of the working fluid.

$\frac{\omega\mu_v^{3}}{\sigma^{2}\rho_v}$ Indicates the oscillation phenomena within CEOHP.

These parameters can be show in table 1.

The effectiveness of CEOHP airpreheater, ε, as the ratio of the actual heat transfer rate for a airpreheater heat exchanger to the maximum possible heat transfer rate.

$$\varepsilon = \frac{Q_{Actual}}{Q_{Max.}} \qquad (5)$$

$$Q_{Actual} = \rho \times V \times A \times Cp \times \left(T_{co} - T_{ci}\right) \qquad (6)$$

Table 1The parameters use in the correlation for predicted heat transfer rate

Data	Description
1. Material of tube	copper
2. Internal diameter of tube from criterion (2)	0.002
3. Length of CEOHP	
3.1 Total length (m)	6
3.2 Evaporator length (m)	0.19
3.3 Condenser length (m)	0.19
4. Number of turns	8
5. Working fluid	Water
6. T_{hi}, T_{Ci} (^{0}C)	80,30
7. Working temperature (^{0}C)	55

The results of calculation can be shown in table 2.

Table 2 The results of calculation

Heat transfer from correlation (3) (W)	111
Number of CEOHP (set)	32
Total heat transfer from correlation (3) (W)	3552

3. EXPERIMENTAL SET-UP

3.1 Prototype

The CEOHP airpreheater for the drying process in Figure 3, was constructed. The CEOHP airpreheater divided into two parts, i.e. the evaporator and condenser section with the length of 0.19 m, An the tube arrangement was aligned in the direction of the hot gas. The condenser section was connected to the fresh air section and the evaporator section was in contact with the heat source from hot gas burner. The dryer bath type was selected due to its appropriate with CEOHP airpreheater. The prototype has a duct size area 200 mm x 200 mm including the insulation, which was made of fiber for high temperatures.



CEOHP airpreheater



Bath type dryer



Dryer with CEOHP airpreheater

Figure 3 : The prototype

3.2 Test rig

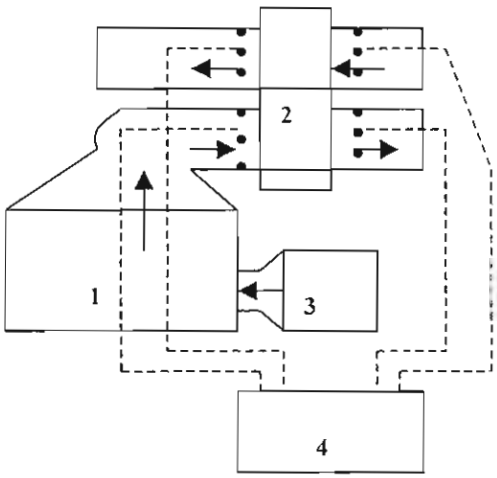
This prototype was installed into a test rig, as shown in Figure 4. of CEOHP heat exchanger. The hot gas coming from the gas burner is used for heat source that is flowing through the CEOHP airpreheater. The initial and final temperatures are measured with thermocouples. Twelve thermocople type K where in stalled on the evaporator section and twelve thermocouples were installed at the condenser. These thermocoples were connected to a Yokogawa-MX100 acquisition data system. When the steady state was achieved, the temperature at inlet and outlet of evaporator and condenser section were recorded. The heat transfer rate and effectiveness were determined. and compared with calculation.

The controlled parameters were as follows:

- hot gas velocity of 3.3 m/s

The variable parameters were:

- working fluid water and R123
- hot gas temperature of 60 70 and 80 ^{0}C



1 = dryer
2 = CEOHP airpreheater
3 = Gas burner
4 = Data logger
• = Thermocouple point

Figure 4: Test rig

4. RESULTS AND DISCUSSION

Table 3 shows The results of experiment.

Table 3. The data of experiment.

W	Th,i	Tc,i	Tc,o	Qac.	$Q_{pred.}$
	80	30	48	2628	3552
water	70	30	44	2044	3265
	60	30	40	1460	2970
	80	30	54	3504	3554
R123	70	30	47	2482	3390
	60	30	43	1898	3129

W	Th,i	Qac.	Q_{pred}	$Q_{max.}$	ε
	80	2628	3552	6373	0.41
water	70	2044	3265	5356	0.38
	60	1460	2970	4288	0.34
	80	3504	3554	6373	0.54
R123	70	2482	3390	5356	0.46
	60	1898	3129	4288	0.44

4.1 Effect of hot gas temperature on heat transfer rate

In this experiment, the effect of the hot gas temperature on the heat transfer rate of the CEOHP airpreheater with 8 turns 32 columns, and a hot gas velocity of 3.3 m/s. The experimental results clearly present the effect of the hot gas temperature on heat transfer rate in Figure 5. This figure shows the heat transfer rate from the experiment to the heat transfer rate from the prediction of correlation (3). It can be seen that when the hot gas inlet temperature increases, the heat transfer rate also increases. This is because when the hot gas inlet temperature increases, the fresh air outlet temperature will also be increases. Thus, the temperature difference between the inlet and outlet air temperature also increases and the actual heat transfer rate will be high. Since, the heat transfer rate from the experiment was lower than the calculation. This might be the correlation (3) to miss temperature function. This cause when change the temperature the heat transfer rate also lower than calculation. However, the prediction results are compare with experimental data good agreement of 80°C. This might be [4] are determined the correlation (3) from only 80°C. In addition, when the hot gas temperature increases from 70-80°C the experimental data was within the standard deviation of ± 30% from correlation.

It can be concluded that, if the hot gas temperature increases, the heat transfer rate increases. The temperature of 80°C is the best range of hot gas temperature which exhibits the heat transfer rate.

4.2 Effect of working fluid on heat transfer rate

In this experiment, the effect of the working fluid on the heat transfer rate of the CEOHP airpreheater with 8 turns 32 columns, and a hot gas velocity of 3.3 m/s. The experimental results clearly present the effect of the working fluid on heat transfer rate in Figure 5. This figure shows the heat transfer rate from the experiment to the heat transfer rate from the prediction of correlation (3) tested in this research compare with the data of [5]. It can be seen that if the working fluid change from water to R123 the heat transfer rate also increases. This might be the R123 with a lower latent heat of vaporization exhibits the higher heat transfer rate. Since, the heat transfer rate of water from the experiment was lower than the calculation. This might be because without adding the data of water in correlation (3). This cause the heat transfer rate also decreases for the water. However, when compare with the data of [5], which indicates the CEOHP heat exchanger are best over conventional heat pipe heat exchanger.

It can be concluded that, if the working fluid change from water to R123 the heat transfer rate increases.

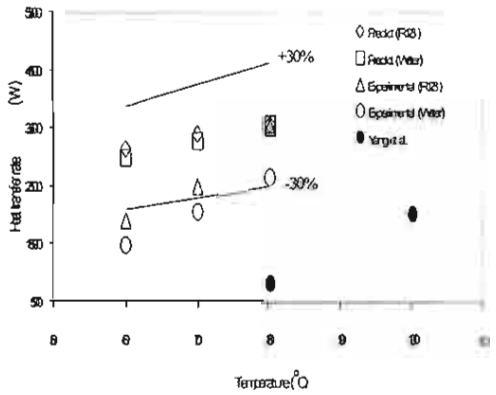


Figure 5 : Effect of temperature and working fluid on heat transfer rate

4.3 Effect of hot gas temperature on thermal effectiveness

In this experiment, the effect of the hot gas temperature on effectiveness of the CEOHP airpreheater with 8 turns 32 columns, and a hot

gas velocity of 3.3 m/s. The experimental results clearly present the effect of the hot gas temperature on effectiveness in Figure 6. This figure shows the effect of the hot gas inlet temperature on the effectiveness of the CEOHP airpreheater. It was found that when the hot gas inlet temperature increases, the effectiveness also increases. This is because when the hot gas inlet temperature increases, the fresh air outlet temperature will also be increases. Thus, the temperature difference between the inlet and outlet air temperature also increases and the actual heat transfer rate will be high.

It can be concluded that, if the hot gas inlet temperature increases, the effectiveness increases. The temperature of 80^{0}C is the best range of hot gas temperature which exhibits the effectiveness.

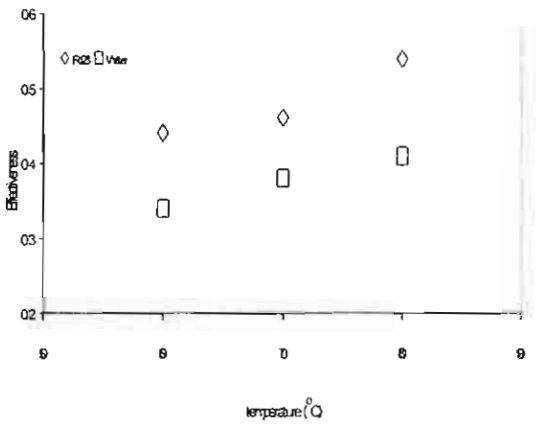


Figure 6 : Effect of temperature and working fluid on effectiveness

4.4 Effect of working fluid on Thermal effectiveness

In this experiment, the effect of the working fluid on effectiveness of the CEOHP airpreheater with 8 turns 32 columns, and a hot gas velocity of 3.3 m/s. The experimental results clearly present the effect of the working fluid on effectiveness in Figure 6. This figure shows the effect of the working fluid on the effectiveness of the CEOHP airpreheater. It was found that if the working fluid change from water to R123 the effectiveness also increases. This is might be the R123 with a lower latent heat of vaporization exhibits the higher heat transfer rate. This cause the effectiveness also increases for the R123.

It can be concluded that, if the working fluid change from water to R123 the effectiveness increases.

5. CONCLUSION

In this present work we designed and built an experimental prototype to investigate the applicability of CEOHP airpreheater as west heat recovery devices in drying process. From all of the results obtained, it can be concluded that:

5.1 The hot gas temperature had an effect on effectiveness of the CEOHP airpreheater as follows, hot gas temperature increases from 60 to 80°C the effectiveness slightly increases. The temperature of 80^{0}C is the best range of hot gas temperature which exhibits the heat transfer rate.

5.2 If the working fluid change from water to R123, the effectiveness slightly increases.

5.3 The designed CEOHP airpreheater can be applied to save energy.

6. RECOMMENDATION

The application of correlation (3) is, accordingly very narrow. Therefore, further are need to including the temperature function in correlation, and the effect of using other working fluid type.

ACKNOWLEDGEMENTS

The research has been supported by the Thailand Research Fund (Under Contract No. MRG4680023). The authors would like to express their sincere appreciation for all of the support provided.

NOMENCLATURE

A area	m^2
Cp specific heat at constant pressure	J/kg K
D diameter	m
g gravitation acceleration	m/s^2
h_{fg} latent heat of vaporization	kJ/kg
Ku Kutateladze number $\left(\frac{q}{h_{fg}\rho_v\left(\sigma g(\rho_l-\rho_v)/\rho^2{}_v\right)^{1/4}} \right)$	-
L length	m
n number of capillary tube	-
Pr_v Prandtl number of vapor $\left(\frac{C_{pv}\mu_v}{k_v} \right)$	-
Q heat transfer rate	W
q heat flux	W/m^2
T temperature	^0C
V velocity	m/s
$\frac{\omega\mu_v{}^3}{\sigma^2\rho_v}$ the oscillation phenomena within CEOHP	-

Greek symbols

k thermal conductivity	W/mK
μ viscosity	Pa.s
ρ density	kg/m^3-
σ surface tension	N/m

Subscripts

c cold
e evaporator
l liquid
i inside, inlet
o outet
t total
v vapor

REFERENCES

[1] H. Akachi, F Polasek, P. stulc, *pulsating heat Pipe*, in; Proceeding of the 5 th International Heat pipe Symposium, Melbourne, Australia, 1996, pp. 208-217.

[2] S. Maezawa, K. Y. Gi, A. Minimisawa, H. Akachi, *Thermal performance of Capillary Tube Thermosyphon.* In: Proceeding of the 9th International heat Pipe Conference. Albuquerque, USA, Vol. 2, 1996, pp. 791-795.

[3] S. Rittidech, P. Terdtoon, M. Murakami, P. Kamonpet, W. Jompakdee, *Effect of inclination angles,* evap*orator section lengths and working fluid properties on heat transfer characteristics of a closed-end osciilating heat pipe,* in: proceeding of the 6th international heat pipe symposium, Chiang Mai, Thailand, 2000, pp. 413-421.

[4] S. Rittidech, P. Terdtoon, M. Murakami, P. Kamonpet, W. Jompakdee, *Correlation to predict heat transfer characteristics of a closed-end oscillating heat pipe at normal operating condition,* Appleied Thermal Engineering 2003 Vol. 23 pp. 497-510.

[5] F. Yang, X. Yuan, G. Lin, *Waste heat recovery using heat pipe heat exchanger for heating automobile using exhaust gas,* Appleied Thermal Engineering 2003 Vol. 23 pp. 367-372.

CHARACTERISTICS OF HEAT TRANSFER IN TWO-DIMENSIONAL SPOUTED BED

*S. Prachayawarakorn[1], S. Ruengnarong[2] and S. Soponronnarit[2]
[1] Faculty of Engineering, [2] School of Energy and MaterialsKing Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

Hydrodynamics and heat transfer characteristics in a two-dimensional spouted bed with draft plates are subjected to investigate using three agricultural materials, paddy, corn and soybean. Increases in inlet superficial velocity and bed porosity result in the increased superficial velocity in downcomer. Heat transfer coefficients for the spout and downcomer are depended upon the superficial velocity and bed depth-to-particle diameter ratio. Two equations correlating heat transfer coefficients for both regions have been developed.

INTRODUCTION

The spouted bed is a fluid-particle contact device similar to a fluidised bed but it is different in the sense that the fluid is flowed through the core region using a nozzle rather than a distributor plate as in the case of fluidised bed. The inherent characteristics of spouted bed are composed of the spout zone with the solids moving upwards by co-current gas stream and the dense-phase downcomer zone with the solids moving in counter-current direction of the flowing gas stream percolated from the base of chamber. Such characteristics provide the contact time between particles and fluid stream to be very short in the spout region, where the heat and mass transfer is very intense because of vigorous mixing between fluid and particles, and to be relatively longer in the downcomer zone, where the transfer rates are very low due to low percolation of fluid. These important characteristics promote various types of spouted bed to be familiar amongst the heat-sensitive materials such as agricultural products (Mathur and Epstein, 1974; Zahed and Elsayed, 1993; Madhiyanon et al., 2001).

To overcome the large pressure drop and instability of the operation that are usually encountered in the conventional spouted beds, the draft plates are inserted at central part of the spouted bed in order to separate the regions between spout and downcomer (Epstein and Grace, 1997; Fane et al., 1985). This particular configuration takes advantage of the same beneficial characteristics associated with the conventional ones and yet enables to improve the uniformity of the products produced from the chemical or physical treatment since the back mixing is eliminated (Kalwar et al., 1992; Eng et al., 1989). The insertion of draft plates results in both hydrodynamic behaviour and subsequent heat transfer characteristics to be changed from those obviously found in the conventional spouted beds. In the present work, the heat transfer characteristics in a two-dimensional spouted bed with draft plates are primarily objective to be investigated, along with the hydrodynamics in the downcomer. The two-dimensional spouted bed with rectangular shape is a modification of classical spouted beds that is made scale–up, to some extents, easily.

The heat transfer from gas stream to solid particles occurred in two-dimensional spouted bed can be classified into two well-defined regions, the transfers of heat in the spout and downcomer regions. Therefore, the heat transfer coefficient for each region is quantitatively determined and empirically correlated with the operating parameter in a simple form. The calculation of the heat transfer coefficients is based on the energy balance equation that requires the data of temperature and volumetric airflow rate in each zone. Unfortunately, the data of air velocity passing through the downcomer zone has not yet been available in the literature and the correlation is therefore developed in the present study to describe how it changes with porosity and inlet air velocity. Three agricultural products- soybean, paddy and corn- are used as tested materials.

MATERIALS AND METHODS

spouted bed

The experiments were carried out in two-dimensional spouted bed with draft plates as shown in Fig. 1. The dryer has a vertical rectangular shape, with inclined base to be fixed at the angle of 60° in order to avoid the dead zone (Passos et al., 1987). The inlet cross sectional area of 4×15 cm^2, drying chamber of 60×15×50 cm^3, spout width of 8 cm and entrance height of 12.5 cm were used. The selected values of spout width and entrance height could steadily maintain the transport of examined materials to spout region and the spout behaviour. A 24 kW electric heater connected to a PID controller with an accuracy of ±1°C is installed to heat the air up to the desire temperature. A 2.2 kW backward-curved blade centrifugal fan supplied the air and a variable speed unit controlled the air speed passing through the spouted bed. The entire drying system was insulated with the layers of glass wool to minimise heat loss to the environment. The dryer front was made of heat-resistant glass to visualise the solid flow.

Before starting the experiments, the system was heated until every part reached the desire temperature. The solid particles were then loaded into the drying chamber and the air was flowed through the spout region to carry them upwards. To prevent the entrainment of particles, a deflector was fitted at a height of 142 cm from the base. After the particles hit on the deflector, they fell freely to downcomer region. For the hot air, some of the exhaust air was delivered to the surroundings and the remaining portion was recycled and then mixed with the fresh air.

[1] corresponding authors. Tel. 662-4270-9221; fax: 662-428-3534
E-mail address: somkiat.pra@kmutt.ac.th

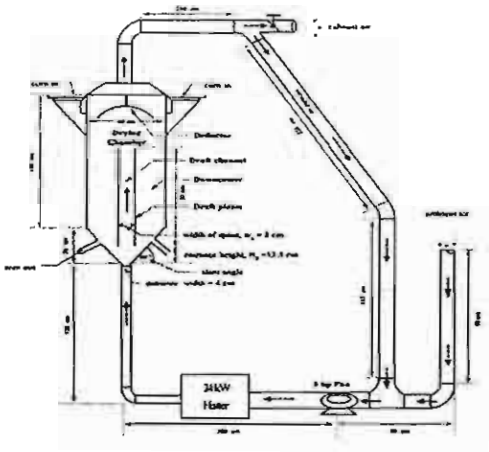


Fig. 1 Diagram of a two-dimensional spouted bed

experimental procedure

Paddy, soybean and corn obtained from local market had the equivalent diameter of 3.7, 7.1 and 7.7 mm, respectively. The calculated amounts of water were thoroughly mixed with the corresponding certain amounts of paddy, soybean and corn to obtain the moisture content in the range of 24 to 26% dry basis. These rewetted materials were left for a week in a cool room to allow water to penetrate the pores and the moisture concentration throughout the kernel became uniform. At this stage, the rewetted materials did not agglomerate. In addition, the swelling on moisture adsorption was negligible for all materials studied.

Three types of agricultural materials were dried at temperatures of 130, 140 and 150°C, inlet air velocities of 40 to 70 m/s and a bed height of 65 cm. The air velocity was measured by the hot-wire anenemomitor, with an accuracy of ± 0.1 m/s. Temperature measurements were made with K-type thermocouple connected with a data logger, with accuracy of ±1°C. This thermal couple was inserted axially at the positions of 20, 40 and 60 cm from the base and at the bottom and upper of spout region. In addition, the temperatures at the both sides of draft plate were also recorded to calculate the heat conducted from the spout to downcomer region.

heat-transfer calculation

Determination of heat transfer coefficients in the two-dimensional spouted bed with draft plates is divided into two regions-spout and downcomer. Their calculations are based on experimental temperature data for each region and the calculation method is given by the following details.

Considering the transfer of heat in the spout region, the enthalpy change of drying medium is produced from the heat transferred to the solid particles, conducted through the flat plates and dissipated to the environment, yielding

$$q_s = \dot{m}_{g,s}(c_g + w_{g,s}c_w)(T_{in} - T_{out,s}) - q_{loss,s} - q_{conduct} \quad (1)$$

In writing eq.(1), we assumed insignificant change of humidity ratio between inlet and outlet air for a small time interval. The heat transfer coefficient in the spout zone is determined by

$$h = \frac{q_s}{A_p \Delta T_{ln,s}} \quad (2)$$

with temperature difference between air and particles represented by logarithm mean:

$$\Delta T_{ln,s} = \frac{(T_{in} - T_{1,ps}) - (T_{out,s} - T_{2,ps})}{\ln \dfrac{(T_{in} - T_{1,ps})}{(T_{out,s} - T_{2,ps})}} \quad (3)$$

The particle temperature at the spout inlet ($T_{1,ps}$) was measured at the bottom of downcomer zone, near inclined plate before particles enter the spout region, and the particle temperature at the spout outlet ($T_{2,ps}$) was measured at the top surface of downcomer zone. The total heat-transfer surface area is determined by the following equation:

$$A_s = \frac{6V_s}{d_p}(1 - \varepsilon) \quad (4)$$

The paddy, corn and soybean, when loosely packed in the bed, possess the voids of 0.56, 0.41 and 0.36, respectively.

In the downcomer, the particles travelling from the top to the bottom took the time approximately 12 to 18 second, depending upon the inlet velocity and material characteristics. During their travel, the particle temperature was not dropped. Similar equation with eq.(1) is applied to determine the enthalpy change of air in the downcomer zone and it is written as

$$q_d = \dot{m}_{g,d}(c_g + w_{g,d}c_w)(T_{in} - T_{out,d}) - q_{loss,d} + q_{conduct} \quad (5)$$

Replacing q_d from eq.(5) into eq.(2), the heat transfer coefficient is thus obtained by which the mean temperature difference is

$$\Delta T_{ln,d} = \frac{(T_{in} - T_{1,pd}) - (T_{out,d} - T_{2,pd})}{\ln \dfrac{(T_{in} - T_{1,pd})}{(T_{out,d} - T_{2,pd})}} \quad (6)$$

RESULTS AND DISCUSSION

effect of voids on superficial velocity in downcomer

Fig. 2 shows the velocity profile above the bed height, indicating that the air velocity profiles for the both sides of the downcomer are almost similar throughout the cross sectional area of the bed, except for the region near the wall at which the relatively higher velocity on the left hand downcomer is obvious. The velocity is high near the draft plates and dryer wall and declines towards the inner part, with the lowest velocity being at the middle position between the draft plate and wall. Fig. 3 shows the average velocity in the downcomer against the inlet air

velocity for three agricultural materials. The values represented in Fig. 3 were calculated by the weight average with respect to the cross-sectional area of the bed. As shown in this figure, the amount of air percolating through the downcomer increases with increase of inlet air velocity. In addition, it depends upon the material type through which the airflow is highest for paddy followed with corn and soybean. The larger amount of air flowing through downcomer can be attributed to the larger void of material, thus rendering the lower pressure drop. The relations between voids and velocities are expressed by

$$U_d = 0.0435 U_{in} \varepsilon_d^{0.3} \qquad R^2 = 0.93 \qquad (7)$$

Eq.(7) was statistically fitted with that data in the range of voids between 0.36 and 0.56 and inlet velocities between 37 and 52 m/s.

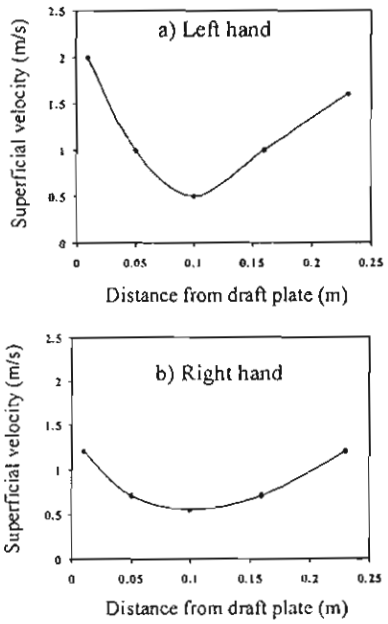


Fig. 2 Profiles of velocity in both downcomer sides (inlet superficial velocity 48.8 m/s and using paddy as a tested material)

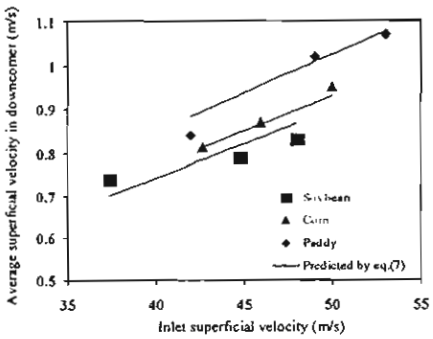


Fig. 3 Relationships between inlet superficial velocity and average velocity in downcomer for different agricultural materials

heat transfer in spout region

Fig. 4 represents the effect of superficial velocity in the spout region on the heat transfer coefficient for different H_s/d_p ratios. The bed height, H_s, in the spout region was geometrically dependent upon the slant angle of plate, spout width and entrance height. In this investigation, however, the slant angle, spout width and entrance height were 60°, 8 cm and 12.5 cm, respectively. Under this configuration, it corresponded to 26 cm bed height in the spout region. In this region, the heat transfer coefficient is related with the superficial velocity in a way that the increase in superficial velocity accelerates the transfer rate of heat to assembly of the solid particles. This effect was also apparent in some experiments reported by several workers (Freitas and Freire, 2001a; Taranto et al., 1997). In fact, the heat transfer coefficient should be increased higher than the values presented in Fig. 4 under the same inlet superficial velocity if the gas passes through the spout only. A possible explanation for our results is that the increase of gas velocity in spout is not proportional to the increase of airflow rate because of the leakage of gas into the downcomer. As measured from the experiments, airflow rate in the downcomer is accounted for 24 to 25% of total mass flow rate.

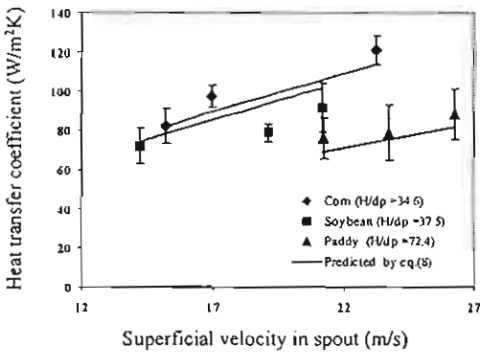


Fig.4 Effects of superficial velocity in spout region and H/d_p ratio on heat transfer coefficient

In addition to the spout velocity, the particle size takes some effects on the heat transfer coefficient of which the higher value is associated with the larger diameter. As can be seen, the heat transfer coefficient for corn increases from 100 to 123 W/m^2-K whereas the heat transfer coefficient for paddy lies in the range of 78 to 80 W/m^2-K for the corresponding velocity range of 22 to 24 m/s. The particle effect is attributed to the fact that the collisions and motions of larger particles would cause a greater turbulence of gas stream in the spout region, thereby reducing the gas film-thermal resistance around the particle surface and subsequently, enhancing the heat transfer rate by gas convection.

Several workers (Kudra et al., 1990; Chatterjee et al., 1983) have shown that the heat transfer coefficient is influenced by the mass flow rate, particle diameter and bed height. These parameters induce the flow mechanism of fluid in the spouted bed to be very complicated during which the fluid flows through the bed of solid and the dimensional analysis has told us that the heat transfer

coefficient may be correlated in terms of Nu, which depends upon the Reynolds number and geometric factor H/d_p. The expression is thus given in the form of eq. (8). As shown in Fig. 4, the decrease of heat transfer coefficient with increasing H_s/d_p ratio is evident. The poorer heat transfer rate is due to more material, resulting in a drop in solid mixing, and less solid circulation rate in the spout.

In Fig. 5, the heat transfer coefficients at various inlet air temperatures are plotted versus the superficial velocity. The heat transfer coefficients obtained from the experiments at the same superficial velocity are very likely to be identical over the temperature range of 130 to 150°C, implying less important contribution of temperature to the heat transfer coefficient whereas the superficial velocity and H/d_p ratio are more influential parameters to heat transfer characteristics. The experimentally determined heat transfer coefficients were correlated by the following equation:

$$Nu_s = 0.4Re_{p,s}^{0.779}\left[\frac{H_s}{d_p}\right]^{-0.81} \quad R^2=0.98 \qquad (8)$$

The eq. (8) was fitted with the data in the ranges of $2600 < Re_{p,s} > 6800$ and $34.6 < H_s/d_p > 72.4$. The particle Reynolds numbers were calculated using the superficial velocities measured inside the draft plates. The heat transfer coefficient over the range of the parameter studied varied from 57 to 123 W/m^2-K. The range of this heat transfer coefficient is relatively higher than that found in the two-dimensional spouted bed with and without draft plates, varying from 29 to 74.8 W/m^2-K and 16.8 to 49.1 W/m^2-K, respectively (Kudra et al., 1990). The higher values of heat transfer coefficient in the present work are due to the method of determining the value of heat transfer coefficient becoming different in which non-separation zone in drying chamber was regarded by those studies whilst each zone was taken into account in this work.

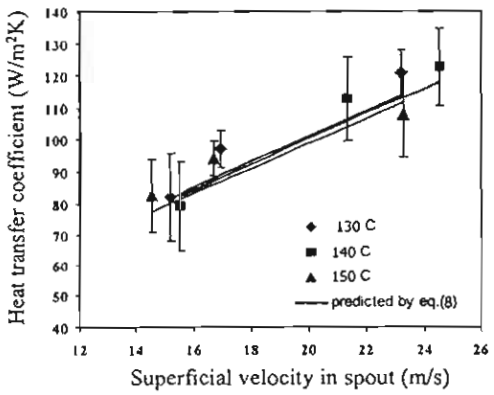


Fig.5 Effect of inlet air temperature on heat transfer coefficient at $H_s/d_p = 34.6$

The result of fitting equation indicates that Reynolds number exponent is found to be 0.779 whilst the Reynolds number exponents in spouted beds reported in literature are given in the typical range of 0.47 to 0.64 (Kmiec, A., 1975; Kucharski and Kmiec, 1983; Kudra et al., 1990), implying that the transfer of heat throughout the bed is governed by the relative combined effects of lamina and turbulent boundary layers. When the laminar boundary layer effect is predominant, the Reynolds number exponent should thus be equal to 0.5, which is mostly found in the packed bed. With the prevalent contribution of turbulent boundary layer, the resulting Reynolds number exponent equals to 0.82 at which it fulfils with the vertical pneumatic dryer (Banrowski and Kaczmarzyk, 1978; and Freitas and Freire, 2001b). When the solid-phase concentration is very high and is fully contacted with the gas stream, the heat transfer can be improved. This would be seen in the fluidised bed for which Reynolds number exponent usually lies in the range of 0.84 to 1.8 (Ciesielczyk, 1996). The better heat transfer is attributed to the interactive mixing between gas streams flowing around the particles, and the particle collisions, both of which leads to the destruction of boundary layer (Botterill and Doenloye, 1978).

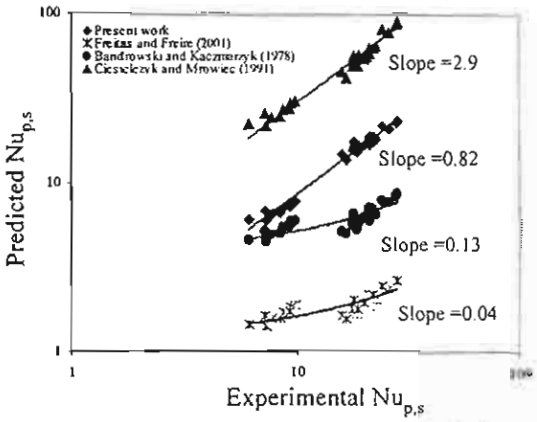


Fig.6 Predicted and experimental Nusselt numbers and compared to other works

According to the above-mentioned criterions, it seems that the heat transfer in the dilute-phase central core for two-dimensional spouted bed with draft plates falls in the turbulent regime. Comparison of the heat transfer coefficients from the present work and those from the various kinds of turbulent dryers i.e. cylindrical spouted bed with draft tube, vertical pneumatic dryer and fluidized bed is therefore made. The results shown in Fig. 6 indicate that the discrepancy of predictions amongst the heat transfer coefficient expressions, when compared with the present results, is considerable in which Shi-Jan-Fous' expression for the fluidised bed, reviewed by Ciesielczyk and Mrowiec (1991), predicts an overestimate as indicated by the slope of 2.9 whereas the prediction by Freitas and Freires' correlation, originated in the draft-tube spouted bed, is an underestimate. Such disagreement is devoted to the particle size effect and different geometries of equipment, both of which enable the diverse flows of gas and solid particles.

In calculating the transport coefficient, the equations, except for the Shi-Jan-Fous' equation, required the volumetric concentration as input parameter, in addition to the Reynolds number. The volumetric concentrations

for paddy, soybean and corn, defined as the ratio of circulation rate of particle to that of flowing air in the spout region, ranged from 0.08 to 0.11, with the lowest value being for paddy, and this parameter was used as an input parameter for their equations. The circulation rate of particles was determined by suddenly interrupting the steadily flowing particles and then mass of particles in the spout region was quantified.

According to the predicted results, they indicate the strong solid movement within the bed for the fluidised beds and the frequency of collisions would be a lesser extent in the draft-tube spouted bed. However, a good agreement is obvious with the correlation of Bandrowski and Kaczmarzyk (1978), in particular for the low range of Nusselt number that corresponds to the smallest particle size in this study.

heat transfer in downcomer

In downcomer, the particles at the bottom are in contact with the hottest air stream before entering the spout regime and the opposite one is obvious on the top. The effect of superficial velocity on heat transfer coefficient for different types of agricultural material is shown in Fig. 7 and the results indicate that increasing superficial velocities in the downcomer, for example corn from 0.7 to 1.1 m/s, provide the slightly increased heat transfer coefficient. Similarly, Macchi et al. (1999) found that the heat transfer coefficient in the annulus for the conventional spouted bed was slightly dependent upon the superficial gas velocity for particles larger than 3.0 mm.

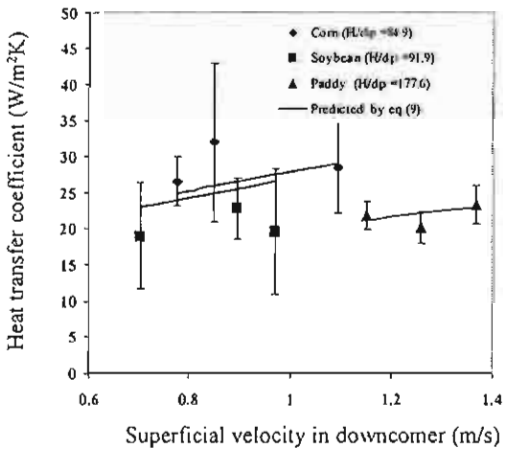


Fig.7 Effect of superficial velocity in downcomer and H_d/d_p ratio on heat transfer coefficient

As shown in Fig.7, the heat transfer coefficient seems to be relatively more influenced by H_d/d_p ratio, comparing to the velocity effect, and this association is related in a way that that the heat transfer coefficient decreases with increasing H_d/d_p ratio, as was found in the spout zone. Fig. 8 shows the effect of superficial velocity on the heat transfer coefficient, indicating that the temperature is not important factor to improve the transfer of heat from the air stream to solid particles. The heat transfer coefficient in the downcomer is correlated with the relevant parameters by using the same equation as eq. (8). Thus,

$$Nu_d = 42.07 Re_{p,d}^{0.454} \left(\frac{H_b}{d_p}\right)^{-1.006} \quad R^2=0.91 \qquad (9)$$

The range of applicability is: $150 < Re_{p,d} < 380$; $84 < H/d_p < 178$. Under such range, the heat transfer coefficient is in between 19 and 32 W/m^2-K.

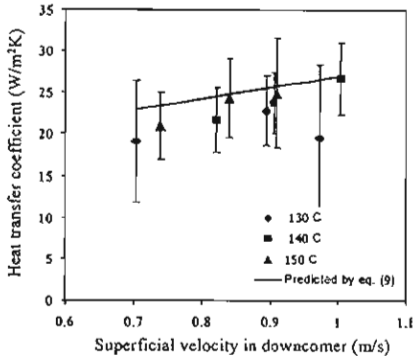


Fig.8 Effect of inlet air temperature on heat transfer coefficient in downcomer

Fig.9 shows the validity of equation proposed and the predictions from the correlations of the heat transfer coefficients in the annulus for the classical spouted bed and in the fixed bed are plotted. The Nusselt numbers prediction by the equations from published data are prominently above the experimental values in this work, as indicated by the slopes of straight line equal to 9.05 for and Macchi et al.(1999) and 2.4 for Balakrishnan and Pei (1974). However, the predictable capability by the proposed equation shows a relatively good tendency, with the slope being 0.91. This difference indicates that the use of correlations from other equipment types may not reasonably be applied to predict the heat transfer coefficient.

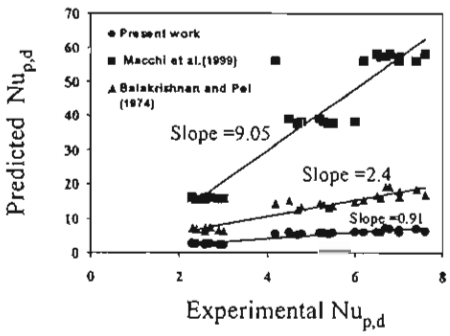


Fig. 9 Predicted and experimental Nusselt numbers in downcomer and compared to other works

CONCLUSIONS

During operation, the air flowing through the two-dimensional spouted bed with draft plates is divided into two directions where the main air stream flows through the draft channel and the minor one transports through the downcomer. The amount of air separated from the main stream is related with the operating parameter in a way that higher airflow rate and bed porosity encourage

the larger quantity of air in the downcomer. Such airflow characteristics result in the transfer of heat to the particles in the spout region to be more intensive than that in the downcomer, with the heat transfer coefficient being in between 57 and 123 W/m^2-K for spout region and between 19 and 32 W/m^2-K for downcomer. The influence of superficial velocity on the heat transfer coefficient is very important for the spout whereas it has a slight effect for the downcomer. The increase of H/d_p ratio with decrease of heat transfer coefficient is obviously evident whilst the change of inlet air temperature remains their constant values for both regions. Two equations have been developed by correlating the heat transfer coefficients of each region with the associated parameters. A comparison of heat transfer coefficient in the developed model with the earlier woks has shown that the equations, which have been developed from other equipment types, may not reasonably be described the experimental results from the two-dimensional spouted bed with draft plates.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for supporting this work.

NOMENCLATURE

A	total heat transfer area, m^2
c_g	specific heat capacity of drying medium, J/kg-K
c_w	specific heat capacity of water vapour, J/kg-K
H	static bed depth, m
$q_{conduct}$	heat conduction from spout to downcomer through draft plates, W
q	heat transfer rate between drying medium and solid particles, W
$q_{loss,s}$	heat loss, W
$\dot{m}_g$	mass flow rate of drying medium, kg/s
w_g	humidity ratio, kg_{H2O}/kg_{air}
T_{in}	inlet air temperature, °C
T_{out}	outlet air temperature, °C
$T_{1,ps}$	particle temperature at the spout inlet, °C
$T_{2,ps}$	particle temperature at the spout outlet, °C
U_{in}	inlet superficial velocity, m/s
V	bed volume occupied the solid particles, m^3
ε	porosity

Subscripts

D	downcomer region
S	spout region

REFERENCES

A.R. Balakrishnan and D.C.T. Pei, Heat Transfer in Fixed Beds, Ind.Eng.Chem., Process Des.Develop. 13, 441-446 (1978).

J. Bandrowski and G. Kaczmarzyk, Gas to Particle Heat Transfer in Vertical Pneumatic Conveying of Granular Materials, Chemical Engineering Science 33, 1303-1310 (1978).

J.S.M. Botterill and A.O.O. Denloye, A Theoretical Model of Heat Transfer to a Packed or Quiescent Fluidised Bed, Chemical Engineering Science 33, 509-515 (1978).

W. Ciesielczyk, Analogy of Heat and Mass Transfer during Constant Rate Period in Fluidised Bed Drying, Drying Technology 14, 217-229 (1996).

W. Ciesielczyk and M. Mrowiec, M., The Method of Decreasing the Number of Experiments Needed to Design a Fluidised Bed Drying, Inz.Chem, I Proc. (in polish 4, 551-567 (1991).

A. Chatterjee, R.S.S. Adusumilli and A.V. Deshamukh, Wall-to-Bed Heat Transfer Characteristics of Spout-Fluid Beds, The Canadian Journal of Chemical Engineering 61, 390-397 (1983).

J.H. Eng, W.Y. Svrcek and L.A. Behie, Dynamic Modelling of a Spouted Bed Reactor with a Draft Plate, Ind.Eng.Chem.Res. 28, 1778-1785 (1989)

N. Epstein and J.R. Grace, Spout of Particulate Solids, Handbook of Powder Science and Technology, 2nd Ed., M.E., Otten, L., Ed.; Chapman&Hall: New York, N.Y., Chapter 10, 532-567 (1997).

A.G. Fane, C.W.P. Wong and A.E. Firek, Spout with a Solids-Laden Gas Stream, In Chemica' 85, Perth, Australia, 465-469 (1985).

L.A.P. Freitas and J.T. Freire, Heat Transfer in a Draft Tube Spouted Bed with Bottom Solids Feed, Powder Technology 114, 152-162 (2001a).

L.A.P. Freitas and J.T. Freire, Gas to Particle Heat Transfer in the Draft Tube of a Spouted Bed, Drying Technology 19, 1065-1082 (2001b).

M.I. Kalwar, G.S.V. Raghavan and A.S. Mujumdar, Spout of Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates, The Canadian Journal of Chemical Engineering 70, 887-894 (1992).

A. Kmiec, Simultaneous Heat and Mass Transfer in Spouted Beds, Can. J. Chem.Eng., 53, 18-24 (1975).

J. Kucharski and A. Kmiec, Hydrodynamics, Heat and Mass Transfer during Coating of Tablets in Spouted Bed, Can. J. Chem. Eng., 435-439 (1983).

T. Kudra, A.S. Majumdar, G.S.V. Raghavan and M.I. Kalwar, Two-Dimensional Spouted Beds for Thermal Processing of Particulates, Powder Handling & Processing 2, 347-353 (1990).

T. Madhiyanon, S. Soponronnarit and W. Tia, Industrial-Scale Prototype of Continuous Spouted Bed Paddy Dryer, Drying Technology 19, 207-216 (2001).

K.B. Mathur and N. Epstein, Spouted Beds, Academic Press, New York, 304 pp. (1974).

A. Macchi, H.T. Bi, R. Legros and J. Chaouki, An Investigation of Heat Transfer from a Vertical Tube in a Spouted Bed, The Canadian Journal of Chemical Engineering 77, 45-53 (1999).

M.L. Passos, A.S. Mujumdar and G.S.V. Raghavan 1987, Spouted Beds for Drying: Principles and Design Considerations. Advances in Drying 4, 359-397 (1987)

O.P. Taranto, S.C.S. Rocha and G.S.V. Raghavan, Convective Heat Transfer during Coating of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds, Drying Technology 15, 1909-1918 (1997).

A.H. Zahed and M.M. Elsayed, 1993, Performance of Single and Multi-Stage Spouted Bed Drying Systems, Drying Technology 11, 1783-1808 (1993).

IN-STORE PADDY DRYING UNDER TROPICAL ATMOSPHERE: STRATEGY AND QUALITY ASPECTS

Y. Tirawanichakul[1], S. Prachayawarakorn[2], W. Varunyanond[3] and S. Soponronnarit[4]

[1] Dept. of Physics, Fac. of Science, Prince of Songkla University, Hatyai campus, Songkhla, Thailand

[2]Faculty of Engineering, [4]School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, BKK, Thailand

[3]Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University (KU), Bangkok, Thailand
E-mail address: Tyutthan@hotmail.com

ABSTRACT

The main objective of this work is to investigate the paddy drying process on the in-store drying. In addition, the mathematical model, based on developed to describe the phenomenological and physicochemical change while paddy is dried in a cylindrical bin under the conditions of three drying configurations. Two *Indica* rice varieties were dried using airflow rates of 0.6-1.5 m^3/min-m^3 of paddy at fixed-bed height of 1.0 m. The results show that these configurations insignificantly affect the physical, physicochemical and cooking quality comparing with control sample ($p<0.05$). The simulated MC and whiteness value are in good agreement with experimental results. For mathematical drying model, the conclusion is that the continuous paddy drying using near ambient air ventilation seems to be the most of interest because of its low specific energy consumption and slow decreasing of whiteness comparing to the latter two configurations.

INTRODUCTION

Due to the adoption of the rice combine harvester in Thailand, the huge influx of paddy with high moisture content (MC) over 20% wet basis (w.b.) is harvested during harvesting period and hence needs to be dried as soon as possible for improved storability and reduced handling cost [19, 11]. This is because storage of high moist paddy causes the deterioration of rice such as heat which was liberated by respiration, oxidation of carbohydrates [21], intracellular fermentations, growth of bacteria or molds, rice yellowing [7], rice yellowing [15, 13, 26, 7, 8; 3, 19] etc. Thus, the MC of paddy, which is safe for prolonged storage, should be reduced to a range of 13 to 14% w.b. [16, 18].

Moreover, milling, physical, chemical, physicochemical, texture, pasting and cooking quality of rice may deteriorate during drying due to heating at high temperature and rapid moisture reduction [19, 22, 5, 6]. On the contrary, an in-store drying usually takes many hours of drying time and involves less working steps since grain is dried and stored in the same silo. This approach is unsuitable for paddy with the initial MC above 20% w.b. Soponronnarit, et al. [20] suggested that drying time for in-store drying in temperate climates should not exceed 12 and 21 days for paddy with an initial MC of 20% and 18% w.b., respectively, in order to maintain a dry matter loss below 0.5%. Moreover, the simulated results of in-store paddy drying, it indicated that drying under the condition of relative humidity controlled above 70% with the low temperature below 50°C could maintain the physical quality of rice in terms of yellowing [3, 24].

Thus, the purpose of this work is to investigate the in-store paddy drying using different formulations of operation. Firstly, the formulation involves the continuous air flow using near ambient air ventilation. Secondly, the paddy is continuous dried by the relative humidity of inlet air controlled below 70%. The last formulation is followed by switching fan off when the relative humidity is higher than 70%. The quality attributes of rice after different drying configurations are also studied and evaluated in terms of physical, chemical, physicochemical and cooking qualities comparing to control samples. In addition, mathematical model for prediction of rice yellowness and evolution of moisture is applied to study how the model responses when used with different drying conditions. Finally, the modified model including and excluding grain respiration effect [17] is also considered.

EXPERIMENTAL SET-UP AND MATERIALS

(1) Experimental set-up

A deep bed dryer was composed of a cylindrical bin with a diameter of 0.75 m and height of 2.75 m, a blower and an electrical heating unit. Ambient air was blown through the grain bed in case of continuous drying with near ambient air ventilation (Condition 1), continuous drying under the condition of relative humidity controlled below 70% (Condition 2) and intermittent drying with switching fan off when the relative humidity above 70% (Condition 3). The desired air flow rate was controlled by the combination of a frequency inverter and a butterfly valve. The air flow rate was used in the range of 0.6-1.50 m^3/min-m^3 of paddy. An average final MC of paddy ranged between 12-14% w.b. Height of bed depth of paddy was fixed at 1.0 m.

(2) Materials

Suphanburi 1 (SP1) and Pathumthani 1 (PT1), the long grain *indica* varieties with a high amylose content of 27-29%, a low amylose content of 14-16% and 15-17%, respectively, were provided by Pathumthani Rice Research Station. The average initial MC was in the range of 18-21% w.b. Due to a long operating time of in-store drying technique (~ 0.75-1.25 months/experiment), fresh paddy in 11 experiments which was harvested in different harvesting seasons, was slightly different physical quality. Thus, for studying and comparing the rice quality and energy consumption among these experiments, the similar of drying condition must be considered such as the same flow rate, the same initial MC etc.

METHODS

(1) Paddy drying condition

During the experiments, paddy sample was taken out from the bin to determine quality of rice and MC. The MC of paddy was determined by using AOAC standard method [2]. The temperature in each level of bed height, dry bulb and wet bulb temperature of ambient air were measured by K-type thermocouples, which were continuously monitored by a

Yogokawa mobile recorder model MV100 (Japan) with an accuracy of ±1°C. Air velocity was measured by a hot wire anemometer with an accuracy of ±0.1 m/s. The in-store paddy drying experiment are conducted to study moisture and qualities changes under the aforementioned drying configurations above.

(2) Quality of paddy

Qualities of dried paddy from the in-store drying experiments were characterized by physical, chemical, physicochemical and eating quality and were compared with the control sample, for which paddy lied in a single grain layer was dried by ambient air ventilation.

2.1 Physical quality

Head rice yield

The method of head rice yield determination was followed by the guideline of USDA method [25].

Whiteness of rice

The rice whiteness was measured by the light reflectance at the surface of rice kernel using a Satake milling meter model MM-113 (Japan).

Morphological study of rice kernel

The structure of rice kernels in cross section area were characterized with a JEOL scanning electron microscope model 5600 (Japan) at 10-20 kV.

2.2 Chemical quality of rice

The chemical quality of rice samples were determined in terms of amylose content, protein content, total fat and fat acidity. The iodine colorimetric technique used for evaluating amylose content of milled rice flour started with dispersing the flour in NaOH solution overnight at room temperature and followed with the simplified assay iodine colorimetric method of Juliano, [9]. The protein content was quantified as described by AOAC method [2]. To determine total fat value and faty acidity of milled rice, the methods were performed by the AOAC standard method [2] and Ohtsubo, et al. [12], respectively.

2.3 Physicochemical quality

Texture property of cooked rice

Hardness and stickiness of rice were determined by a bench-top Texture analyzer model TA-XT2*i* (Stable Micro Systems Ltd., USA). The rice sample was then cooked with distilled water at rice to water weight ratio of 1:1.5 and 1:1.7 for SP1 and PT1 variety. The texture profile analysis (TPA) software used for determining hardness and stickiness of cooked rice was recorded in kilogram.

Alkaline spreading value

A modified alkali digestibility test proposed by Little, et al. [10] was used for determining an alkali spreading value.

Gel consistency

A rapid simple test relating to the amylose content based on consistency of gel of rice flour was developed by Cagampang, et al. [4].

Pasting property of rice flour

The pasting properties of hydrothermally-treated rice flour samples were determined using a Rapid Visco Analyzer model 3D [RVA] (Newport Scientific Ltd., Warriewood, New South Wales, Australia) with approved method 61-02 [1]. Those of RVA parameters were expressed in Rapid Visco Unit (1 RVU $\approx 10^{-2}$ cP).

Germination of rice

The mature paddy samples were chosen and kept at room environment for 4 weeks before germination test. The germination test of dried paddy and control sample was done following the method of the Pathumthani Rice Research Station. Percentage of paddy germination, defined as the ratio of number of germinated seeds to total seeds and multiplied by 100, was represented.

Sensory evaluation of cooked rice

For determination of cooking quality, a 100 g of head milled rice was washed with tap water and cooked by an electric cooker at a rice-to-water ratio of 1:1.8 by weight [23]. The quality of cooked rice was evaluated on the basis of its palatability. Trained panelists at Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University evaluated the cooking quality in terms of the aroma, tenderness, cohesiveness, whiteness and glossiness by using the hedonic scale method, with the scores of 1-9. The scores were analyzed for the statistical significant difference by using the Analysis of variance (ANOVA) at 95% ($p<0.05$) of confident limit.

RESULTS AND DISCUSSION

1. Moisture profile and Energy consumption

(a) Evolution of moisture content of paddy and energy consumption under different drying conditions

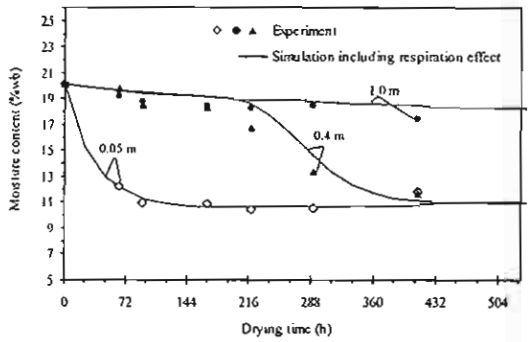
Figs.1(a)-(c) show the change of MC for different three drying conditions. These figures illustrate the simulated MC by the proposed model with including the respiration effect, comparing with the experimental results. The results indicate that at the high air flow rate, the drying time is shorter than that dried with the low air flow rate. This is because drying rate of paddy dried with a high air flow rate is faster than that at a low air flow rate. From the change of MC for each bed level, it indicates that drying zone starts from the bottom and then moves towards the top part of paddy bed. However, the moisture reduction of paddy in these drying conditions is similar form of exponential decay. The conclusion is that the proposed model can predict the MC at various bed levels, with a good agreement with the experimental results, especially on predicted value including respiration effect during drying at a low flow rate.

(b) Comparative study of the paddy drying under different drying strategies

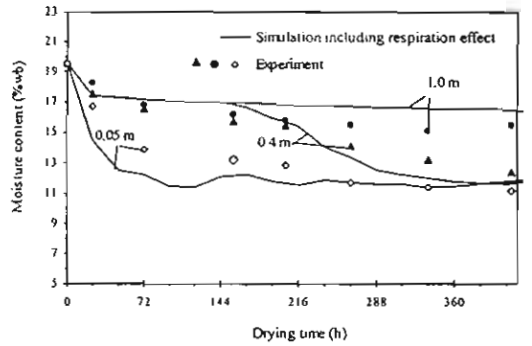
Considering the effect of drying configurations 1, 2 and 3 on moisture reduction, energy consumption, drying time and dry matter loss (DML) of paddy, the paddy drying experiments under the same or similar constraints was considered and compared. Thus, to compare the effect of inlet air flow rate on the drying time, the experimental results show that drying time with a higher air flow rate is shorter than that of a lower air flow rate, corresponding to a short drying period with a relatively low of the dry matter loss.

Comparing the moisture reduction of paddy between both of which were dried at the same flow rate, shows that the drying with Condition 2 takes the drying time shorter than that obtained of drying under Condition 1.

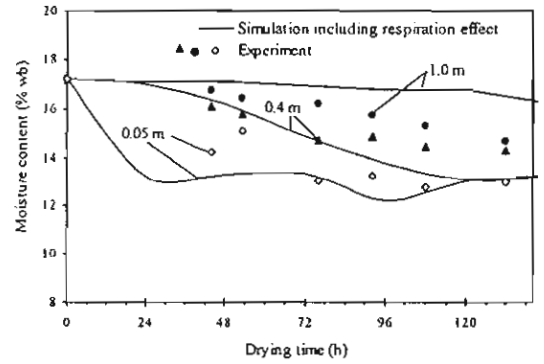
The result shows that for paddy drying with an initial MC below 20% wet basis and a inlet drying air flow rate above 0.65 m^3/min-m^3 of paddy, the simulated value of MC including and excluding respiration effect are in good



(a) SP1; M_i 20.2% w.b.: M_f 12.3% w.b.: 1.20 m^3/min-m^3 of paddy [Continuous drying using near ambient air ventilation]



(b) PT1; M_i 19.7% w.b: M_f 14.0% w.b.: 0.65 m^3/min-m^3 of paddy [Continuous drying under condition of relative humidity controlled below 70%]



(c) SP1; M_i 17.2% w.b: M_f 14.2% w.b.: 1.50 m^3/min-m^3 of paddy [Intermittent drying by switching fan off when relative humidity is higher than 70%]

Fig.1. Evolution of predicted and measured moisture of in-store drying in various drying conditions

agreement with the experimental results. On the contrary, at a low volumetric air flow rate of 0.65 m^3/min-m^3 of paddy, the average MC predicted from the grain drying model excluding respiration effect gives remarkably lower drying rate than that from the simulation including respiration effect. This is because high initial MC and long drying time cause very high dry matter loss, thereby increasing temperature in the paddy bed. Moreover, the DML at low inlet air flow rate is relatively high comparing to those obtained by drying at high air flow rates. From the simulation results between including and excluding respiration, they indicate that the simulation including the respiration effect shows more accurate prediction of MC.

For determining the specific energy consumption in each drying condition relating to the heat liberated from respiration effect, the specific mechanical energy consumption for fan of all experiments is relatively low and is in the range of 0.07-0.13 MJ/kg of water evaporated for Condition 1 (Experiments Nos.1-7), of 0.05-0.07 MJ/kg of water evaporated for Condition 2 (Experiment Nos. 8-10) and of 0.05 MJ/kg of water evaporated for Condition 3 (Experiment No.11). Moreover, the specific energy consumption of electrical heating for Condition 2 is in a range of 0.20-0.53 MJ/kg of water evaporated whilst energy consumption of electrical heater is not supplied when the paddy was dried by Condition 1 and Condition 3. Thus, the total specific energy consumption of drying with the Condition 2 (under the condition of relative humidity controlled below 70%) was higher than those obtained of the latter two drying conditions.

From the prediction of DML value, heat liberated by paddy respiration is about 0.4-2.4 MJ/kg of water evaporated corresponding to dry matter loss of 0.39-0.9%. These amounts of energy are the main energy source used for evaporating water for the drying by Condition 1 and 3, whilst for the drying by Condition 2, the energy liberated by respiration effect and the supplemental energy from electrical heating during relative humidity above 70% are the combined energy source for evaporating water.

(c) Suitable drying configurations

In addition, to investigate the suitable paddy drying strategy under the same humid weather condition as show in Table 1, the mathematical model was used for predicting the energy consumption, physical quality in terms of yellowness, DML and final MC of paddy and the operating time for paddy dried by three drying strategies which were aforementioned above. The predicted values are simulated under the condition of the initial MC of 20% wet basis, the high humid weather data with average ambient air temperature of 28.9°C and average relative humidity of 75.4% and the air flow rate of 0.75 m^3/min-m^3 of paddy as shown in Table 1. The humid weather condition for this study was taken from the ambient air data of Experiment No.2. As can be seen in Table 1, the simulated results show that total operating time of paddy drying using Condition 3 is relatively longer than those obtained from the latter two drying conditions (Condition 1 and Condition 3). It found that the predicted evolution of temperature in each level of paddy bed under the Condition 3 is slightly higher than Condition 1 and Condition 2. This is because the temperature rise from heat liberated from respiration during switching fan off is accumulated in grain bed, thus allowing the more potential capability to remove the moisture inside the paddy. This can be seen in the result of DML as shown in Table 1, showing the highest dry matter loss for drying with Condition 3 (1.24%) whilst DML value from the drying with Condition 2 is the least value (0.8). The whiteness value of rice after various drying conditions is not much changed comparing to the initial rice whiteness of 51.2. However, the average whiteness for drying with Condition 3 is the lowest value, corresponding to the longest operating time of drying with Condition 3.

To consider energy consumption among the three drying conditions, it is found that the specific energy consumption for fan using Condition 1 is the highest value (0.09 MJ/kg of water evaporated) comparing to Conditions 2 and 3 (0.06 MJ/kg of water evaporated) but the specific energy consumption of heating in Condition 2 is 1.24 MJ/kg of water evaporated.

Table 1. Predicted results of in-store paddy drying by using different drying conditions at ambient temperature and relative humidity of 28.9°C and 75.4%, respectively[flow rate of 0.75 m^3/min-m^3 of paddy]

Drying condition	1	2	3
Total operating time (h)	992	678	1364
Initial moisture content, (% w.b.)	20.0		
Final moisture content, (% w.b.)	14.0		
Initial average whiteness of rice	51.2		
Final average whiteness of rice	50.8	50.7	50.5
Total dry matter loss, DML (%)	1.02	0.80	1.24
Time for fan operation (h)	992	678	392
Energy consumption of fan (MJ)	1.44	0.98	0.57
Specific energy consumption of fan (MJ/kg of water evaporated)	0.09	0.06	0.06
Temperature rise by heater (°C)	-	5.8	-
Specific energy consumption for heating (MJ/kg of water evaporated)	-	1.24	-

Note: Condition 1: Continuous drying by near ambient air ventilation
Condition 2: Continuous drying under the condition of relative humidity controlled below 70%
Condition 3: Intermittent drying by switching fan off at relative humidity above 70%

From these simulation results, the drying strategy followed with Condition 1 seems to be the most interest because of its low specific energy consumption, comparing with the latter two drying conditions (Condition 2 and Condition 3), and the quality of rice after drying in terms of whiteness and head rice yield is insignificantly different from the control sample. However, the predicted result of DML, showing the lowest dry matter loss for drying with Condition 2 should be considered before making decision in selecting of drying condition. For in-store drying using Condition 3, is the second choice of interesting strategy but it takes a long operating period and initial MC should be lower than 20% wet basis. This is because total specific energy consumption are relatively low comparing to the continuous drying by Condition 2 and the whiteness value of rice also is an acceptable in market (>45) even the dry matter loss is relatively high comparing to the Condition 1 and 2.

(2) Paddy Qualities

2.1 Physical quality

(a) Head rice yield and whiteness

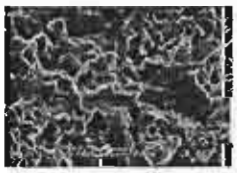
For the drying using Condition 1 (Experiment Nos.1-7), the average head rice yield of SP1 sample at the beginning is about 50% for the first two experiments (Experiment Nos.1-2), 51% for the latter two experiments (Experiment Nos.3 and 5) and 47% for the last experiment of SP 1 sample (Experiment No.7). For PT 1 sample continuous dried under Condition 1 (Experiment No.6), the average initial head rice yield was about 42%. This head rice yield is the same value range to those obtained from the Experiment Nos. 8 and 9 (about 41%), which were dried under Condition 2. For the drying under Condition 3, the average initial MC of SP1 sample is about 51%. After drying, the results show that the average head rice yield in each drying conditions has insignificant difference comparing to the control sample ($p<0.05$) even the head rice yield in each level of paddy bed height seems to be slightly changed, especially on the paddy drying under the condition of Condition 2. For Condition 2, the amount of head rice yield at the bottom part of paddy bed is relatively lower than that at the upper part. This is due to the rapid moisture reduction of paddy at the bottom part by warm drying air temperature, leading towards the development of stresses inside the grain kernels.

For the paddy drying in case of Condition 3, the result indicates that the head rice yield in each level of paddy bed is not significant different from the control sample ($p<0.05$). This phenomenon is the same trend as those obtained by the continuous drying under Condition 1.

Comparison of rice whiteness between simulated result and experimental result among different drying conditions, indicating that for drying with Condition 1, 2 and 3, the predicted whiteness value has a good agreement with the experimental results. In Condition 1, the whiteness at the bottom part, where the grain contacts with the low relative humidity, is relatively higher than that obtained at the upper part, but the difference of whiteness at various bed levels is insignificant ($p<0.05$) whilst drying under Condition 2 shows a lower value of rice whiteness at the bottom part of paddy bed than at the other upper parts of bed. This is because the paddy at lower part is directly contacted with high inlet air temperature over the whole drying period. For the intermittent drying by Condition 3, the result shows the whiteness value of rice in each level of bed is insignificant different comparing to the control rice. This occurrence is the similar trend to the drying under Condition 1.

(b) Morphological study of rice kernel

Figs.2(a)-(b) show morphology of Pathumthani 1 rice kernels in cross section area before and after drying in case of drying Condition 1. As shown in these Figures, the small granular shapes of rice samples with diameters of 4-8 μm are starch granules. The results show that the morphologies of starch granules after continuous drying do not change with this drying condition although drying time takes very long. Although the rice samples after and before drying of the latter two drying conditions are not considered in this work but it may be implied that the rice samples after drying under Condition 2 and Condition 3 should have insignificant difference from their control rice samples. This is due to the fact that the temperature rise in Conditions 2 was not higher than 43°C, corresponding to recommended temperature to avoid the grain cracking by Preechakul [14]. For the intermittent drying under Condition 3, an average temperature during drying also was about 31.2°C, no affecting head rice yield and whiteness of rice.



(a) Before drying



(b) After drying

Fig.1 Scanning electron microscopy of PT1 rice kernel in cross section view before and after drying under near ambient air ventilation at 1.20 m^3/min-m^3 of paddy [10 kV with magnification of 1400 times of the original size]

(2) Chemical property

The chemical property of rice sample show that amylose content, total fat, protein and gel consistency of rice flour remain unchanged over the drying period, except for the fat acidity value of rice sample that shows slight increase after drying. This is due to hydrolysis and auto-oxidation of lipid during a long period of in-store drying, corresponding to natural aging of paddy during storage duration of paddy in ambient environment. This experimental result is similar trend to the previous work [27].

(3) Physicochemical property

(a) Texture property of cooked rice and pasting viscosity of rice flour

The physicochemical results show that the hardness value of cooked rice samples obtained from different drying conditions seems to slightly increase whilst the stickiness value slightly decreases. The peak viscosity and final viscosity after drying relatively increase with increasing of operating time. However, the value of the final viscosity remains higher than the corresponding value of peak viscosity in all the drying cases except for the Experiment Nos. 8 and 9. According to the changes of hardness and stickiness of cooked rice after drying, these results are correlated with RVA tests in terms of peak viscosity and final viscosity. The peak viscosity and final viscosity of rice after drying slightly increase comparing with those of control sample. The increase in hardness and decrease in stickiness are because rice after drying is tightly packed with polygonal granules and spherical shaped protein bodies thus providing the stronger adhesive forces between them.

(b) Alkali spreading value

The result shows that for SP1 dried by Condition 1, the alkali spreading value is in the range of 6-7, meaning that the gelatinization temperature was an intermediate value of 70-74°C [10]. This value is the same range as the control sample. For PT1 dried under Condition 1 and 3, it indicates that the alkali spreading value of rice before and after drying is in the range of 5-6, implying low gelatinization temperature (<70°C). Thus, the conclusion is that an alkali spreading value of dried rice is unchanged relative to the control sample. The alkali spreading value implies that the dried rice sample in each experiment has the same gelatinization temperature as the control rice.

(c) Gel consistency

The results show that the gel consistency of rice flour before and after drying in these three drying conditions was in the long cold gel distance ranges of 51-100 mm. This implied that the cooked rice samples are soft taste value.

(4) Germination of paddy

After storage the dried paddy and control sample in each experiment for a month, the mature paddy was taken out for germination test. The results show that the average percentage of paddy germination of dried paddy by different drying conditions has no significantly difference comparing with that of the control sample. The average percentage of dried paddy germination and control sample for SP1 (8 experiments) is in ranges of 93.1-98.4 and of 92.5-98.2, respectively. While the average percentage of dried paddy and control sample for PT1 is in ranges of 95.3-96.1 and of 93.7-95.2, respectively. This is due to the fact that all of experiments were carried out under low temperature drying. However, the results indicate that the percentage of germination of SP1 is slightly higher than that obtained from PT1.

(5) Sensory evaluation

Based on the natural chemical compound of rice variety, PT1 with a low amylose content of 15-17% has aroma slightly higher than SP1 with a high amylose content of 25-27%. Table 2 shows the sensory evaluation of cooked rice before and after drying with different drying conditions. In addition, the cooking quality in terms of tenderness, cohesiveness and glossiness for PT1 was higher than those obtained from SP1 cooked rice whilst the whiteness of cooked rice for SP1 was higher than PT1. This means these panelists prefer the cooked rice with a low amylose content rather than the cooked rice with a high amylose content.

Most cooking qualities of SP1 rice was in hedonic score below 5 for drying with Condition 1 (Experiment No.5) and for intermittent drying by Condition 3 (Experiment No.11) as shown in Table 2. This score meaning is slightly dislike. The results imply that the cooking quality of rice after drying with Condition 1 and 2 was insignificantly different from those obtained from control sample. Similarity, the cooking quality of SP1 which was dried under Condition 1 and 3(Experiment Nos.5 and 11, respectively), was not shown significantly different between dried rice and control sample ($p<0.05$). The same trend of this cooking quality was observed in PT1 continuous dried using Condition 1 and 2 (Experiment Nos.6 and 9, respectively). However, the hedonic score of PT1 is about 7, meaning as slightly like. It indicates that the sensory evaluation of cooked rice is insignificantly different between dried rice and control sample in three drying configurations (Condition 1-3) [$p<0.05$].

Table 2.Cooking quality of rice after dried by in-store drying with various drying conditions

Experiment No.	Samples	Aroma	Tenderness
Exp. No. 6-PT1 (Condition 1)	Control rice	7.4a	6.4a
	Dried rice	6.9a	6.7a
Exp. No.9-PT1 (Condition 2)	Control rice	6.2a	7.0a
	Dried rice	6.2a	6.2ab
Exp. No.5-SP1 (Condition 1)	Control rice	5.2b	3.5a
	Dried rice	5.9b	3.2a
Exp. No.11-SP1 (Condition 3)	Control rice	5.5a	4.2a
	Dried rice	6.2a	3.9a

Experiment No.	Cohesiveness	Whiteness	Glossiness
Exp. No. 6-PT1 (Condition 1)	6.5a	6.4a	6.3a
	6.7a	6.4a	5.6a
Exp. No.9-PT1 (Condition 2)	6.8a	6.9a	5.3a
	6.5a	7.1a	5.1a
Exp. No.5-SP1 (Condition 1)	3.2a	7.4a	2.6a
	3.2a	6.9a	2.7a
Exp. No.11-SP1 (Condition 3)	3.5a	7.7a	2.9a
	3.5a	7.2a	3.0a

Note: The same letter in column in each experiment means no significant difference of data at confident limit of 95% ($p<0.05$)

CONCLUSIONS

The results of this work can be concluded as follows:

1. The in-store paddy drying using near ambient temperature, relative humidity controlled below 70% and stopping drying at relative humidity above 70% has a slight effect on milling quality, fat acidity, stickiness of cooked rice and pasting property.
2. The whiteness value of rice after drying slightly decreases with drying time. For continuous drying with near ambient air ventilation and intermittent drying with switching fan off when the relative humidity above 70%, the decreasing of whiteness at the upper level is faster than that obtained from the other lower level of bed depth. This may be because of enzymatic browning reaction. For continuous drying with controlling relative humidity below 70%, the decreasing of whiteness at the lower level is faster than that obtained from the upper level of bed, especially on the bottom level. This may be because of non-enzymatic and enzymatic browning reactions.
3. The simulated value of moisture content, including the respiration effect for paddy drying by continuous drying under the condition of controlled relative humidity below 70% and drying by stopping drying off at relative humidity above 70% shows a relatively higher accuracy than that obtained from excluding respiration effect predictions.
4. The total specific energy consumption of paddy drying by using near ambient air ventilation is lower than those obtained by continuous drying under the condition of relative humidity controlled below 70% and intermittent drying with switching fan off when relative humidity is higher than 70%. Even the drying time under condition 2 is relative fast comparing to the latter two drying conditions but the total energy consumption for electrical heater is relatively high.
5. At drying with low flow rate, the dry matter loss seems to be higher than those obtained from drying with high flow rate and heat liberated from grain respiration is used for moisture reduction among the bed.
6. For in-store paddy drying by using three drying conditions with low air flow rate, the drying strategy under the condition of near ambient air ventilation seems to be the most of interest because the specific energy consumption is relatively low comparing to the latter two drying conditions and the quality of rice after drying is not significantly different from the control sample.
7. The drying under these three drying configurations has no effect on morphological structure, sensory evaluation, similarity with chemical quality of rice.

REFERENCES

1. AACC, *Approved methods of the AACC*, The 10th American Association of Cereal Chemists, St.Pual, Minnesota, USA (2000).
2. AOAC, *Official Methods of Analysis* (15thed.), The Association of Official Analytical Chemists, Arlington, Virginia, USA, (1995).
3. M.L., Bason, P.W. Gras, H.J. Banks and L.A. Esteves, A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Paddy Endosperm, *J. of Cereal Science*, 12, 193-201 (1990).
4. G.B. Cagampang, C.M. Peres and B.O. Juliano, A Gel Consistency Test for Eating Quality of Rice, *J. of Sci. Food Agric.*, 24, 1589-1594 (1973).
5. A.G. Cnossen and T.J. Siebenmorgen, The Glass Transition Temperature Concept in Rice Drying and Tempering: Effect on Milling Quality, *Trans. of the ASAE*, 43(6), 1661-1667 (2000).
6. A.G. Cnossen, M.J. Jimenez and T.J. Siebenmorgen, Rice Fissuring Response to High Drying and Tempering Temperatures, *J. of Food Eng.*, 59, 61-69 (2003).
7. P.W. Gras and M.L. Bason, Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality, *ACIAR Proceeding No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain*, 83-91 (1989).
8. P.W. Gras, H.J. Banks, M.L. Bason and L.P. Arriola, A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice, *J. of Cereal Science*, 9, 77-89 (1989).
9. B.O. Juliano, A Simplified Assay for Milled Rice Amylose, *Cereal Science Today*, 16, 334-338, 340, 360 (1971).
10. R.R. Little, G.B. Hilder and E.H. Dawson, Differential Effect of Dilute Alkali on 25 Varieties of Milled Rice, *Cereal Chem.*, 35, 111-126 (1958).
11. N.M. Nuri, *Thermal Properties of Foods and Agriculture Materials*, Gordon and Breach Sc. Pub., New York, 271-279 (1980).
12. K. Ohtsubo, H. Yanase and H. Sagawa, Colorimetric Determination of Fat Acidity in Rice, *Rep. Nat. Food Inst.*, 51, 59-65 (1987).
13. S. Phillips, S. Widjaja,A. Wallbridge and R. Cooke, Rice Yellowing Post-Harvest Drying by Aeration and during Storage, *J. of Stored Prod. Res.*, 24, 173-181 (1988).
14. P. Preechakul, A Study on In-Store Drying of Paddy (2nd Phase), *Master ME. Thesis*, School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, 115 pages (1986).
15. R.T. Quitco, Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy, *Proc. of GASGA Seminar, Paddy Deterioration in the Humid Tropics*, Baquio, Phillippines, GTZ, Eschborn, 52-56 (1982).
16. S. Soponronnarit, P. Amatachaya, S. Prachayawarakorn, N. Nathakaranakule and S. Inchan, Field Trial of In-Store Drying and Storage, *The Kasetsart Journal*, 18, 86-100 (1997).
17. S. Soponronnarit and S. Chinsakolthanakorn, Effect of Heat and Water from Respiration on Drying Rate and Energy Consumption, *ASEAN Journal for Science and Technology for Development*, 7, 75-83 (1990).
18. S. Soponronnarit. and A. Nathakaranakule, Field Experience of In-Store Drying of Paddy under Tropical Climates, *Proceedings of the 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Tech.*, Brunei Darussalam, 4-7 Sep., 183-196 (1990).
19. S. Soponronnarit, N. Srisubati. and T. Yoovidhya, Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy, *J. of Stored Prod. Res.*, 34(4), 323-330 (1998).
20. S. Soponronnarit, P. Wongvirojtana, A. Nathakaranakule and S. Chinsakolthanakorn, Design Charts for In-store Paddy Drying under Hot and Humid Climates, *Agri. Eng Journal*, 4(3), pp.147-162 (1995).

21. J.J.M. Swinkels, Chapter 2 Sources of Starch, Its Chemistry and Physics, *Starch Conversion Technology*, ed. by Van Beynum, G.M.A. and Roels, J.A., Marcel Dekker, Inc., 15-46 (1985).
22. S. Tirawanichakul, S. Prachayawarakorn, W. Varanyanond and S. Soponronnarit, Effect of Drying Temperature on Physical Property of High and Low Amylose Content Paddy, *Proc. of the International Conference on Innovation in Food Processing Technology and Engineering*, 11-13 Dec., Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, paper No.E6, 467-480 (2002).
23. P. Tungtrakul, Quality and Physicochemical properties of rice related to rice Noodle, *United Nations University Research Fellowship Report*. Tsukuba, Japan (1997).
24. Y. Tirawanichakul, S. Soponronnarit and S. Prachayawarakorn, Simulation of Paddy Yellowness Behaviour in Deep-Bed Drying, *The 20th ASEAN/2 nd APEC Seminar on Postharvest Technology*, 11-14 Dec. , Lotus Hotel Pang Suan Kaew, Chiang Mai, Thailand, 106-115 (2001).
25. USDA, *Grain Grade Procedure*, Federal Grain Inspection Service, Washington DC., USA (1988).
26. A.B. Yap, B.O. Juliano and C.M. Perez, Artificial Yellowing of Rice at 60°C, *Proceeding Group, The Source of Yellow Grains in Rice*, Myc. Centralbl, 3, 153-157 (1988).
27. Z. Zhou, K.S. Robards, S. Helliwell and C. Blanchard, Ageing of Stored Rice: Changes in Chemical and Physical Attributes, *J. of Cereal Science*, 35, 65-78 (2002).

MOISTURE TRANSPORT AND CHANGE OF YELLOWNESS OF PADDY DURING STORAGE

*S. Prachayawarakorn[1], C. Choteboon[2] and S. Soponronnarit[2]
[1] Faculty of Engineering, [2] School of Energy and MaterialsKing Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT
The models of heat, mass and momentum transfer, in conjunction with the kinetics of rice yellowing, have been developed to describe phenomenological and physiochemical changes during which paddy is stored in cylinder-shaped silo. The models are evaluated using the published data and the agreement between simulated and experimental results is good. The effect of temperature results in an amount of moisture migration to the outer region. Such moisture migration, besides temperature, introduces to the change of colour of paddy.

INTRODUCTION
Freshly harvested paddy contains the moisture content in the range of 20 to 25% dry basis. This moisture level could not be safe for keeping paddy a long time. In common practice, the water content inside the kernel is removed by convective dryers, i.e. mixed flow, fluidised bed and circulating dryer. The safe moisture level depends on the geographical area where the paddy is processed. The safe levels are in between 14 and 16% dry basis for tropical and temperate weathers. After processing, the paddy is stored in silos at least 6 months before milling. This storage period is a typical condition used in rice industries for domestic consumption.

During storage period, the heat generated from respiration of the grains and of any insects induces the temperature in the grain bulk to be changed. The gradient of temperature encourages the air currents to circulate within the bulk. The natural air currents carry the water vapour from warm regions of the grain stores to the cooler areas (Griffith 1964). In the warm regions of the grain bulk, the vapour pressure in the gas phase is high and the resulting moisture content in the grains is loosed. As the air reaches the cooler regions, its relative humidity escalates, thereby gaining moisture content of grains. The increased moisture content of grains may lead to unsafe moisture levels causing some amount of spoilage even though the average moisture content in the stored grains is safe. The deterioration can be divided into 3 main categories i.e. discolouration, grain infection and grain agglomeration. The grain agglomeration is usually found near the walls of silos where the vapour pressure is low and the temperature gradient is relatively large (Thrope, 1995).

Another factor affecting the natural convection in silos is the solar radiation. The amount of heat absorbed by silo due to radiation mode is difficult to predict because of many factors involved, including silo position, geographical area, absorbtivity/reflectivity properties of material and cloudiness factors (Freer et al., 1990). However, the radiative heat transfer effect has an insignificant involvement, comparing with the respiration effect. The temperature variation in the bulk was present only to a depth that was not far from the periphery (Babbit, 1945).

In the present work, the transport models of heat, mass and momentum in cooperation with the kinetics of rice yellowing are developed to describe phenomenological changes during which the grains are stored under the tropical condition. The developed models can be applied to a variety of grain and weather conditions to predict the distribution of moisture, temperature and airflow in stored grain.

MATHEMATICAL MODEL
The paddy is supposed to be stored in a silo that has a cylindrical geometry with a dimension of 6 m height and 3 m diameter as shown in Fig.1. This simple geometry is rather modified to make the calculation easily. In fact, silos that are used in the rice industries have a cylindrical shape with a conical base. The conical base is designed for effectively unloading paddy from the bin, without dead zone. In addition to the simple geometry, the moisture migration and temperature gradient presumably occurs in two-dimensional systems, radial and axial directions. However, this simplified approach can be extended to the grain storages that are three-dimensional systems or that have arbitrary shapes. The method involves using a mathematical transformation of the grain storage into a computational domain that has the simple geometry of a cube (Singh and Thrope, 1993; Shih et al., 1991). The fundamental equations of heat, mass and momentum, including the kinetics of rice yellowing, apply to storage and the initial and boundary conditions must be given to solve the convective flow and quality change problems.

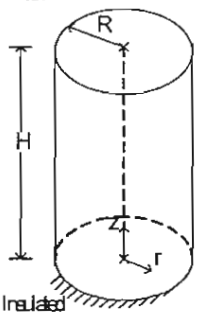


Fig. 1 Idealised geometry of grain storage

Heat transport model

The stored grains release the energy from their respiration and the resulting temperature in the bulk is increased. The increased temperature produces the natural convective airflow in the bulk which is carried not only moisture but also the heat. To describe such

* corresponding authors. Tel. 662-4270-9221; fax: 662-428-3534
E-mail address: somkiat.pra@kmutt.ac.th

change, the energy balance was made, for a small element, and the energy equation is written as:

$$\rho_s\varepsilon_s\left(C_s + WC_l\right)\frac{\partial T}{\partial t} + \rho_a\varepsilon_a\left(C_a + \omega C_l\right)\frac{\partial T}{\partial t} +$$
$$\rho_a\left(C_a + C_l\right)\left[v_r\frac{\partial T}{\partial r} + v_z\frac{\partial T}{\partial z}\right] = k_{eff}\left[\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2}\right] +$$
$$\rho_s\varepsilon_s(Q_r - 0.6h_v)\dot{DML} \qquad (1)$$

In writing eq. (1), the energy source from solar radiation is negligible since grain is a good insulator. The first two-terms on the left hand side of eq. (1) are accounted for the change of temperatures of grain and air with time, assuming temperature in solid and gas phases to be equal. The last term on the left hand side of eq.(1) represents the bulk heat flow, carried by the natural convective currents. The net change of internal energy, plus heat flow term, is equal to the energy conducted through the grain bulk, presented by the first term on the right hand side of eq. (1), and the energy released by paddy, presented by the second term on the right hand side of eq. (1). In the second term, the energy of respiration minus that of water produced from respiration and then vaporised in the form of vapour is taken into account.

The temperature distribution in the bulk can be known when the initial and boundary conditions are specified. In this work, we suppose the temperatures at the wall and on the top of silo to be equal to weather temperature and average ambient temperature on the day and night times are used as boundary condition. In addition, it is usual to assume that the floor of silo is thermally insulated. The following boundary conditions are:

$$T(R,z) = T(t) \qquad \text{at } r=R \;\; 0\le z\le H \text{ for } t\ge 0 \qquad (2)$$
$$T(r,H) = T(t) \qquad \text{at } z=H \;\; 0\le r\le R \text{ for } t\ge 0 \qquad (3)$$
$$\frac{\partial T(r,0)}{\partial z} = 0 \qquad \text{at } z=0 \;\; 0\le r\le R \qquad (4)$$

Rate of dry matter loss can be readily determined if the moisture content of paddy is known. Respiration is the process of oxidizing carbohydrates and producing carbon dioxide, water vapour and energy. Respiration therefore consumes the amount of dry matter. Teter (1981) reported that rate of dry matter loss was higher with higher moisture content. Their data were taken to be statistically fitted with the empirical equations proposed in the present study, of which the power equation was applied to low moisture content of 13 to 16% wet basis and polynomial equation with degree 3 was used for a higher range of moisture content than 16% wet basis. The empirical equations of dry matter loss are expressed by

$$\dot{DML} = 7\times10^{-11}\,M^{8.531} \qquad 13\le M\le 16\% \text{ wet basis}$$
$$\dot{DML} = -0.0636M^3 + 4.0827M^2 - 80.608M + 505.38 \qquad 16\le M\le 28\% \text{ wet basis} \qquad (5)$$

Eq. (1) is written in the discretised form, in which the first derivatives are written as backward differences and the second ones with central differences, and then solved by alternating direction implicit method (Holman, 1997). This method treats the problem as being implicit in the direction of one coordinate, the r coordinate given by the present work, during the first half of time increment. During the second half, the temperatures in z components are calculated by using the values from the end of first time step.

Moisture transport model

Moisture migration in silo causes by two possible mechanisms, natural convection and diffusive transport, with the first mechanism to be in the majority. The moisture movements in the bulk can accordingly be described by

$$\rho_s\varepsilon_s\frac{\partial W}{\partial t} + \rho_a\varepsilon_a\left[v_r\frac{\partial \omega}{\partial r} + v_z\frac{\partial \omega}{\partial z}\right] = D_{eff}\varepsilon_a\rho_a\left[\frac{\partial^2\omega}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\frac{\partial \omega}{\partial r} + \frac{\partial^2\omega}{\partial z^2}\right] + 0.6\rho_s\varepsilon_s\dot{DML} \qquad (6)$$

The first term on the left hand side of eq.(6) presents the moisture content of paddy which will decrease or increase depending upon the local conditions surrounded the existing kernels. On the right hand side, the first term shows the water vapour diffusion through the void spaces of bulk grain and the last term is accounted for the water vapour produced by the oxidation reaction.

In this study, we assume that the water vapour cannot diffuse through the wall of silo and the moisture content of stored grains initially has uniform moisture content. Hence, the boundary conditions may be written as

$$\frac{\partial\omega(R,z)}{\partial r} = 0 \quad \text{at } r=R \text{ and } 0\le z\le H \qquad (7)$$
$$\frac{\partial\omega(r,H)}{\partial z} = 0 \quad \text{at } z=H \text{ and } 0\le r\le R \qquad (8)$$
$$\frac{\partial\omega(0,z)}{\partial r} = 0 \quad \text{at } r=0 \text{ and } 0\le z\le H \qquad (9)$$
$$\frac{\partial\omega(r,0)}{\partial z} = 0 \quad \text{at } z=0 \text{ and } 0\le r\le R \qquad (10)$$

Except for the other boundaries, eq.(9) implies the lowest moisture content at the central bulk. Before solving Eq. (6) to determine the moisture content, it is essential to know the humidity ratio of air surrounding the kernels. The air humidity is calculated by a psychometric equation given in elsewhere (Thorpe, 1995). Due to very low natural convective currents, the moisture content of the grains changes very slowly, and the explicit method can be used to calculate the moisture content for the next time step.

Momentum model

Darcy's equation, where the pressure gradient is directly proportional to the velocity gradient and the hydro static head, is applied to describe the buoyancy driven flows in silo and it is mathematically expressed as

$$\nabla p = \frac{\mu}{\kappa}\bar{v} - \rho_a g \qquad (11)$$

Rearrangement of eq.(11) and writing in terms of velocity components yields

$$v_r = -\frac{\kappa}{\mu}\frac{\partial p}{\partial r} \quad (12)$$

$$v_z = -\frac{\kappa}{\mu}\left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho_a g_z\right) \quad (13)$$

Differentiation of eq. (12) with respect to r is minus with the z derivative of velocity component in eq.(13), giving

$$\frac{\partial v_r}{\partial z} - \frac{\partial v_z}{\partial z} = \frac{\kappa g_z}{\mu}\frac{\partial \rho_a}{\partial r} \quad (14)$$

To account for the buoyancy force effect, the density of air can be approximated by Boussinesq's equation,

$$\rho_a = (\rho_a)_o[1-\beta(T-T_o)] \quad (15)$$

White (1994) defined the velocity components in form of stream functions as follows:

$$v_r = \frac{1}{r}\frac{\partial \psi}{\partial z} \quad (16)$$

$$v_z = -\frac{1}{r}\frac{\partial \psi}{\partial r} \quad (17)$$

Differentiations of eqs. (16) and (17) with respect to z and r, respectively, replace into eq. (14), together with eq. (15), and yield the expression for behaviour of stream function:

$$\frac{\partial^2 \psi}{\partial^2 z} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial^2 r} = -\frac{r\kappa g_z (\rho_a)_o \beta}{\mu}\frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r}\frac{\partial \psi}{\partial r} \quad (18)$$

Because of the impermeable surfaces at the wall, and bottom and on the top, the following boundary conditions on stream function are

$\psi(R, z) = 0$ at $r = R$ $0 \le z \le H$ (19)

$\psi(r, H) = 0$ at $z = H$ $0 \le r \le R$ (20)

$\psi(r, 0) = 0$ at $z = 0$ $0 \le r \le R$ (21)

In addition to the impermeable boundaries, the necessary boundary condition for central region of the bulk, which presents no flow across the line of symmetry, is

$\psi(0, z) = 0$ at $r = 0$ $0 \le z \le H$ (22)

The stream function expression, along with the boundary conditions, was solved by explicit method since temperature field in the bulk at the previous time step had already been known.

Kinetics of rice yellowing

During stored grains, the environmental conditions in the bulk, such as relative humidity and temperature, encourage the colour of white rice to be changed in a way that its colour becomes more yellow. The change of b-value followed with zero-order reaction (Soponronnarit et al., 1990),

$$\frac{db}{dt} = k \quad (23)$$

where $k = \exp\left(71.87 - 25.32RH - \frac{25919.3}{T+273.15} + \frac{10712.78RH}{T+273.15}\right)$ (24)

The relationship between the whiteness and b-value was given by (Tirawanichakul et al., 2003)

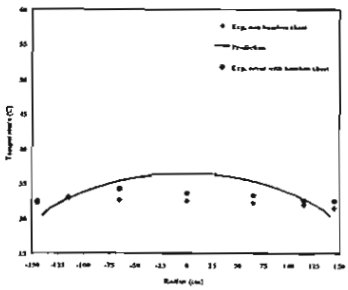
$W = 85.1 - 3.36b$ (25)

RESULTS AND DISCUSSIONS

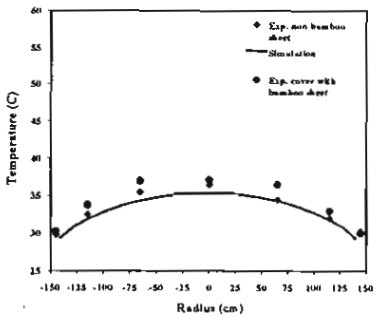
The mathematical models were compared with the experimental data reported by Naupanich et al. (1993). In their work, paddy with an initial moisture content of 14 to 15% wet basis was stored in steel silos, with a dimension of 6 m height and 3 m diameter for which 20 ton paddy were kept. The wall was layered with bamboo sheet and without bamboo sheet. The grain temperature at the beginning was 30°C.

Validation of the model

As shown in Fig.2, the temperature in the bulk is increased by 5 degree for 7 month storage and the temperatures in the silos with and without bamboo sheet are almost the same. A comparison between experimental and predicted results is also shown in Fig.2. In calculation, a grid of 16 points in the radial direction and 61 points in the axial direction was used. The predicted results show the same tendency as the experimental results in which the temperature is highest at the middle and declines to the exterior surface.



a) 4-month storage



b) 7-month storage

Fig.2 Temperature distributions in steel silos at 3 m depth from base and prediction from the models

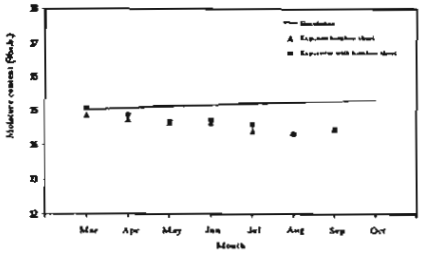


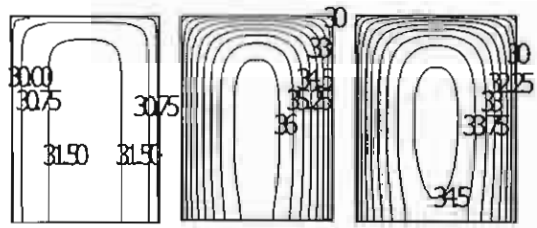
Fig. 3 Average moisture content of paddy during storage

Fig. 3 shows average moisture content of paddy during storage, indicating that the moisture content of paddy reduces slightly, the value laying down from 15% wet basis at the beginning to 14.7% wet basis at the end. However, the models predict the slightly increased moisture content. This difference is due to the assumption used in the model, that is, the silo is perfectly sealed, so that the water vapour produced from the respiration and released to the surrounding is adsorbed by grains.

Temperature distribution

Fig.4 the simulation results of temperature distribution in the bulk stored paddy at initial moisture content of 15% wet basis. After one month, a small creation of temperature gradient is obvious, as indicated by a small number of isotherm lines, and when the grains are stored longer than 3 months, a larger temperature gradient is seen. Note that at the 8-month storage, the temperature inside the bulk is reduced to be lower than that at 3-month storage. This result is affected by the change of weather condition: the ambient temperature is relatively cooler for the 8-month storage, resulting in more heat to be transferred to the environment.

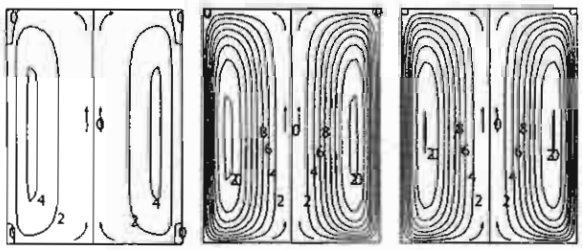
From this figure, it also can be seen that the high temperature zone is moved to the upper level. If the stored grains are extended for a longer period, we expect that the highest temperature is taken place above the middle region of the grain bulk. This part is reflected by the high-temperature air currents that move up to upper level.



one-month storage 3-month storage 8-month storage

Fig 4 Temperature distributions in grain bulk

Streamlines



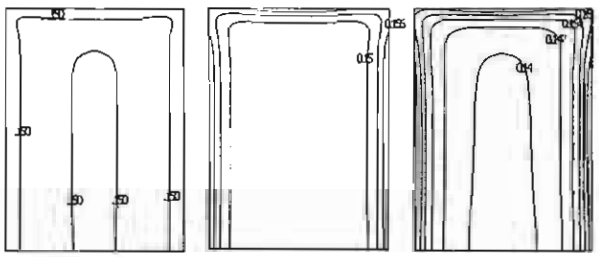
one-month storage 3-month storage 8-month storage

Fig.5 Streamlines during different periods of storage ($x10^{-6}m^3/s$)

Fig.5 presents the streamlines at different storage periods. The buoyancy driven airflow transports within the grain bulk in a way that it moves vertically up to the top part and then moves down near the inside of the wall. The natural convection flows are very low at the early storage period and become higher for a longer period, similar to temperature distribution. From Fig.5, it also gives qualitative picture that the vertically downward velocities are very high near the wall, as indicated by the streamlines close together, whilst the upward velocities near the centre of the silo are relatively lower.

Moisture distribution

The moisture migration in silo is absent at the one-month storage although there are a small temperature gradient and natural convective airflow. As the storage period is taken longer for 3 months, the moisture movement is shown up near the inside of the wall and at the top of silo where the moisture content of paddy increases to 15.6% wet basis. This reflects the effects of the temperature field and the flow field where the air rises from the warm central region to the upper surfaces. At 8-month storage, the moisture content of paddy changes to 16.1% wet basis at the periphery whereas the moisture content of paddy at the central region becomes lower than the initial value. According to these results, it indicates that the top and the inside of the wall of silo have the highest potential for grain spoilage and mould growth.

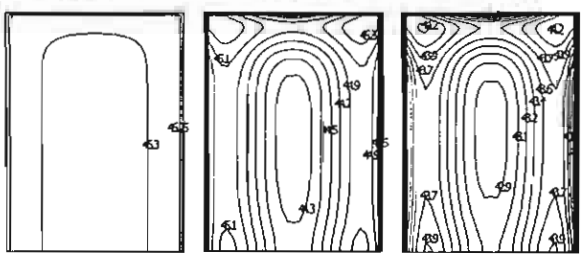


one-month storage 3-month storage 8-month storage

Fig.6 Distribution of moisture content of paddy during storage

Whiteness distribution

Colour of product reflects a sensation to human eye and the visual examination is the common method of evaluating the product quality. In view of commercial, the white colour for paddy is favourably preferred and is accepted for premium price. The change of colour, due to browning reactions, is caused by the reactive components in paddy to be activated under suitable storage condition.



One-month storage 3-month storage 8-month storage

Fig. 7 Whiteness distribution in the bulk during storage (initial moisture content of 15% wet basis)

As reported by several researchers for agricultural materials, the maximum browning rate occurs under the range of relative humidity of 70 to 80% (Prachayawarakorn et al., 2004; Rapusas and Driscoll, 1995).

In simulation, we assumed that the colour of stored paddy had an initial b-value of 11.5, corresponding to value of rice whiteness of 46.4. The combined effects of natural convective flow and temperature gradient produce more complex phenomenon of colour change than the moisture migration behaviour. The increases in relative humidity and temperature accelerate the development of yellow pigments, relating to lower value of whiteness. As shown in Fig.7, the value of whiteness around the exterior surface of the grain bulk is higher than that at the interior during which the grains were stored at the early period, presenting the dominant effect of relative humidity on lowering of whiteness value while the temperature effect is insignificant because the temperature difference between inner and outer is small.

However, when the larger temperature difference is notable for a longer period, the change of whiteness behaves differently with that found at the early period. In this case, the values of whiteness at the inner part of the grain bulk are almost lower than those at the outer part, except the colour of paddy at the periphery. The lower whiteness is caused by the temperature effect, which plays an important role in forming yellow pigment. In contrast, for the paddy being near the wall and at the top of the bulk, the temperature is less influential to the colour development, comparing to the relative humidity effect. The prevalent contribution of relative humidity stimulates the reactive components to be reacted and thus leads to relatively lower value of rice whiteness at those areas than at the inner part. This result can be illustrated in Fig. 7 for 3-month and 8-month storage.

Effect of initial moisture content

This section draws attention to the applicable developed models to explore how long the paddy can be kept, without deterioration of colour, when the paddy at different initial moisture content is stored. This information is very useful for the related industries to make sure that the paddy is still safe because a large amount of harvested paddy is directly transported to the industries and it may not be dried immediately due limitation of drying equipment, so that the remaining portion is placed on a concrete pad in the shade.

The simulated results shown in Fig.8 are presented in form of the average value. The average values of temperature and whiteness are respectively calculated by

$$\bar{T}=\frac{\iint T(r,z)2\pi r dr dz}{\iint 2\pi r dr dz} \quad (26)$$

$$\bar{W}=\frac{\iint W(r,z)2\pi r dr dz}{\iint 2\pi r dr dz} \quad (27)$$

The temperature in the bulk is strikingly increased with initial moisture content besides the storage period. The raid rise in temperature causes by the high respiration rate of paddy at elevated initial moisture content. This can be clearly illustrated in Fig. 8a by the case of initial moisture content of 24% wet basis at which temperature linearly strikes from 30°C at the beginning to 45°C after the fourth day of storage. As the initial moisture content becomes lower, the increasing rate of temperature is obviously lower. According to this result, it indicates that the limitation of storage period for high moisture level is thus governed by the temperature since the temperature determines the potential reactivity of active components. However, the relative humidity and temperature are comparatively important for the paddy sample at lower moisture content.

As shown in Fig.8b, the drop of whiteness value is very fast for initial moisture content of 24% wet basis and the yellowing rate is declined with lowering of initial moisture content. To obtain the acceptable white colour, the paddy at initial moisture contents of 24, 20 and 18% wet basis should not be kept longer than 4, 9 and 18 days, respectively, otherwise the colour of paddy in some places within bulk becomes lower than 35.

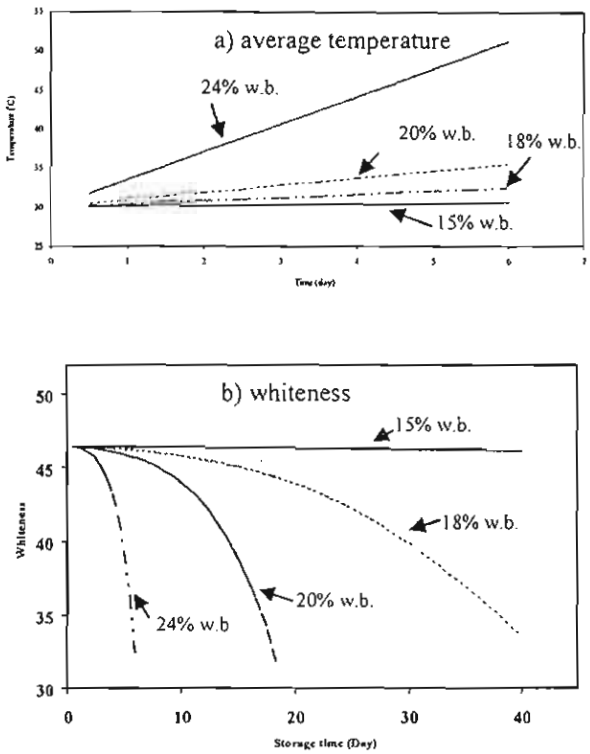


Fig 8. Changes of temperature and colour of paddy with storage time at different initial moisture contents

CONCLUSIONS

The temperature gradient is the main cause of moisture migration and natural convective air currents in the paddy bulk. Mathematical models for the heat, mass and momentum transfer, with incorporation of yellowing kinetics, are used to describe their changing behaviours

in the cylinder-shaped silo and the computational results reasonably agree with the published data. The amounts of air currents and water migration are very small at early storage period and become larger for a longer period, thereby gaining in moisture content of paddy at the outer region of the bulk. In contrast to water movement behaviour, the paddy located at the inner part of the bulk has a relatively more yellowness than at the outer part, except for the sample near the wall and at the top of the bulk. The simulation has been made further to investigate the initial moisture content effect and the results show a shorter storage period with higher initial moisture content if the colour of paddy is to maintain as white colour.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for supporting this work.

NOMENCLEATURE

C Specific heat, kJ/kg°C
D_{eff} Effective diffusivity of water vapour through grains, m^2/s
$\dot{M}L$ Rate of dry matter loss, kg/s
g Gravity vector, m^2/s
H Height of silo, m
h_v Heat of vaporisation, J/kg
k_{eff} Effective thermal conductivity of paddy, $W/m^{2o}C$
Q_r Heat from respiration, J/kg of dry matter
P pressure, pa
R Radius of silo, m
r Distance in radial direction, m
T Temperature, °C
t Time, s
v Velocity vector, m/s
W Moisture content of paddy, decimal dry basis, or Whiteness
z Distance in axial direction, m
ε Porosity
ρ Density, kg/m^3
ω Humidity ratio, kg water/kg dry air
κ Permeability of grain bulk, m
μ Viscosity of air, Pa s/m
β Volume expansivity of air, 1/K

Subscript

a Air
o Reference state
r Radial direction
s Paddy
z Axial direction

REFERENCES

J.D. Babbitt, Thermal Properties of Wheat in Bulk, Canadian Journal Res. 23(F), 388-401 (1945).

M.W. Freer, T.J. Siebenmorgen, R.J. Couvillion and O.J. Loewer, Modeling Temperature and Moisture Content Changes in Bunker-Stored Rice, American Society of Agricultural Engineers 33, 211-220 (1990).

H.J. Griffith, Bulk Storage of Grain: a Summary of Factors Governing Control of Deterioration, Melbourne, Australia, CSIRO Division of Mechanical Engineering, Report ED8 (1964).

J.P. Holman, Heat Transfer, 8th ed., McGraw-Hill, North America (1997).

M., Naupanich, V., Tapan, N., Tungpinijkul, P., Wuthisin, S., Songsermpong, S., Noosawad, Development of Steel Silo for Stored Paddy, Agricultural Farm Machinery (1993).

S., Prachayawarakorn, S. Sawangduanpen, S., Saynampheung, T., Poolpatarachewin, S. Soponronnarit, A. Nathakarakule, Kinetics of Colour Change during Storage of Garlic Slices as Affected by Relative Humidity and Temperature, Journal of Food Engineering 62, 1-7 (2004).

R.S. Rapusas and R.H. Driscoll, Kinetics of Non-Enzymatic Browning in Onion Slices during Isothermal Heating, Journal of Food Engineering 24, 417- 429 (1995).

T.I.P. Shih, R.T. Bailey, H.L.Nguyen and R.J. Roelke, Algebraic Grid Generation for Complex Geometries, International Journal of Mechanical Fluids 13, 1-31 (1991).

A.K. Singh and G.R. Thrope, A Solution Procedure for Three-Dimensional Free Convective Flow in Peaked Bulks of Grain, Journal of Stored Products Research 29, 221-235 (1993).

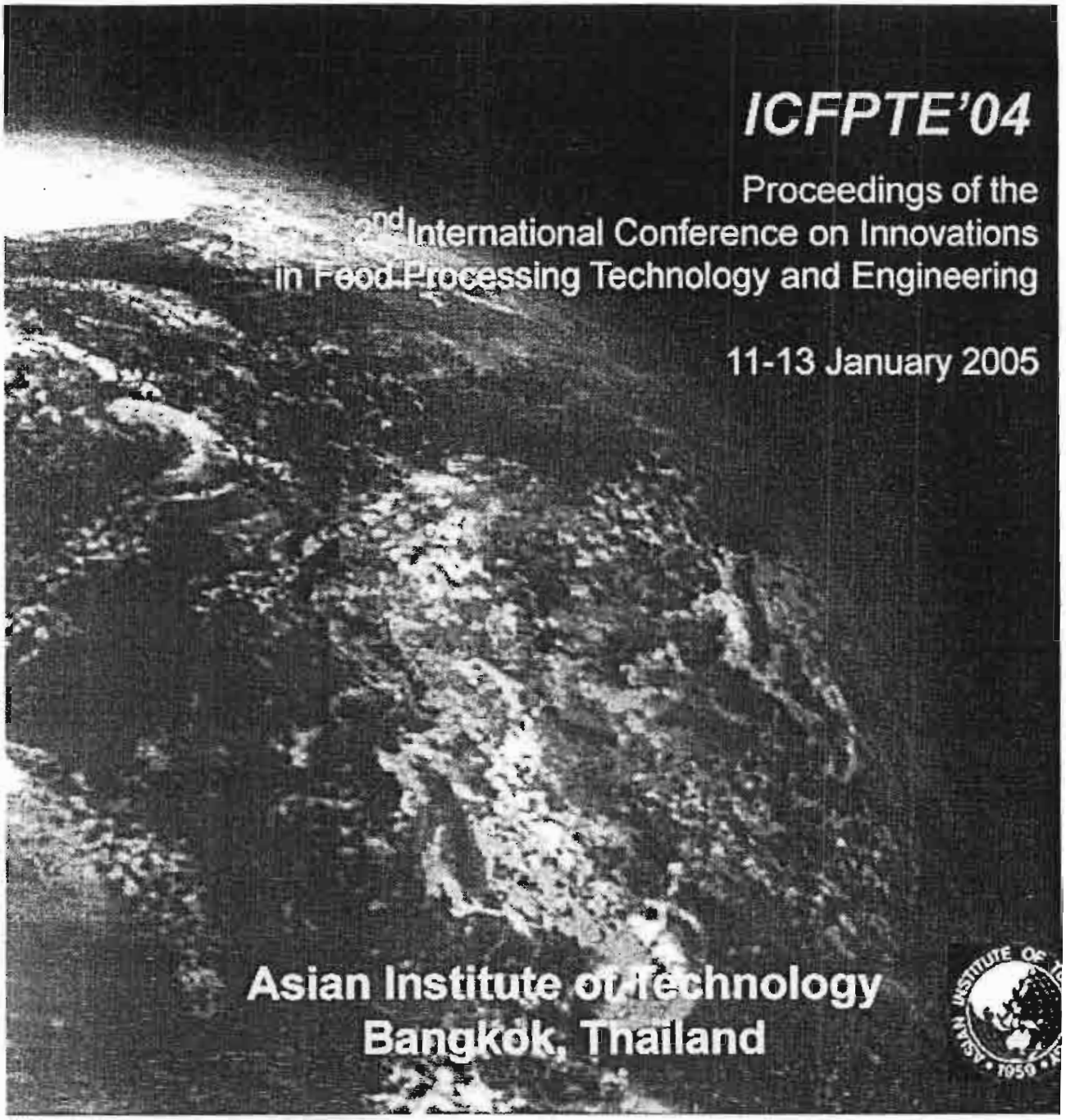
S. Soponronnarit, Srisubati, S., Yoovidhya, T, Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy, Journal of Stored Products Research 34, 323-330 (1998).

N.C.Teter, Grain Storage, Searca College, Philippines, (1985).

G.R. Thorpe, Modelling Moisture Migration in Stored Grains, ACIAR Proceeding No.17, Proceeding of an International Conference held at the FAO Regional Office for Asia and the Pacific, Bangkok Thailand 17 20 October 1995, 99-122.

Y.Tirawanichakul, Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Chaiwatpongskorn, W. and Soponronnarit, S., Experiments on In-store Paddy Drying under Tropical Climate: Simulation and Product Quality, Drying Technology 21, 1049-1064 (2003).

F.M. White, Fluid Mechanics, 3rd ed. McGraw-Hill, INC (1994).



ปีนเขา ศิริรัตน์ประดิษฐ์ เก็บ

MODELLING OF DEHYDRATION AND REHYDRATION KINETICS OF DURIAN

J. Jamradloedluk[1], A. Nathakaranakule[1], S. Soponronnarit[1], and S. Prachayawarakorn[2]

[1]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachautid Rd., Tungkru, Bangkok 10140, THAILAND

The kinetics of dehydration and rehydration of durian were investigated. Drying characteristics of durian slices were studied in the environment of hot air and superheated steam. The drying experiments were conducted at temperatures of 130-150°C and a drying medium velocity of 2.0 m/s. The experimental data were then fitted with two selected mathematical models: Page model and Fick's diffusion model. Effective diffusion coefficients were also determined and found to be affected by the medium type and temperature. The effective diffusion coefficient increased with increasing drying temperature. Sample dried by hot air had the higher diffusion coefficients than those dried by superheated steam. Peleg's equation was proposed to describe the rehydration behavior of dried durian during soaking in semi-skimmed milk at temperatures of 10, 25, and 40°C. A regular increase in water adsorption was noticed as the soaking temperature increased. Products dried at higher temperature had the higher initial moisture adsorption rate than those dried at lower temperature. The Peleg constant K_1 varied with the soaking temperature, while Peleg constant K_2 was almost unaffected by the soaking temperature. The Peleg model was observed to be well capable of predicting milk uptake process.

Keywords: Drying / Durian / Milk uptake / Superheated steam

Introduction

Durian (*Durio zibethinus* Murray) is one of the most popular and expensive tropical fruits in South-East Asia. Due to two facets of the fruit: its superlative flesh, which is highly nutritional; and its appearance, which resembles the throny thrones of Asian kings, durian is entitled "king of tropical fruit" (Subhadrabandhu and Ketsa, 2001). It is rich in carbohydrate, protein, fat, phosphorous, iron, and vitamin A. Thailand is considered one of the leaders in durian cultivation, and the world's largest producer and exporter of high quality durian. Responding to the government promotion for durian as a strategic export fruit, more Thai farmers have expanded their durian sites to 7.3% of the total crop area. Consequently, a slump in durian price is unavoidably occurred. This encourages seeking new processing for developing products from the excess of fresh fruit. Presently, one of the most popular processed durian is durian chip (deep-fried). Due to its high in oil content, however, conventional fried durian frequently causes rancid after a period of storage time.

Drying of food and agro-products is widely used for several purposes: developing value added products, extending shelf-life, reducing packaging and shipping costs, improving sensory attributes, encapsulating flavors and preserving nutritional value (Achanta, S., 1996). In recent years research has focused on the improvement of the quality of dried products, either by developing new drying processes, or by simulating and optimizing conditions of conventional processes. Drying kinetics of foods have been more extensively studied by numerous researchers. Since many dried products are consumed or further industrially used after rehydration, many studies have been published on the rehydration characteristics (Krokida and Marinos-Kouris, 2003; Machado et al., 1998; Lin et al., 1998). Much of the progress in rehydration has been made by analogy with dehydration process (Garcia-Reverter et al., 1994), several aspects of rehydration, however, cannot be satisfactorily addressed by simply reversing the phenomena that occur during drying. Rehydration of dried plant tissues is essentially a sorption process. However, because of the nonhomogeneity of the tissues and the complexity of the many physical and biochemical phenomena involved, mathematical modeling of the process kinetics is often based on empirical models.

The level of rehydration depends on the application. Most dried foods should undergo a full and fast rehydration in order to improve their characteristics before cooking, but other products, such as dried fruit pieces mixed with breakfast cereal, should remain crispy while immersed in milk for a short period. The present work is therefore aimed at analyzing and modeling dehydration-rehydration kinetics of durian slices undergoing superheated steam and hot air drying.

Material and Method

Experimental Setup

The experimental apparatus consists of five main components: a 31.5 kg/h boiler, a 13.5 kW heater, a 0.3×0.3×0.1 m^3 drying chamber, a fan driven by a 2.2 kW motor, pipe and valve systems. Such a drying system could be operated using either hot air or superheated steam. In case of using superheated steam, a valve connected to the boiler is opened for supplying steam into the system. Both drying media are heated by the heater and are forced to flow in parallel with a series of 0.28×0.28 m^2 mesh trays fitted in the drying chamber and then it is sucked by blower to recirculate within the system. Drying medium temperature is controlled by a PID-controller with an accuracy of ±1°C.

Materials

Durian CV. Monthong was purchased from a local market and sliced by an electrical slicer to 2.5 mm thick. The slices were then cut into blocks of 30 mm ×30 mm using a die. The initial moisture contents of durian flesh determined by the vacuum-oven drying method (AACC, 1995) was 294.5-364.9 %dry basis.

Method

Drying characteristic

Drying was performed at a drying medium velocity of 2.0 m/s and inlet drying temperatures of 130, 140, and 150°C. When the conditions of drying system reached steady state, the samples placed on the mesh tray were inserted into a drying chamber. Water loss from the samples was determined by weighing the sample tray outside the drying chamber every 5 minutes using an electronic balance (±0.01 g). The weighing procedure took not more than 15s. Dried durian slices were kept in a zipped plastic bag and kept in a desiccator overnight for further tests of quality attributes.

Diffusion Model

Fick's second law of diffusion was used to analyze the drying kinetic by assuming that diffusion coefficient is constant. The equation is written as

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D_{eff} \frac{\partial^2 M}{\partial x^2} \quad (1)$$

where M is the moisture content, x is the material thickness, t is the drying time, and D_{eff} is the effective diffusion coefficient.

For an infinite slab with the spatial uniform moisture distribution and negligible external mass transfer resistance, the solution of the eq. (1) is:

$$\frac{M - M_e}{M_i - M_e} = \sum_{n=0}^{n=\infty} \frac{8}{(2n+1)\pi^2} \exp\left(\frac{-D_{eff}(2n+1)^2\pi^2 t}{(L/2)^2}\right) \quad (2)$$

where M_e and M_i represent the equilibrium and initial moisture contents, respectively, and L is the material thickness.

The effective diffusion coefficient as a function of drying temperature is correlated by Arrhenius-type equation,

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (3)$$

where D_0 is the Arrhenius factor, E_a is the activation energy, R is the universal gas constant and T is the temperature in Kelvin.

Page Model

Page (1949) proposed an empirical modification of the exponential model by introducing a new coefficient "n" to the time term. This model has widely been utilized to simulate drying kinetic of for the thin layer drying of various fruits and vegetable. The model can be expressed as:

$$MR = \frac{M - M_e}{M_i - M_e} = \exp\left(-kt^n\right) \quad (6)$$

where k is the drying rate constant (min^{-1}), t is the drying time (min), and n is the exponential.

Rehydration behavior

Milk uptake of dried sample was determined by immersing pre-weighted 4 samples in a 600-mL beaker containing 400 mL of UHT semi-skimmed milk. Milk was preconditioned to 10, 25, and 40°C in a water bath and agitated by means of a magnetic stirrer. After selected times (0, 0.5, 1, 1.5, 3, 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 90, 120, 150, 180, 240, 300, 360, 420, 480, 600 min), the samples were gently blotted on the paper towel to remove surface milk and weighted by a balance with accuracy of ±0.0001 g.

Rehydration model

Peleg model

Since the laws of diffusion are complex and involve numerous functions and parameters, they are not convenient for practical computations under most situations. Therefore, a two-parameter, non-exponential empirical equation (Eq. 7) was proposed by Peleg (1988) to model water adsorption characteristics of food materials and become know as the Peleg equation:

$$M(t) = M_0 + \frac{t}{K_1 + K_2 t} \quad (7)$$

where M(t) is the moisture content of the material at soaking time t (% dry basis), M_0 is the initial moisture content of the material (% dry basis), t is the soaking time (min), K_1 and K_2 are Peleg constants.
As $t \rightarrow \infty$

$$M_e = M_0 + \frac{t}{K_2} \quad (8)$$

where M_e is the equilibrium moisture content (% dry basis). The equation 8 can also be transformed to the linear relationship:

$$\frac{t}{M(t) - M_0} = K_1 + K_2 t \quad (9)$$

where $1/K_1$ is the initial rate of adsorption. The unit of K_1 is hr/% weight and that of K_2 is the reciprocal of % weight.

The estimated Peleg constants K_1 and K_2 and the temperature dependence of the constants can be obtained by nonlinear regression analysis.

Statistical test methods

In order to evaluate the adequacy of the fit obtained by using the mathematical models to simulate the experimental data, different criteria are used in literature. In this study, R^2 and RMSE were used to determine the adequacy of the model fit. Root mean square error can be calculated as following:

$$RMSE = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^{N} (MR_{pre,i} - MR_{exp,i})^2 \right]^{1/2}$$

where $MR_{exp,i}$ stands for the experimental moisture ratio found in any measurement and $MR_{pre,i}$ is moisture ratio predicted for this measurement. N and n are the number of observations and the number of constants respectively (Demir et al., 2004; Togrul and Pehlivan, 2004).

Results and Discussions

Drying characteristic

A regular drying curves of durian slices depicted in Fig.1 showed that the water removal rate could be enhanced by drying with hot air and/or drying at higher temperature. This can be described by the fact that higher drying temperature induces higher moisture diffusion corresponding to Arrhenius's equation.

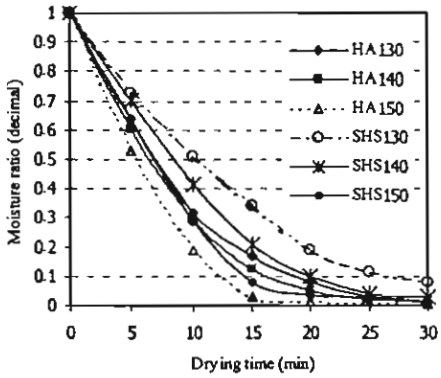


Figure 1. Drying curve of durian at different drying conditions

Diffusion model

Arrhenius factors (D_0), energy of activity (E_a) as well as r^2 and RMSE are presented in Table 1. The temperature dependence of effective diffusion coefficients can be written as:

$D_{eff} = 1.67\times10^{9}\exp(-737.49/T)$ for hot air drying

$D_{eff} = 1.41\times10^{9}\exp(-848.09/T)$ for superheated steam drying

Table 1. Arrhenius factors and energy of activity for different drying conditions

Drying condition	$D_0\times10^9$ (m^2/s)	E_a (kJ/kg)	r^2
HA-130	1.67	6131.50	0.9758
HA-140			0.9831
HA-150			0.9824
SHS-130	1.41	7051.05	0.9770
SHS-140			0.9851
SHS-150			0.9832

Page model

The estimated parameters k and n of Page's equation were shown in Table 2. The values of k and n can be expressed as a function of drying temperature for both drying media. The best polynomial fitting for constant parameters was obtained by curvilinear regression.

for hot air drying:

$k = -2.98\times10^{-1} + 5.27\times10^{-3}T - 1.9\times10^{-5}T^2$

$n = 12.03 - 1.64\times10^{-1}T + 6.23\times10^{-4}T^2$

($r^2 = 0.998$; RMSE = 1.54×10^{-2})
for superheated steam drying:
$k = 0.48 + 6.19\times10^{-3}T - 2.2\times10^{-5}T^2$
$n = -1.05 + 1.95\times10^{-2}T - 1.6\times10^{-5}T^2$
($r^2 = 0.991$; RMSE = 7.76×10^{-2})

Table 2. Page's equation constants at different drying conditions

Drying condition	k	n	r^2	RMSE
HA130	0.0631	1.2422	0.9997	0.0083
SHS130	0.0421	1.2130	0.9989	0.0107
HA140	0.0640	1.2839	0.9999	0.0036
SHS140	0.0385	1.3642	0.9997	0.0057
HA150	0.0610	1.4502	0.9997	0.0085
SHS150	0.0392	1.5121	0.9991	0.0106

To compare and validate the applicability and accuracy of the diffusion and Page models, the experimental and predicted moisture ratios for selected drying conditions were shown in Fig. 2. Validation of the diffusion model showed some deviations by under-predicting at the early stages of drying and over-predicting at the later stages of drying. Page's model, on the other hand, provided excellent fit for the data under all conditions tested with higher r^2.

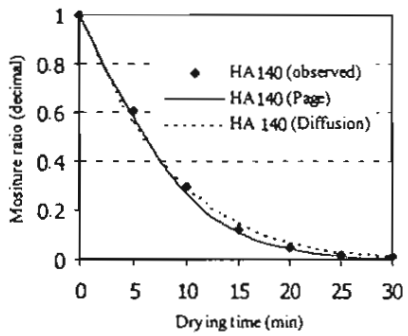


Figure 2. Comparison of the experimental and predicted moisture ratio of durian at selected drying condition

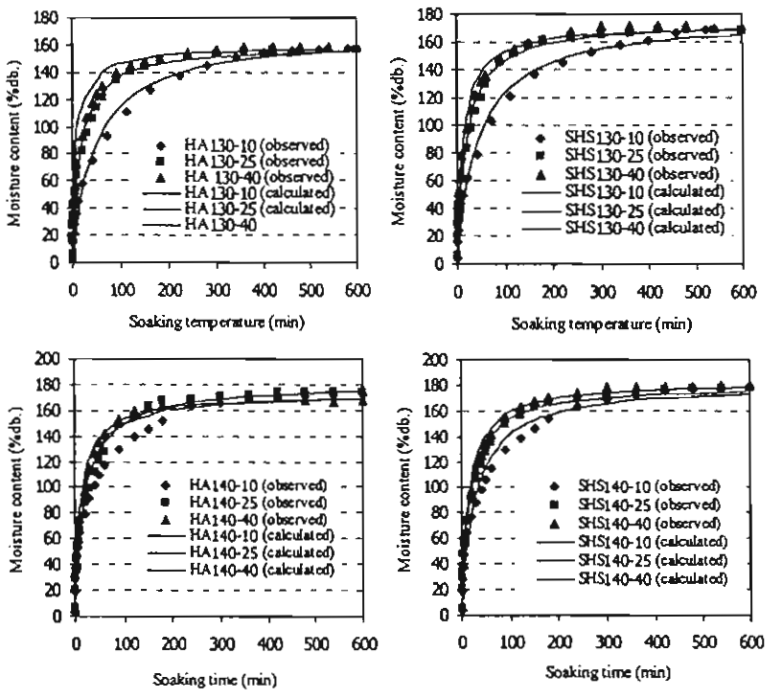
Rehydration characteristic

Rehydration can be considered as a measure of the injury to the material caused by drying and treatment proceeding dehydration. Rehydration of dried

plant tissues is composed of three simultaneous processes: the imbibition of water into dried material, the swelling and the leaching of solubles (Mcminn and Magee, 1997.) It is generally accepted that the degree of rehydration is dependent on the degree of cellular and structural disruption. During drying, Jayarman et al. (1990) observed irreversible cellular rupture and dislocation, resulting in loss of integrity and hence, a dense structure of collapsed, greatly shrunken capillaries with reduced hydrophilic properties, as reflected by the inability to imbibe sufficient water to rehydrate fully.

Peleg model

Peleg's equation was used to model rehydration characteristics of dried durian and a comparison between observed and calculated values is illustrated in Fig. 3. As shown, the rate of water adsorption was initially rapid and gradually slowed down to the equilibrium moisture content. Higher rehydration rate can be achieved at the higher milk temperature. This is due to the fact that the higher soaking temperature promotes faster water diffusion within the product through swelling and plasticizing of cell membrane and due to lower viscosity of the medium (Lazarides and Mavroudis, 1996; Oliveira and Ilincanu, 1999)



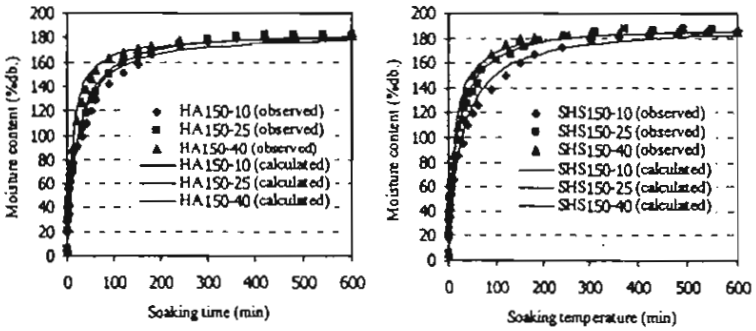


Figure 3. Experimental and predicted moisture content at different soaking temperatures

Moreover, the rehydration rate as well as rehydration ratio of dried durian slices were accelerated by drying the samples at the higher temperature. This was because drying at higher temperature provided products with more porous structure, thus facilitating rehydration.

The proposed model was fitted to the experimental data and the estimated constants K_1 and K_2 as well as the corresponding values of the r^2 are summarized in Table 3. It was observed that the Peleg constant K_1 decreased as the soaking temperature increased. The constants K_2, however, were found to be unaffected by soaking temperature. The temperature dependence of Peleg constant K_1 has been determined and the relationship can be described as

$K_1 = 0.0002T^2 - 0.0158T + 0.3817$; $r^2 = 0.9927/98.54$ for durian dried at 130°C

$K_1 = 0.0003T^2 - 0.0038T + 0.1859$; $r^2 = 0.9412/88.59$ for durian dried at 140°C

$K_1 = -0.000018T^2 - 0.0016T + 0.1543$; $r^2 = 0.9792/95.88$ for durian dried at 150°C

The model indicated a good fit for the immersing temperatures of 25 and 40°C. Nevertheless, much over-predicted fits were noticed for immersing temperatures of 10°C, especially for durian dried at 140 and 150°C.

The equilibrium moisture content of the soaked durian has not reached the moisture content of raw materials, indicating that the rehydration is not a reversible procedure of dehydration. This is because structural damage and cell shrinkage occurring during drying result in a loss of rehydration ability. The maximum moisture of rehydrated durian slices is approximately 75-85% of the initial moisture content of raw samples.

Table 3. Peleg's equation constants K_1 and K_2 at different conditions

Drying condition	Soaking temperature (°C)	K_1	K_2	r^2
HA130	10	0.2581	0.0058	0.9820
	25	0.1113	0.0065	0.9807
	40	0.0826	0.0065	0.9883
SHS130	10	0.2301	0.0060	0.9695
	25	0.1198	0.0059	0.98.36
	40	0.0782	0.0060	0.9779
HA140	10	0.1374	0.0058	0.9612
	25	0.1191	0.0057	0.9809
	40	0.0746	0.0060	0.9846
SHS140	10	0.1646	0.0057	0.9558
	25	0.1000	0.0058	0.9798
	40	0.0876	0.0057	0.9835
HA150	10	0.1324	0.0055	0.9682
	25	0.1128	0.0055	0.9820
	40	0.0583	0.0057	0.9853
SHS150	10	0.1409	0.0054	0.9749
	25	0.0940	0.0054	0.9811
	40	0.0657	0.0055	0.9837

Conclusions

Dehydration kinetics of raw durian slices were described using two different models. Validation of the diffusion model showed some deviations by under - predicting at the early stages of drying and over-predicting at the later stages of drying. The Page model clearly improved the drying prediction in comparison with the results obtained by using the diffusion model. Drying rate could be accelerated by using higher drying temperature and/or hot air in place of superheated steam. Peleg's equation was proposed to characterize the rehydration attributes of dried durian during immersing in semi-skimmed milk at temperatures of 10, 25, and 40°C. Initial water adsorption rate increased with increasing milk temperature. Products dried at higher temperature had the higher initial moisture adsorption rate than those dried at lower temperature. The Peleg constant K_1 varied with the soaking temperature, while Peleg constant K_2 was almost unaffected by the soaking temperature. The Peleg model was observed to be well capable of predicting milk uptake process.

Acknowledgement

The authors would like to express their appreciation to The Thailand Research Fund for financial support.

References

Achanta, S. 1996. Predicting the quality of dehydrated foods and biopolymers-research needs and opportunities. Drying Technology. 14(6): 329-368.

Demir, V., Gunhan, T., Yagcioglu, A.K., and Degirmencioughu, A. 2004. Biosystems Engineering. 88(3): 325-335.

Gracia-Reverter, J., Bourne, M.C., and Mulet. A. 1994. Journal of Food Science. 59(6): 1181.

Jayaraman, K.S., Das Gupta, D.K., and Babu Rao, N. 1990. Effect of pretreatment with salt and sucrose on the quality and stability of dehydrated cauliflower. International Journal of Food Science and Technology. 25: 47-60.

Krokida, M.K. and Marinos-Kouris, D. 2003. Rehydration kinetics of dehydrated products. Journal of Food Engineering. 57: 1-7.

Lazirides, H.N. and Mavroudis, E. 1996. Kinetics of osmotic dehydration of a high shrinking vegetable tissue in a salt–free medium. Journal of Food Engineering. 30: 61-74.

Lin, T.M., Durance, D., and Scaman, C.H. 1998. Characterization of vacuum microwave, air and freeze dried carrot slices. Food Research International. 31(2): 111-117.

Machado, M.D.F., Oliveira, F.A.R., Gekas, V., and Singh, R.P. 1998. Kinetics of moisture uptake and soluble solids loss by puffed breakfast cereals immersed in water. International Journal of Food Science and Technology. 33: 225-237.

McMinn, W.A.M. and Magee, T.R.A. 1997. Physical characteristics of dehydrated potatoes-Part II. Journal of Food Engineering. 33: 49-55.

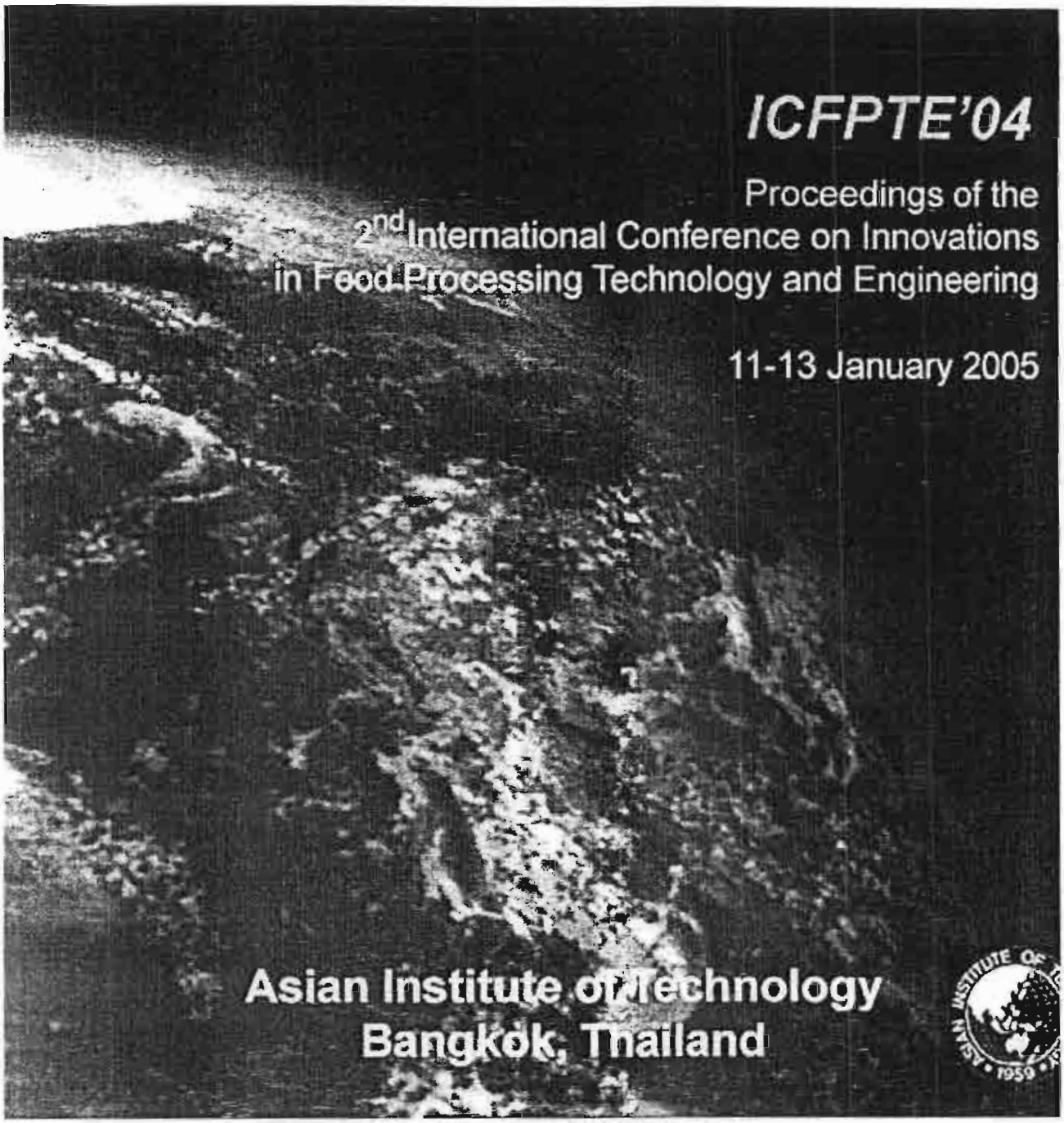
Oliveria, A.R.F. and Ilincanu, L. 1999. Rehydration of dried plant tissues: basic concepts and mathematical modeling. In Processing foods - quality optimization and process assessment edited by Fernanda A.R. Oliveirea, Jorge C. Oliviera, Marc E. Hendrickx, Deitrich Korr, and Leon G.M. Gorris. CRC Press LLC.

Page, G.E. 1949. Factors influencing the maximum rates of air drying shelled corn in thin-layers. MS thesis, Department of Mechanical Engineering, Purde University, Purde.

Peleg, M. 1988. An empirical model of the description of moisture sorption curves. Journal of Food Science. 53(4): 1216-1219.

Subhadrabandhu, S. and Ketsa, S. 2001. Durian King of Tropical Fruit, CABI Publishing.

Togrul, I.T. and Pehlivan D. 2004. Modelling of thin layer drying kinetics of some fruits under open-air sun drying process. Journal of Food Engineering, 65: 416-425.


ICFPTE'04
Proceedings of the
2nd International Conference on Innovations
in Food Processing Technology and Engineering
11-13 January 2005
Asian Institute of Technology
Bangkok, Thailand

DRYING OF PADDY USING RICE HUSK AS ADSORBENT

Kittisak Witinantakit[1], Somkiat Prachayawarakorn[2], Adisak Nathkaranakule[1] and Somchart Soponronnarit[1]

[1]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachautid Rd., Tungkru, Bangkok 10140, Thailand

This research is to study paddy drying using rice husk as an adsorbent medium. The effects of the volumetric mixing ratio between rice husk and paddy and initial moisture content of rice husk on the desorption characteristics and final moisture content of paddy were investigated. The experiments were conducted in closed insulated plastic vessels to dry 33% dry-basis paddy by using rice husk at the volumetric mixing ratios of 0.8:1, 1.5:1, and 2.0:1, initial moisture contents of 11.5, 4.5, 2.5 and 0.6% dry-basis. The experimental results showed that rice husk with low initial moisture content decreased the moisture of paddy faster than that with high initial moisture content. The high mixing ratio resulted in faster moisture desorption rate of paddy compared to the case of low mixing ratio. Considering dried paddy qualities, the method of desorption using rice husk can maintain head rice yield and whiteness the same value as found in the reference samples which were dried by shade drying.

Keywords: dehydration, desiccant, quality

Introduction

Moisture content of paddy is usually harvested at 25% dry-basis. On some occasion, it can be up to 33% dry-basis, especially for the rainy season. The most important quality determinant of paddy is the moisture content because storage of moist paddy causes the grain deterioration and the good management of harvested paddy is therefore important to reduce grain deterioration. Moisture content of paddy must be reduced to a range of 15 to 16.5% dry-basis, which is a safe moisture level for prolong storage. (Soponronnarit and Nathkaranakule 1990) Hot-air drying is likely to be an appropriate method for countries in tropical zone, in order to reduce rapidly the moisture content before grain damage.

In the time of harvest, however, a massive amount of moist paddy from cultivation areas is transported to the rice mills and some rice mills may occasionally have a limited drying capacity, and delay of paddy drying is unavoidable, resulting in deterioration of paddy quality. Mixing adsorbent with moist paddy is an alternative approach to reduce moisture content to a certain level before it is dried by mechanical dryer. This method does not want the heat to remove the moisture and the corresponding grain quality, which is usually sensitive to heat, may possibly be not degraded. In adsorption process, a desiccant may adsorb moisture from air or release moisture to the air depending on the vapor pressure difference between the water vapor in the air stream and the water vapor near the adsorbent. If the partial vapor pressure is greater in the adsorbent than in the surrounding atmosphere, the water is then released from the adsorbent. On the other hands, if the partial vapor pressure in the adsorbed becomes lower, water is extracted from the air by the adsorbent, and the corresponding water concentration in the air is decreased. The adsorption process is stopped when the adsorbent reaches the saturation for a given set of conditions. The amount of water adsorbed on the desiccant at this point is known as equilibrium capacity (ASHRAE 1993).

Many researchers (Yamaguchi and Kawasaki 1994, Sturton, Bilanski, and Menzies 1981 and 1983) have shown that the final moisture content of the grain was dependent on the initial moisture content of grain and desiccant type and on the mass ratio. In addition, high initial temperature and small size of desiccant led to high removal rate of moisture (Raghavan 1988).

Rice husk, as waste material from milling process, is generally available and low price. Rice husk is also a very light material when compared to paddy and it can be separated easily from the paddy after the equilibrium state is reached. In this work, rice husk is therefore used as adsorption medium to remove moisture from paddy. The aims of this work are to study the effects of mixing ratio between rice husk and paddy, initial moisture content and temperature of rice husk on moisture changes in paddy and qualities of dried paddy in terms of head rice yield and whiteness.

Material and Methods

A closed insulated plastic vessel with an inner diameter of 18cm, an inner height of 22cm and insulated thickness of 10 cm was used to dry wet paddy by using rice husk. The long grain paddy (Suphanburi 1 *indica* variety) was rewetted to a calculated moisture content of 30-33% dry-basis, and kept in a cool storage at a temperature range of 4-6°C for a week. For the rice husk, four initial moisture contents, 11.5, 4.5, 2.5 and 0.6% dry-basis were prepared, the highest value being the equilibrium moisture content at normal temperature. To obtain the desire moisture content of rice husk which is lower than equilibrium value, the rice husk at 11.5% dry-basis was dried overnight using hot air oven at different conditions where the temperatures of 45, 60 and 90°C were required for 4.5, 2.5 and 0.6% dry-basis, respectively.

Before conducting the experiments, paddy was left in the ambient atmosphere until grain temperature was closed to ambient air temperature. Paddy was then mixed with rice husk on the following conditions: the volumetric mixing ratios between rice husk and paddy of 0.8:1, 1.5:1, and 2.0:1 (corresponding to mass ratios of 0.14:1, 0.26:1, and 0.34:1) and the initial rice husk temperatures of 33, 45, 60, and 90°C. The mixture of paddy and rice husk was packed and sealed in the closed insulated plastic vessel. Temperatures of the mixture were measured by K-type thermocouple connected to a Yogokawa data logger with an accuracy of ±1°C. Each of the closed insulated plastic vessels was opened at drying times of 1, 3, 5 and 7 hours and the mixture was separated by electric fan. The moisture contents of paddy and rice husk were determined by the hot air oven method at 103°C for 72 hours, according to (AOAC 1995). The moisture content of paddy, which was still higher 16.5% dry-basis after desorption process, was then dried by ambient air ventilation until it reached 16.5% dry-basis. Qualities of paddy in terms of head rice yield and whiteness were determined and compared to the reference samples, which were dried by shade drying.

Results and Discussion

Change of Temperature

The temperatures of mixture within closed vessels at different temperatures of rice husk were shown in Fig. 1. After mixing, the temperatures within vessels at the beginning were at 30, 33, 35 and 38°C, corresponding to rice husk temperatures of 33, 45, 60 and 90°C, and the increase of temperature was small after that, approximately 2 or 3°C rise. These results imply that the processes mostly occur at isothermal condition.

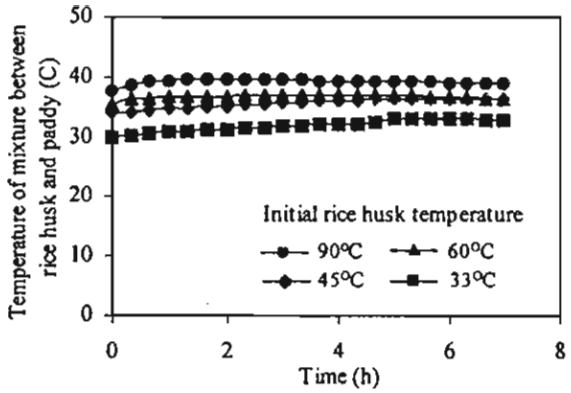


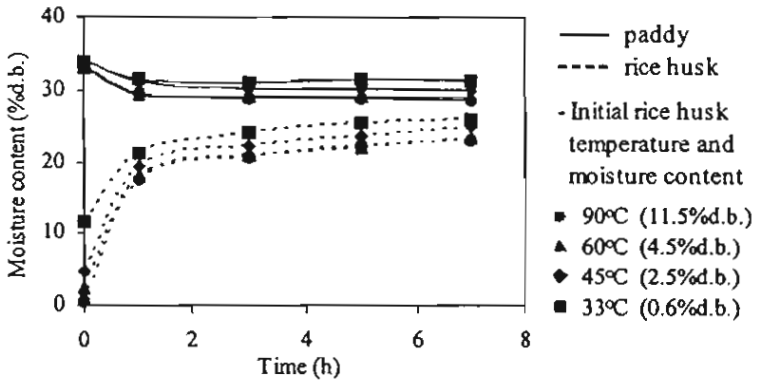
Figure 1. Temperature change of mixture between rice husk and paddy at volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5

Effects of Initial Moisture and Temperature of Rice Husk on Paddy Moisture Content

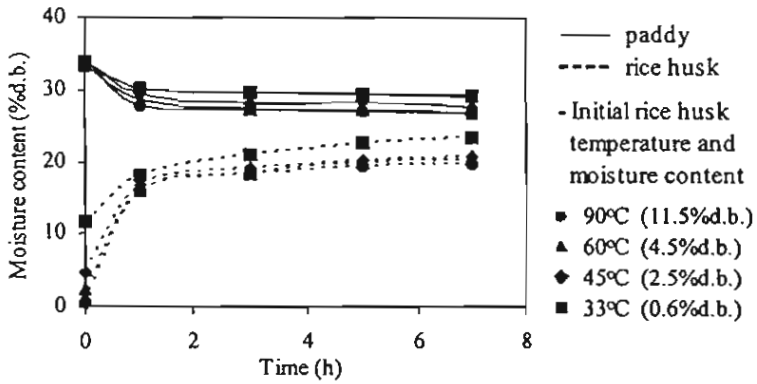
Figure 2 showed the effects of the initial moisture and temperature of rice husk on removal rate of moisture of paddy. Moist paddy, when desorped using lower moisture content of rice husk, had a faster rate of dehydration than that using higher moisture of rice husk. This was because the larger partial pressure difference of water vapour or, in other words, the larger difference of vapour concentration between rice husk and moist paddy induced the rice husk quickly adsorbing the moisture which was released from the paddy. Such explanation can be illustrated by the case of using rice husk temperatures of 33 and 45°C, corresponding to initial moistures of rice husk of 11.5, 4.5% dry-basis, respectively. When initial moisture content of rice husk was lower i.e. 2.5 (60°C) and 0.6% (90°C) dry-basis, the moisture desorption curves of both cases were almost superimposed, despite higher temperature of rice husk to be employed which correspondingly provides the higher temperature of mixture, and these findings emphasized the less important effect of initial temperature of rice husk on the desorption rate of paddy. Such phenomenon occurring in the simultaneous processes of desorption and adsorption is radically different to that found in drying with hot air where the temperature is a main driving force to accelerate the water movement. The possible explanation of the difference is that the water concentration surrounding the paddy and rice husk within the closed vessel is high, nearly almost saturation, while the low water concentration surrounds the sample throughout the operation for convective drying method where the hot air

flows through the solid bodies. In the desorption-adsorption processes, the limitation of water removal rate in this circumstance is thus governed by the external mass transfer resistance.

As observed from Figure 2, it is interesting to note that the reduction in moisture content of paddy was very rapid at the first 2 hours of drying time and almost nil afterwards whether the initial moisture content of rice husk used in this study was low or high. To get the lower moisture content of paddy, the new rice husk should therefore be replaced in every two hours.



(A) Volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 0.8



(B) Volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5

Figure 2. Moisture change of paddy and rice husk at various initial moistures and temperatures of rice husk

Effect of Mixing Ratios between Rice Husk and Paddy on Moisture Change

The experimental results shown in Fig. 3 indicated that an increase of mixing ratio from 0.8 to 1.5 resulted in the higher rate of moisture reduction and the subsequent lower final moisture content of paddy. This is due to greater amount of rice husk that provides higher area to adsorp the surrounding water vapour. However, the mixing ratio effect became less important at the mixing ratio beyond 1.5 and this fact might possibly be explained by a couple of reason Firstly, the moisture movement inside paddy is limited by the mechanisms of internal diffusion although the vapour concentration surrounding the paddy was lower with larger amount of mixing ratio. This behaviour is similar to that found in hot air drying where the increase in air velocity does not affect the drying rate of sample for which the diffusion mechanisms are dominated. Another reason might be because the contact area between rice husk and paddy is not improved as mixing ratio increased beyond 1.5.

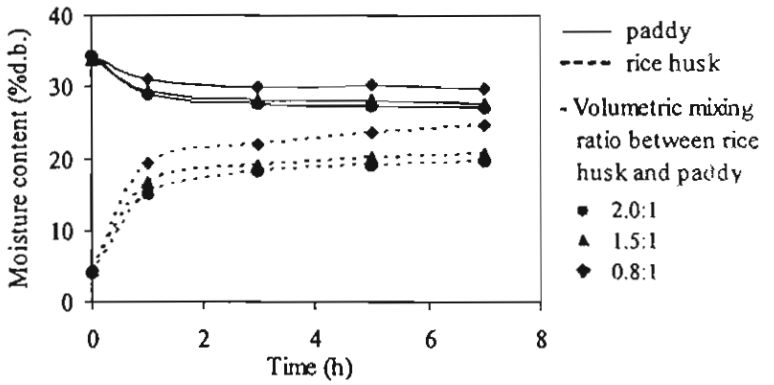


Figure 3. Moisture change of paddy and rice husk at various mixing ratios at initial rice husk temperature of 45 ℃

Head Rice Yield and Whiteness of Paddy

Head rice yield and whiteness obtained from the desorption process at different conditions were shown in Tables I and II, respectively. The head rice yield and whiteness of rice sample were insignificantly different to those found from the reference samples which were dried by shade drying.

Table I. Head rice yield of rice at various experimental conditions

Initial rice husk temperature(°C)	*Volumetric ratio between rice husk and paddy*			*Reference*
	0.8	1.5	2.0	
33	58.1±0.13	58.5±0.11	58.5±0.15	58.1±0.26
45	57.5±0.36	57.8±0.08	57.9±0.46	
60	58.8±0.44	58.9±0.45	58.9±0.15	59.7±0.05
90	58.5±0.35	59.5±0.21	60.2±0.05	

Table II. Whiteness of rice at various experimental conditions

Initial rice husk temperature(°C)	*Volumetric ratio between rice husk and paddy*			*Reference*
	0.8	1.5	2.0	
33	55.5±0.46	55.8±0.20	56.2±0.50	56.0±0.21
45	55.4±0.20	56.0±0.57	55.9±0.35	
60	57.2±0.47	58.6±0.42	58.0±0.40	58.4±0.30
90	58.2±0.26	57.6±0.40	57.3±0.42	

Conclusions

Rice husk used as an adsorbent can reduce moisture from 33% dry-basis to a certain level. The acceleration of desorption process was accomplished by increasing volumetric mixing ratio but not beyond 1.5:1 and reducing the initial moisture content of adsorbent. After 2 hours of operation, the paddy should be separated from the rice husk and then mixed again with the new one. The suitable volumetric mixing ratio was around 1.5:1. The head rice yield and whiteness of paddy dried by this technique were not changed from the reference samples.

Acknowledgement

The authors would like to express their appreciation to the Thailand Research Fund for financial support.

References

Soponronnarit, S. and Nathakaranakule, A. 1990. Field experience of in-store drying of paddy under tropical climates, The 13th Proc. ASEAN Seminar on Grain Postharvest, 183-196. Brunai Darussalam.

Yamaguchi, S. and Kawasaki, H. 1994. Basic research for rice drying with silica gel, Drying Technology. 12(5):1053-1067.

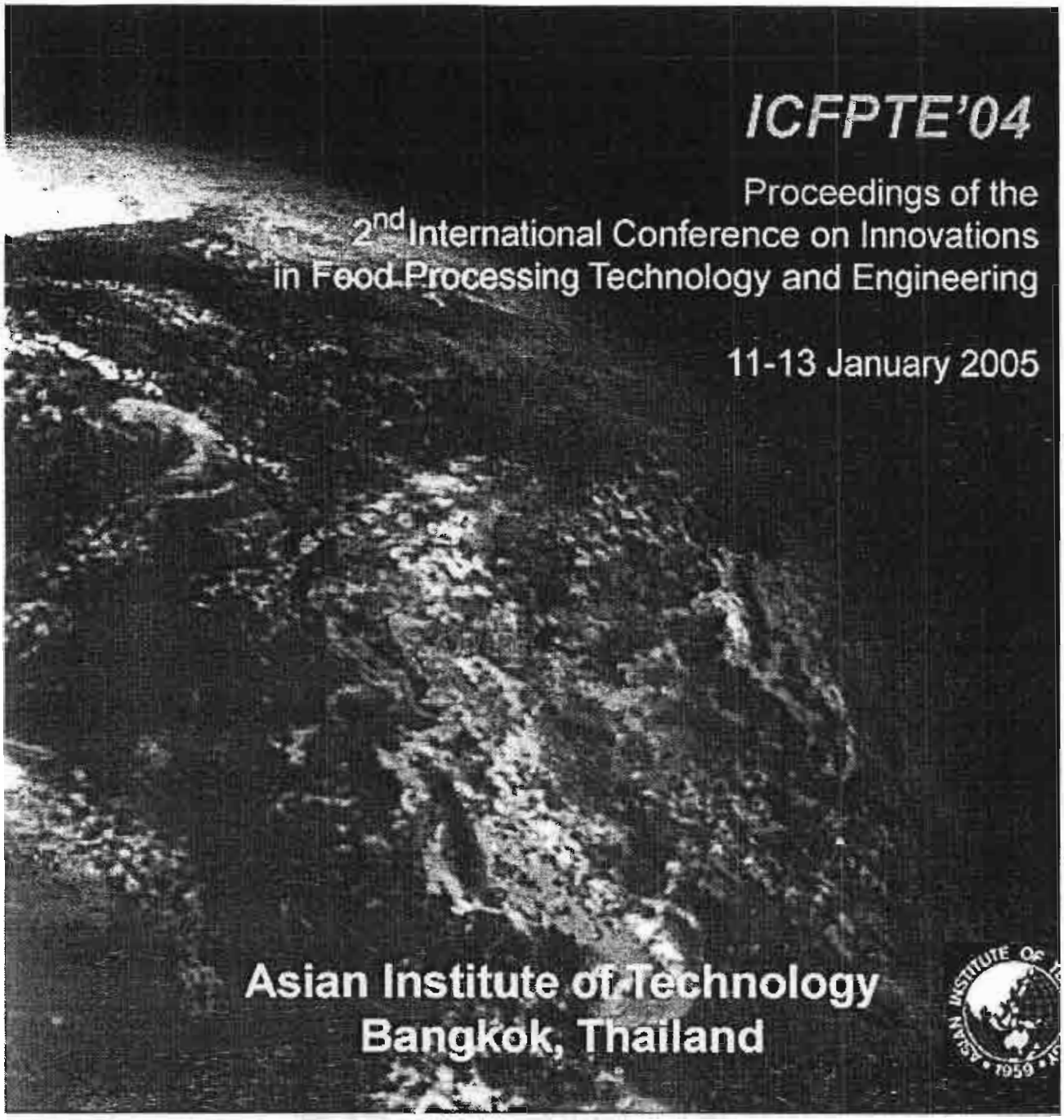
Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1983. Moisture exchange between corn and the desiccant bentonite in an intimate mixture. Canadian Agricultural Engineering. 25(1):139-141.

Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1981. Drying of cereal grains with the desiccant bentonite. Canadian Agricultural Engineering. 23:101-103.

Raghavan, G.S.V., Alikhani, Z., Fanous, M. and Block, E. 1988. Enhanced grain drying by conduction heating using molecular sieves. Transactions of the ASAE. 31(4):1289-1294.

AOAC, 1995. Official methods of analysis 16th edn. Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.

American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, 1993. 1993 ASHRAE Handbook: Fundamentals. Atlanta, GA: ASHRAE, pp. 19.1-19.6.


ICFPTE'04
Proceedings of the
2nd International Conference on Innovations
in Food Processing Technology and Engineering
11-13 January 2005
Asian Institute of Technology
Bangkok, Thailand

DRYING KINETICS AND PHYSICAL PROPERTIES OF DRIED PORK USING TWO-STAGE TECHNIQUES

Narong Uengkimbuan[1], Somchart Soponronnarit[1], Somkiat Prachayawarakorn[2] and Adisak Nathkaranakule[1]

[1]School of Energy and Material, [2]Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

Drying pork using combined techniques would produce superior quality with high value added The objective of this research is to study the drying kinetics and physical properties of pork dried using two-stage techniques. A drying process consists of superheated steam or hot air drying at a temperature of 150°C in the first stage followed by heat pump drying at a temperature of 50°C. The physical properties studied are color, shrinkage and hardness of dried product. Experiments were conducted at the following conditions: at the first stage drying, samples were dried by superheated steam or hot air from the initial moisture content of 76.5%w.b. to the final moisture contents of 30, 40, 50, and 60%w.b., respectively, and subsequently dried by heat pump dryer at low temperature to the final moisture content of 20%w.b. The analysis of variance was used to quantify the effect of processing methods on the physical properties of dried pork by using the significant level at $p<0.05$. The experimental results show that pork dried using superheated steam at the first stage drying gives lower drying rate in the second stage drying, less shrinkage, more reddish and higher hardness value than that dried using hot air at the first stage. The physical properties of dried product depend on the intermediate moisture content of the drying process where the higher intermediate moisture content results in the lower shrinkage, less reddish and higher hardness value.

Keywords: Dehydration, Heat pump, Meat, Quality, Superheated steam

Introduction

Proteins are fundamental components of all living cells and include many substances, such as enzymes, hormones, and antibodies. They are essential in the diet of animals for the growth and repair of tissue and can be obtained from foods such as meat, fish, eggs, milk, and legumes. Muscles of meat comprise of approximately 75% water. To preserve meat quality, drying is needed. There are many types of drying method such as solar drying, hot air drying, vacuum drying, infrared drying, microwave drying. Recently, superheated steam has been applied to dry the agricultural products and the results shows superior physical properties of dried products.

Superheated steam drying has the following advantages over heated air-drying on account of high energy efficiency, the possibility of re-use of the latent heat of evaporation, better pollution control, absence of oxygen, eliminating the risks of explosions and burning, and high heat transfer coefficient, leading to less drying time (Wimmerstedt, 1994). On the other hand, the disadvantages of the superheated steam drying are that the product temperature is generally higher than 100°C, which may cause damage to heat sensitive products; therefore, using superheated steam as drying medium is more appropriate for drying non-food materials. In the present, superheated steam drying is interesting for food industries by the reason of higher product qualities such as higher porosity and lower shrinkage of products (Moreira. 2001, and Li. et al. 1999).

In our previous work (Uengkimbuan et al. 2003), we found that pork dried using superheated steam gives the high qualities in terms of low shrinkage, more redness value than that dried using hot air at high temperature (about 120 -160°C). However, drying with high temperature for a long time had direct effects on meat product qualities such as loss of nutritional value because of protein denaturation, discoloration, and structure degradation of dried products. To improve the product qualities, Namsanguan et al. (2003, 2004) reported that two-stage drying technique (superheated steam drying followed by heat pump drying) for dried shrimp gave the better qualities of dried products than that dried by only superheated steam drying. By these reasons, two-stage drying (first stage drying with high temperature followed by low temperature at the second stage drying) was applied for this work.

The objectives of this work are to study the drying kinetics and the physical properties of pork dried using two-stage drying. First, pork is dried by superheated steam or hot air dryer to the predetermined moisture content and suddenly dried by heat pump dryer for the second stage drying. In the physical properties, color, shrinkage, and hardness are measured.

Material and Methods

Sample preparation

The fresh loin (*m. longissimus dorsi*) muscles of pigs were taken from the local supermarket in Bangkok, Thailand. Then they were frozen for 2 hours and cut into 3 cm x 3 cm x 0.3 cm slices using a slicing machine. In this study, the pork loin muscles were cut perpendicular to the fibre direction to let internal water transfer in the direction parallel to the fibres in order to get high effective diffusion coefficient (Gou, Comaposada, and Arnau 2002, Godsalve et al. 1977, Thorvaldsson and SkjÖldebrand 1996).

The moisture contents of the samples were determined by the hot air oven method at 103°C until reaching constant weight, according to AOAC (1995).

Drying equipment

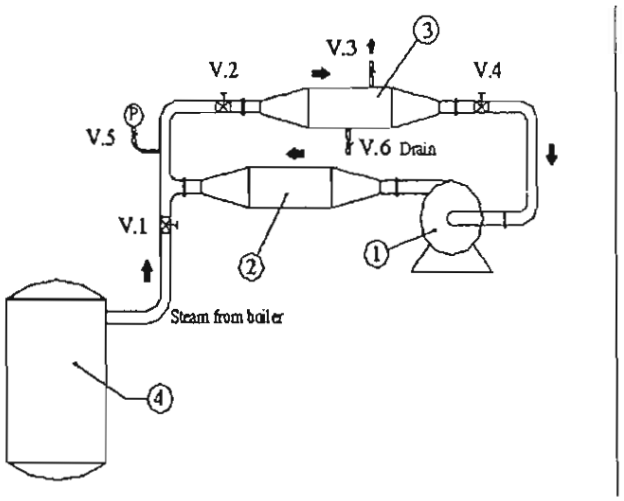


Figure 1 Schematic diagram of superheated steam / hot air dryer

Figure 1 showed a schematic diagram of closed-loop superheated steam/hot air drying system. It consists of a mechanical blower, a superheated unit, a batch dryer, a steam generator, pressure gauges and steam conveying pipe lines. In case of superheated steam dryer, steam generated by the steam generator (No 4) at 1 bar was heated to superheated state when passing through the superheated unit (No. 2) with a heating

capacity of 13.5 kW. The superheated steam was then passed through a sample tray inside the small cabinet dryer with a size of 0.3 m in width ×0.3 m in depth ×0.1 m in height (No.3). The steam velocity was fixed at a value of 2.1 m/s. Its pressure inside the drying chamber was operated slightly above atmospheric pressure to prevent air leaked into the system. All quantities of the exhausted steam were eventually re-circulated by the backward-curved blade centrifugal fan (No.1), driven by a 2.2 kW electric motor which was controlled by a mechanical speed controller to obtain the desired air flow rate. Before running the system, hot air was first used for warming up all the units until the temperature reach the drying temperature. Then, superheated steam was fed into the system to avoid water condensation in the pipelines. In case of hot air dryer, steam generator (No.4) was closed by V.1 and hot air in the closed system was used as drying medium.

Second stage drying, a heat pump dryer unit, drying was performed in a closed loop heat pump dryer consisting of a 0.5 kW reciprocating compressor, a 1 kW evaporator, a 1.8 kW internal condenser and a 1.1 kW external condenser. The air temperature and air velocity were set at 50°C and 1.1 m/s, respectively.

Drying process

The prepared samples of loin muscles were continuously dried by two-stage drying process. In the first stage drying, samples were dried using hot air or superheated steam dryer operated at the temperature of 150°C. In this stage, samples were dried from the initial moisture content about 76.5%w.b. to the final moisture content of 30, 40, 50, and 60%w.b. with the drying time of 15, 12, 9, and 6 minutes for superheated steam drying and 14, 12, 9, and 6 minutes for hot air drying, respectively.

The samples dried from the first stage drying were immediately moved to continuously dry by heat pump dryer in the second stage of drying at the drying temperature of 50°C until the final moisture content of the samples were 20%w.b. for testing the physical properties.

Color measurement

The color system that used in this study was CIE system. The color was presented in terms of L, a, and b that indicated the lightness, redness or greenness, and yellowness or blueness, respectively. In this study, color of dried products was measured by a colorimeter (Juki, model no. JP7100p, Japan). The redness was only interested because it could represent the differences in quality between dried and fresh products. The average value of each drying conditions was the mean of 10 samples. Before measuring, the instrument was calibrated to standard black and white tiles.

Shrinkage measurement

Shrinkage of dried products was represented in terms of the reduction of the thickness of dried products reported by Uengkimbuan et al. (2003). It was measured by a vernia caliper. For each drying conditions, the thickness of fifteen samples were measured and used to evaluate the average value.

Texture analysis

Hardness of dried products was used to compare the texture of dried products. It was measured using a Texture Analyzer (Model TA-XT2i, Stable Micro System, Surrey, UK) with a 5 kN load cell. Fifteen samples were measured for each drying conditions and the mean value was determined.

Statistical Analysis

Significance of differences in qualities among dried products in each drying condition was determined by analysis of variance (ANOVA) using the least square difference method (Duncan test). Statistical analysis was carried out with the commercial statistical software package. The differences were considered significant at the $p<0.05$ level.

Results and Discussion

Drying kinetics

Figure 2 showed the moisture changes of pork during the second stage drying in the heat pump dryer. The moisture contents at zero hour were the moisture contents of pork after the first-stage drying with superheated steam or hot air. It can be seen that the pork dried with superheated steam resulted in lower drying rate in the second stage than that dried with hot air. The lowering of drying rate for the superheated steam-dried pork is possibly due to the rapid gel network formation of collagen which was induced by strikingly increasing in temperature of product along with increasing moisture content of pork at the early period of first stage drying. This physical behaviour is contrast to that found in hot air drying, where the increase in the product temperature is slower and the loss of product moisture is faster- both phenomena limiting gel formation. When gel matrix is occurred, it can entrap water inside products and resist the diffusion of water from inside to outside of the products during the second stage drying.

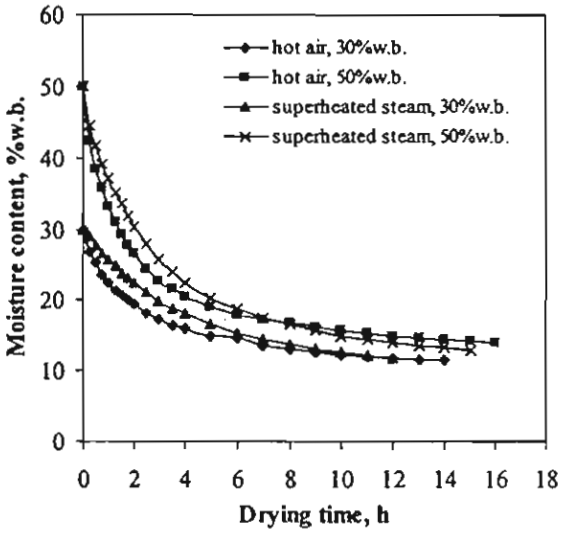


Figure 2 Drying curves of pork dried in the second stage drying with heat pump dryer.

Color

Table 1 Redness value of dried products using different two-stage drying conditions

Initial MC for HP (%w.b.)	Redness	
	Hot air	Superheated steam
No Heat Pump Dryer*	7.24 ± 1.84^{a}	12.88 ± 4.03^{a}
30	4.69 ± 2.01^{b}	9.37 ± 3.48^{b}
40	3.57 ± 0.84^{bc}	6.40 ± 3.64^{c}
50	2.54 ± 1.08^{c}	2.65 ± 2.19^{d}
60	3.16 ± 0.81^{bc}	1.39 ± 1.25^{d}

*No heat pump dryer is defined as only the first stage drying to the final moisture content of 20%w.b.

Means±standard deviation within a column with a common letter are not significantly different. ($p<0.05$)

Table 1 shows the changes in redness of pork after dried by different two-stage drying conditions. When the single stage drying is used to dry pork from 76.5% w.b. to the final moisture content of 20% w.b., the color of product is more redness for drying with superheated steam than drying with the hot air, although the inlet temperature for both medium is identical. The

higher a-value of the superheated-steam dried pork causes by the combined effects of the higher product temperature and longer drying time, both of which are important factor to the large development of colour.

When the combine drying technique is introduced, the color of dried pork becomes less reddish and the a-value of product dried by superheated steam is still higher than that dried hot air, except for the samples that are dried to moisture contents of 50 and 60% w.b. at which the a-value is not importantly different for pork dried by hot air or superheated steam in the single stage drying. It is noticed from Table 1 that product color, whether pork is dried to the moisture content between 30 and 60% w.b. by using hot air in the first stage, is insignificantly different whereas the color of the superheated steam product is less reddish for sample possessing higher initial moisture content for heat pump.

Shrinkage

Table 2 Thickness of dried products using different two-stage drying conditions

Initial MC for HP (%w.b.)	Thickness (mm)	
	Hot air	Superheated steam
No Heat Pump Dryer*	2.29 ± 0.22^{a}	2.97 ± 0.045^{a}
30	2.25 ± 0.22^{a}	2.97 ± 0.046^{a}
40	2.39 ± 0.26^{b}	2.97 ± 0.046^{a}
50	2.45 ± 0.20^{b}	2.97 ± 0.045^{a}
60	2.68 ± 0.15^{c}	2.97 ± 0.053^{a}

*No heat pump dryer is defined as only the first stage drying to the final moisture content of 20%w.b.

Means±standard deviation within a column with a common letter are not significantly different. ($p<0.05$)

Table 2 shows the thickness value of pork dried using different drying conditions, indicating that drying pork with superheated steam at the first stage has less shrinkage than drying with hot air. It is also seen that samples dried by superheated steam in the first stage with the different intermediate moisture content are not different in terms of thickness value since the water vapor produced inside the product expands into cells, which subsequently produces a highly porous dried product. The effect of high steam temperature on less product shrinkage was also reported by Li et al. (1999). In case of hot air drying in the first stage, however, thickness value of dried products increases with the increasing of the final moisture content after the first stage drying because of the shorter drying time during the first stage drying and the advantage of heat pump drying at low temperature in maintaining the shape of dried products in the second stage (Namsanguan et al. 2004).

Hardness

Table 3 Hardness value of dried products using different two-stage drying conditions

Initial MC for HP (%w.b.)	Hardness (N)	
	Hot air	Superheated steam
No Heat Pump Dryer*	12.82 ± 4.08^{a}	17.42 ± 4.06^{a}
30	13.84 ± 3.66^{ab}	17.04 ± 3.40^{a}
40	15.60 ± 4.48^{ab}	20.53 ± 4.67^{b}
50	16.19 ± 4.75^{bc}	22.37 ± 4.43^{b}
60	20.09 ± 4.79^{c}	23.03 ± 4.79^{b}

*No heat pump dryer is defined as only the first stage drying to the final moisture content of 20%w.b.

Means±standard deviation within a column with a common letter are not significantly different. ($p<0.05$)

Table 3 shows the hardness value of pork dried using different two-stage drying conditions. It can be clearly seen that pork dried by superheated steam in the first stage drying gives the higher hardness value (the maximum force for breaking products) than that dried by hot air. In addition, the results show that hardness of dried products depends on the final moisture content after the first stage drying or the initial moisture content of the second stage drying. For both drying with superheated steam and hot air in the first stage, hardness value increases with the increasing of the initial moisture content of the second stage because the low intermediate moisture contents provide the higher thermal denaturation of pork muscles due to the longer drying time. However, when the intermediate moisture contents are decreased lower than 40% w.b. for the hot air, hardness values of the dried pork are not significant difference ($p>0.05$) from pork dried by only hot air. Similarly, the hardness values of pork dried by only superheated steam are identical to that obtained from the combine technique, where the intermediate moisture level leaving from superheated steam is 30% w.b.

Conclusion

Two-stage drying techniques, where the first stage is processed with the superheated steam or hot air drying at high temperature followed by heat pump drying at low temperature, are studied. Both drying technique, especially superheated steam followed by heat pump drying, can improve some qualities of dried products. The experimental results indicate that pork dried using superheated steam at the first stage has lower drying rate in the second stage drying, less shrinkage, more reddish and higher hardness value than that dried using hot air at the first stage. The physical properties of dried pork depend on the intermediate moisture content where the higher

intermediate moisture content results in the lower shrinkage, less reddish and higher hardness value.

Acknowledgement

The authors would like to express sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support and Department of Food Engineering, King Mongkut's University of Technology, Thonburi, Bangkok, Thailand for a support of a colorimeter, and a texture analyzer.

References

AOAC (1995). Official methods of analysis (16th Ed.) Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.

Godsalve, E. W., Davis, E. A., and Gordon, J. 1977. Effect of oven conditions and sample treatment on water loss of dry cooked bovine muscles. Journal of Food Science. 42: 1325-1330.

Gou, P., Comaposada, J., and Arnau, J. 2002. Meat pH and meat fibre direction effects on moisture diffusivity in salted ham muscles dried at 5°C. Meat Science. 61: 25-31.

Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, G.R., and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. Drying Technology, 17(1&2): 191-213.

Moreira, G.R., 2001. Impingement drying of foods using hot air and superheated steam. Journal of Food Engineering, 49: 291-295

Thorvaldsson, K., and SkjÖldebrand, C. 1996. Water transport in meat during reheating. Journal of Food Engineering. 29: 13-21

Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2003. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing two-stage superheated steam and heat pump drying. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, Thailand, pp.457-467

Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2004. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing different two-stage drying processes. Drying Technology, 22(4): 759-778

Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Nathkaranakule, A. 2003. Comparative study of pork dried using superheated steam and hot air, Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, Thailand, pp.679-691

Wimmerstedt, R., 1994, Steam drying: history and future, Drying'94, Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94) Vol. A., Australia, pp. 3-14

International Agricultural Engineering Conference, Bangkok, Thailand, 6-9 December 2005

MULTI-PASS DRYING OF PADDY USING RICE HUSK

Kittisak Witinantakit[1], Somkiat Prachayawarakorn, Adisak Nathakaranakule and Somchart Soponronnarit

ABSTRACT

Moisture content of paddy can not be reduced to the safe level by a single-stage drying using rice husk as adsorbent medium because high relative humidity within bin limited its drying rate. To solve this problem, multi-pass drying is applied to achieve the required final moisture content of the material. This research is therefore aimed at studying on multi-pass drying using rice husk to dry paddy from the moisture content of 31.4-32.9% dry-basis to the moisture content of 16.5% dry-basis. Influences of volumetric mixing ratio between rice husk and paddy, bulk density and initial moisture content of rice husk on drying kinetics and quality parameters of paddy in terms of head rice yield and whiteness were investigated. The high-moisture paddy was intimately mixed with rice husk in closed containers. The moist paddy was separated from the rice husk by an electrical fan and it was re-mixed with dry rice husk every 2 hours. The experimental results showed that the moisture content of paddy was reduced to the desire level using low initial moisture content of rice husk and the drying rate of paddy was faster with increasing both volumetric mixing ratio and rice husk density and decrease in initial moisture content of rice husk. Considering dried paddy qualities, the head-rice yield clearly tended to decrease when high temperature of rice husk was used. For quality in terms of whiteness, all experimental conditions can maintain whiteness the same value as the reference samples which were dried by shade drying.

Keywords: *adsorbent, adsorption, dehydration, quality*

1. INTRODCUTION

At present, hot air drying method is widely used in the rice factories. However, the use of high air temperature to remove the water from the grain results in the rice fissure creation and hence, head-rice yield reduction because the moisture gradient inside kernel created during the moisture reduction (Cnossen et al., 2003; Bonazzi et al., 1997 and Tirawanichakul et al., 2004). To minimise the loss of head-rice yield, tempering of dried paddy between each drying stage is used practically (Poomsa-ad et al., 2002 and Steffe et al., 1979). In addition to hot air drying, drying using adsorption technique, by mixing an adsorbent with moist paddy, is an alternative approach to reduce moisture content of the paddy to a certain level. In this process, moisture is removed from the grain by pressure differences between the water vapor at the grain surface and the water vapor in the surrounding. This method does not require heat to remove the moisture from grain and the resulting grain quality, which is usually sensitive to heat, may not be degraded.

According to the literature, several materials i.e. silica gel (Danziger et al., 1972 and Yamaguchi et al., 1994), bentonite (Sturton et al., 1981 and 1983), molecular sieve (Raghavan et al., 1988) and ash (Akpaetok, 1974), are used as desiccant to remove moisture from agricultural products. Mass ratio between desiccants and agro-products and the initial moisture content of the adsorbents and adsorbates (Danziger et al., 1972; Sturton et al. 1981 and 1983; Raghavan et al., 1988 and Yamaguchi et al., 1994) are found to be affected the final moisture content of the products. The optimum value of mass ratio varies from material to material. Moreover, the particle size and temperature of the adsorbent also have influences on the moisture removal (Raghavan et al., 1988).

From the previous work (Witinantakit et al., 2004), a single-stage drying by using rice husk as adsorbent material could not reduce the moisture content of paddy to the safety level for long-term storage even though the low initial moisture content of the rice husk and the high mixing ratio were used. The remaining moisture content is high which is still risk for paddy to be spoilaged by either microorganism infection or yellowing-induced grain respiration. Therefore, the objective of this

[1] School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid Rd., Tungkru, Bangkok 10140, Thailand (k_yong28@yahoo.com)

research is to study the effects of mixing ratio between rice husk and paddy, initial moisture content and density of rice husk on moisture changes of paddy in the multi-pass drying process, and to examine qualities of dried paddy in terms of head-rice yield and whiteness.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Materials

The long grain paddy (Khao Dawk Mali 105, low amylose *indica* variety) was rewetted to a calculated moisture content of 31.4-32.9% d.b., and kept in a cool storage at a temperature range of 4-6°C for a week. For the rice husk, three initial moisture contents (11.8, 5.9 and 0.9% d.b.) were prepared. To obtain the moisture content of rice husk to be lower than the normal value, at which the moisture content of rice husk is equilibrated with the ambient air value, the rice husk at 11.8% d.b. was dried overnight using hot air oven at temperatures of 45 and 90°C, which were then obtained the moisture content of 5.9 and 0.9% d.b., respectively. To prepare the rice husk with density of 160 kg/m^3, the rice husk with density of 105 kg/m^3 was ground by Los Angles Abrasion (steel ball 4.5 kg) for 1 hour and then the ground sample was sieved using a screen (500 μm).

2.2 Methods

Before conducting the experiments, the cooled paddy was placed in an ambient environment until its temperatures were closed to the ambient air temperature. Paddy was then mixed with rice husk at the following conditions: the volumetric mixing ratios between rice husk and paddy of 1.5:1 and 2.0:1 (corresponding to mass ratios of 0.26:1 and 0.34:1). An intimate mixture of wet paddy and rice husk was packed and sealed in a closed insulated plastic vessel with an inner diameter of 18 cm, an inner height of 22 cm and insulated thickness of 10 cm. Temperatures of the mixture were measured by K-type thermocouple connected to a Yogokawa data logger with an accuracy of ±1°C. Relative humidities of the air in the airtight plastic vessels were measured by a thermo/hygrometer (Sato SK-110TRH) with an accuracy of ±4%RH. The paddy was separated from the rice husk using an electrical fan and then mixed again with the new rice husk every 2 hours. The moisture contents of paddy and rice husk were determined by the hot air oven method at 103°C for 72 hours, according to AOAC (1995). The final moisture content of paddy which was higher than 16.5% d.b. was then dried by ambient air ventilation. Qualities of paddy in terms of head-rice yield and whiteness were determined and compared to the reference samples, which were gently dried by shade drying. The head-rice yield was defined as the ratio of mass of head-rice obtained from milling to mass of paddy before milling. The whiteness value of rice kernel was determined by using whiteness tester model Kett C-300-3.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Temperature and Relative Humidity Change of Mixture between Rice Husk and Paddy

The temperatures of mixture between rice husk and paddy and relative humidity of the existing air within the closed vessels at different temperatures of rice husk are shown in Figure 1. At the beginning of the experiments, the temperatures within vessels at the beginning were 28, 31.5 and 36°C, corresponding to the initial rice husk temperatures of 33, 45 and 90°C. It was seen from the figure that the change of the mixture temperature in each drying cycle was relatively small (1-3°C). For all experiments, the temperature of the mixtures was found to increase at the early stage of drying and tended to decrease in the later drying cycle. Considering relative humidity of the mixture, it rapidly increased for the first hour of drying cycle and slowly increased for the last hour of the drying cycle. Furthermore, the relative humidity of the mixture had a trend to decrease through the drying process.

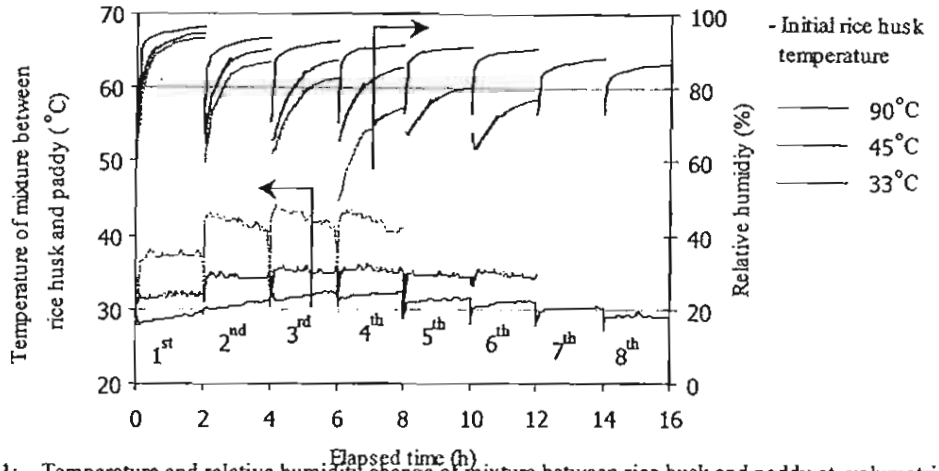
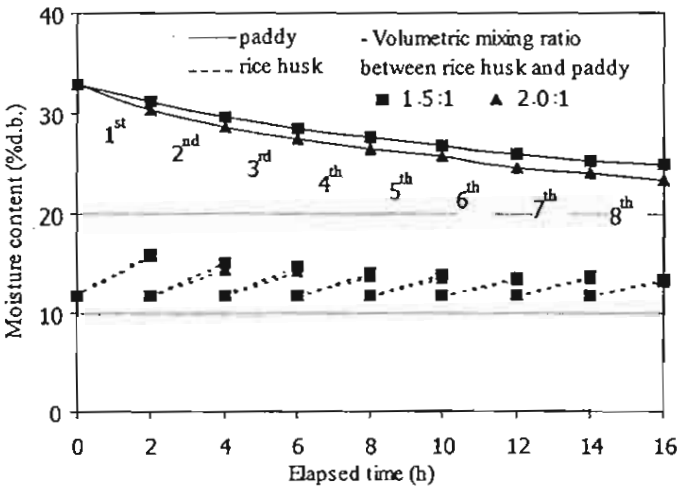


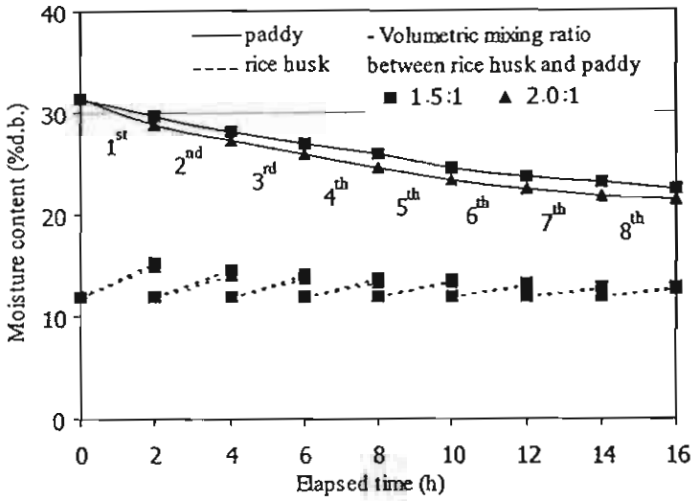
Fig. 1: Temperature and relative humidity change of mixture between rice husk and paddy at volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5 and rice husk density of 105 kg/m^3

3.2 Effect of Volumetric Mixing Ratio on the Moisture Change of Paddy at High Rice Husk Moisture Content

In Fig. 2, the experiments were carried out at the initial rice husk moisture contents of 11.8% d.b. and the volumetric mixing ratios of 1.5 and 2.0. During the experiments, the temperature within the bin was in a narrow range (29-32°C). The experimental results shown in Figure 2a indicate that after eight times of rice husk replacement, the moisture content of paddy was reduced to 24.7% d.b. for the volumetric mixing ratio of 1.5 and 23.2% d.b. for the volumetric mixing ratio of 2.0. Comparison of figure 2a and 2b showed that the bulk density of rice husk had little effect on moisture reduction of the paddy. The rice husk at high initial moisture content cannot reduce the moisture content of paddy to the desire level. This is due to the fact that the relative humidity of the air within the bin at the beginning of each replacement is in the range of 63 to 74% which is near the water concentration at the rice husk surface, thereby slowly adsorbing the moisture from paddy, in particular, at the 7th and 8th replacement which show very small reduction of moisture content.



(a) Rice husk bulk density of 105 kg/m^3



(b) Rice husk bulk density of 160 kg/m^3

Fig. 2: Moisture changes of paddy and rice husk at rice husk bulk density of 105 and 160 kg/m^3 and initial rice husk moisture content of 11.8%d.b.

3.3 Effects of Initial Moisture and Temperature of Rice Husk on Moisture Change of Paddy

To obtain a safe level of paddy moisture content, the low initial rice husk moisture content of 5.9% d.b. and 0.9% d.b. were used in the experiments. Fig. 3 shows the effect of the initial moisture contents of rice husk on the removal rates of paddy moisture content. The experiment results show that using lower moisture content of rice husk resulted in a faster rate of dehydration than that using higher moisture of rice husk. The final moisture contents of paddy were 24.7, 18.1 and 17.3% d.b. for the respective rice husk moisture contents of 11.8, 5.9 and 0.9% d.b.

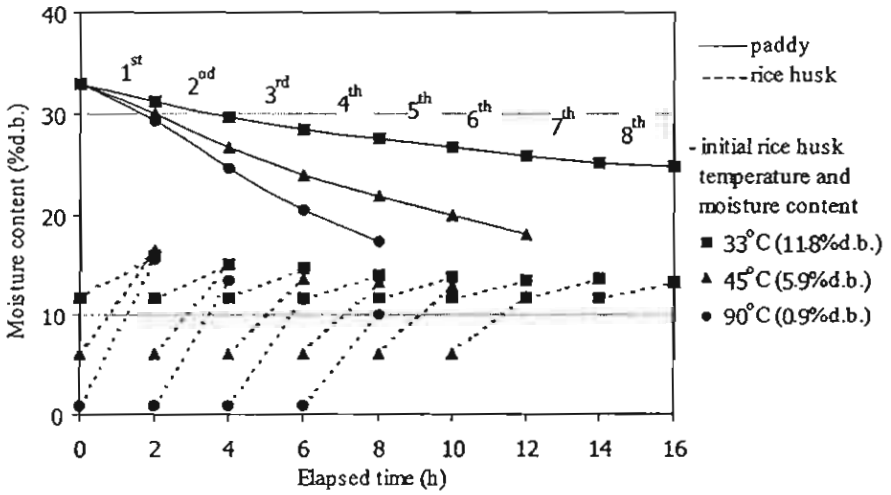


Fig. 3: Effect of rice husk initial moisture content on moisture change of paddy at rice husk bulk density of 105 kg/m^3 and volumetric mixing ratio of 1.5:1

3.4 Effects of Volumetric Mixing Ratios and Rice Husk Density on Moisture Change of Paddy

It was found from the Fig. 3 the moisture content of paddy can be reduced to the desire level only with the initial rice husk temperature of 90°C. It required 8-9 hours to finish the drying process. Due to the long drying time for the above case, it is necessary to improve the drying rate, without product quality loss. The drying rate can possibly be accelerated by increasing density of rice husk and the volumetric mixing ratio. Fig. 4 shows that rice husk with bulk densities of 105 and 160 kg/m^3, with an initial moisture content of rice husk of 0.9%d.b., can reduce the drying time by 1-1.5 hours. The final moisture contents of paddy were 17.3 and 17.1% d.b. for the corresponding rice husk bulk densities of 105 and 160 kg/m^3.

The effect of volumetric mixing ratio of rice husk to paddy is illustrated in Fig. 5. It represented that there was a small difference between the final moisture contents of paddy for the rice husk-to-paddy ratios of 1.5 and 2.0. The final moisture contents of the paddy were 17.1 and 15.8% d.b. for the corresponding mixing ratios of 1.5 and 2.0.

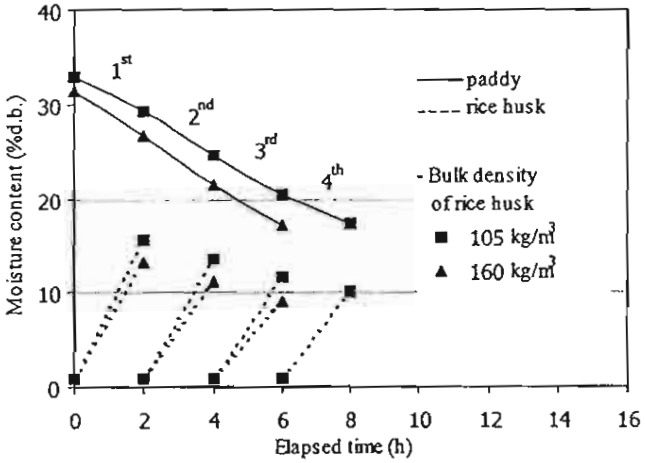


Fig. 4: Effect of bulk density of rice husk on moisture change of paddy at volumetric mixing ratio of 1.5:1 and initial rice husk moisture content of 0.9% d.b.

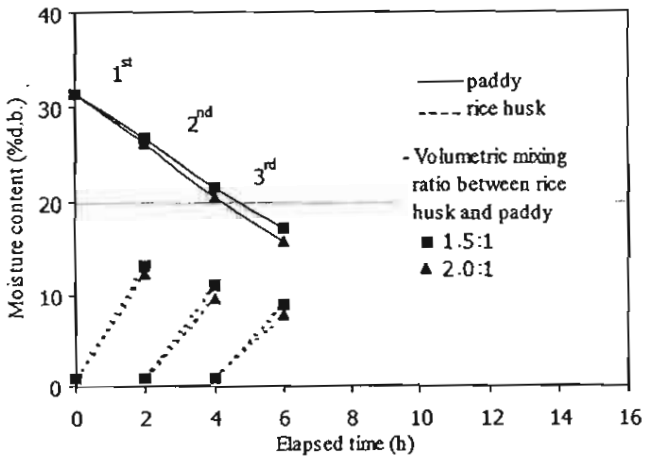


Fig 5: Effect of volumetric mixing ratio on moisture change of paddy at rice husk bulk density of 160 kg/m^3 and initial rice husk moisture content of 0.9% d.b.

3.5 Head-Rice Yield and Rice Whiteness

Head-rice yield and whiteness obtained from the multi-pass drying process at different operating conditions are shown in Table I. The results show that initial rice husk temperatures of 33 and 45°C had negligible effect on head rice yield, whereas head rice yield significantly decreased at rice husk temperature of 90°C. The whiteness values of the paddy were in the range of 43.3-45.7, which is insignificantly different from the reference dried by shade drying.

Table I: Head-rice yield and rice whiteness value

Bulk density of rice husk (kg/m^3)	Volumetric ratio of rice husk to paddy	Initial rice husk temperature (°C)	Final paddy moisture content (%d.b.)	Drying time (h)	Head-rice yield	Rice whiteness
Reference		-	-	-	53.5±0.9	44.7±0.1
105	1.5:1	33	24.7±0.2	16	53.8±1.0	44.7±0.1
		45	18.1±0.2	12	52.2±0.1	45.1±0.1
		90	17.3±0.1	8	50.2±0.4	44.8±0.3
	2.0:1	33	23.2±0.3	16	53.2±1.2	45.4±0.1
		45	17.4±0.2	12	51.0±0.7	45.7±0.2
		90	15.6±0.2	8	45.7±0.7	45.4±0.3
Reference		-	-	-	53.4±0.4	44.3±0.1
160	1.5:1	33	22.4±0.2	16	52.9±0.7	44.3±0.2
		45	17.1±0.2	10	52.6±0.8	44.7±0.4
		90	17.1±0.1	6	48.1±0.4	45.1±0.1
	2.0:1	33	21.3±0.3	16	52.2±0.3	45.1±0.1
		45	16.7±0.1	10	52.5±0.2	44.9±0.6
		90	15.8±0.2	6	41.5±0.2	45.3±0.1

Note: The Initial paddy moisture contents were 32.9±0.1 and 31.4±0.1% d.b. for rice husk bulk density condition of 105 and 160 kg/m^3.

4. CONCLUSIONS

Multi-pass drying of paddy using rice husk as adsorbent were investigated in this study. The faster drying rate and the lower final moisture content of the paddy were accomplished by reducing the initial moisture content of rice husk and increasing density of rice husk and volumetric mixing ratio. The high initial moisture content of rice husk could not reduce the moisture content of paddy to the level for safe storage although the high mixing ratio and density of rice husk were used. The moisture content of paddy can be reduced to the desire level using low initial adsorbent moisture content of 0.9% d.b.. The process required 6-8 hours depending on the density of rice husk used. For qualities of paddy, the head-rice yield clearly tended to decrease when higher initial rice husk temperature was used. The whiteness of the rice sample processed by multi-stage adsorption were insignificantly different from those processed by gently drying. The adsorption process using rice husk as adsorbent is technically feasible to replace the hot air drying for reducing high-moisture paddy.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to express their appreciation to the Thailand Research Fund (TRF) and the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for their financial support and to the Institute of Food Research and Product Development (IFRPD) of Kasetsart University, Thailand, for rice whiteness testing.

REFERENCES

1. Akpaetok, O.I. (1974). Drying and storage of cowpeas with ashes in air-tight containers. Journal of Agricultural Engineering Research 19: 279-287.
2. AOAC (1995). Official Methods of Analysis, Association of Official Analytical Chemists. 16th Ed; Washington, D.C., USA.
3. Bonazzi, C., M.A. du Peuty and A. Themelin (1997). Influence of drying conditions on the processing quality of rough rice. Drying Technology 15(3&4): 1141-1157.
4. Cnossen, A.G., M.J. Jiménez and T.J. Siebenmorgen (2003). Rice fissuring response to high drying and tempering temperatures. Journal of Food Engineering 59: 61-69.
5. Danziger, M.T., M.P. Steinberg and A.I. Nelson (1972). Drying of field corn with silica gel. Transactions of the ASAE 15(6): 1071-1074.
6. Witinantakit, K., S. Prachayawarakorn, A. Nathakaranakule and S. Soponronnarit (2004). Drying of paddy using rice husk as adsorbent. In CD-Rom Proc. of ICFPTE'04. Asian Institute of Technology. Bangkok. Thailand. 11-13 January 2005. 312-319.
7. Poomsa-ad, N., S. Soponronnarit, S. Prachayawarakorn and A. Terdyothin (2002). Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidisation technique. Drying Technology 20: 195-210.
8. Raghavan, G.S.V., Z. Alikhani, M. Fanous and E. Block (1988). Enhanced grain drying by conduction heating using molecular sieves. Transactions of the ASAE 31(4): 1289-1294.
9. Steffe, J.F., R.P. Singh and A.S. Bakshi (1979). Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. Transactions of the American Society of Agricultural Engineering 22: 1214-1218.
10. Sturton, S.L., W.K. Bilanski, and D.R. Menzies (1981). Drying of cereal grains with the desiccant bentonite. Canadian Agricultural Engineering 23: 101-103.
11. Sturton, S.L., W.K. Bilanski and D.R. Menzies (1983). Moisture exchange between corn and the desiccant bentonite in an intimate mixture. Canadian Agricultural Engineering 25(1): 139-141.
12. Tirawanichakul, S., S. Prachayawarakorn, W. Varanyanond, P. Tungtrakul and S. Soponronnarit (2004). Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy. Drying Technology 22(7): 1731-1754.
13. Yamaguchi, S. and H. Kawasaki (1994). Basic research for rice drying with silica gel. Drying Technology 12(5): 1053-1067.

EFFECT OF DRYING METHODS ON QUALITY OF COOKED RICE

Pakorn Luangmalawat[1], Adisak Natkornkul, Somkiat Prachayawarakorn and Somchart Soponronnarit

ABSTRACT

To obtain a good quality of cooked Thai jasmine rice, this research is thus focused on the study of effect of drying methods i.e. heat pump, hot air, hot air- far infrared drying, heat pump-far infrared drying and two-stage drying on the drying characteristics and the cooked rice quality. Drying temperature was fixed at 55°C for the above-mentioned drying methods, except for the two-stage drying where the first stage was set at a temperature of 110°C followed by the low temperature of 55°C at the later stage. The experimental results showed that the two-stage drying and the hot air-far infrared, as well as heat pump-far infrared provide shorter drying time than the hot air or heat pump alone. The qualities of product i.e. degree of shrinkage and stickiness obtained from the studied drying methods were insignificantly different. The lowest luminosity, but fast rehydration capability of the two-stage-dried product was evident whilst the hardness value was relatively lower.

Keywords: Instant rice, heat pump, far infrared

1. INTRODUCTION

Rice is the staple food of over half of the world's population. Approximately 90% of the world's rice is produced and consumed in Asia. Thailand, as one of the leaders in exporting rice, has many varieties of cultivated rice, such as Suphanburi 1, Chainat 1 and Khao Dawk Mali 105. Amongst those, Khao Dawk Mali 105 (KDML), well known as Jasmine Rice for the trade name, is the most popular variety for consumption. KDML 105 when cooked provides the excellent aroma and soft texture. In the present work, KMDL is therefore selected to produce the instant rice. The successful or failure of instant rice is dependent on the quality after rehydration. It is inevitable that the freshly cooked rice must be dried to a certain level before packaging. Normally, the moisture content of the product should be less than 10% dry basis.

It is well known that the quality of a dehydrated food product is strongly affected by drying methods and drying processes. Long drying time or high-temperature drying may cause the degradation of food qualities, for example, color, shrinkage, nutritional substances, rehydration capability and microstructure. All these physical and chemical changes absolutely reduce product quality. There are many drying methods such as hot air, heat pump, hot air-Far infrared (FIR), heat pump-FIR, microwave. Any drying methods have the same purpose that is aimed at reducing the water content from products with minimum loss of product quality and maximum throughput. This study deals with the four drying methods i.e. hot air, heat pump, hot air-Far infrared (FIR), heat pump-FIR.

Conventional hot air drying is the most common drying method employed for food dehydration because of the simplest and most economical method. The disadvantages of conventional hot air drying: the slower drying rate as compared to other drying methods and the quality of product, which may be improved by other drying methods. The heat pump drying is similar to the conventional hot air, but it can dry foods at the temperature and relative humidity of drying air being lower than the conventional method. The product which dry with heat pump possesses better qualities i.e. color and smell than the qualities of those dried by conventional hot air dryer (Rukprang et al.,1998). In addition, using heat pump is more economical than the conventional system under a certain drying condition (Teeboonma et al.,2001).

Far infrared irradiation is not entirely a surface heating source, but the energy rather penetrates inside the kernel in a non-contact mode, hence accelerating the moisture movement and

[1] School of Energy and Materials King Mongkut's University of Technology, Thonburi Bangkok Thailand (d012051909@mail.dtac.co.th)

reducing moisture gradient within kernel as compared to the hot air. However, the use of FIR alone may not improve the drying rate significantly because the water vapor evaporated from product still exists within drying chamber. To reduce the high level of humidity, the combination of hot air or heat pump with FIR has been adopted in several food processes in order to improve food quality and reduce drying time. Another possible drying method involves with two-stage drying, where the material is dried at high temperature followed by the low temperature.

The selection of the appropriate drying method may affect the final product quality and drying cost. This research is to study the effect of drying method i.e. hot air, heat pump, hot air-FIR, heat pump-FIR and two-stage drying on the drying kinetics of cooked rice and its quality after rehydration. The quality parameters considered i.e. shrinkage and colour hardness and stickiness were quantitatively determined.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Material

Thai-jasmine rice (low amylose content) was purchased from local supermarket. A 800 g. white rice was washed thoroughly to remove the dust particles after which the filtrated water was poured into the sample with the ratio of 1:1.5 (white rice: water). It was then cooked with electric rice cooker. Cooked rice was washed with cold water to remove the starch adhering to the surface. The moisture content of cooked rice was in the range of 240 to 275% dry basis. The moisture content of each samples were determined by hot air oven at 103°C for 72 hour (AACC, 1995).

2.2 Drying procedure

The laboratory dryer was shown in Fig. 1. The drying chamber has an inner dimension of 0.52 x 0.52 x 0.52 m. and it was insulated with glass wool. The tray, with a size of 0.28x0.33 m, was placed in perpendicular direction to the air flow. The designed tray dryer can operate many configurations i.e. hot air alone, heat pump alone and both combined with far infrared. The infrared heater, with 60 x 120 cm in area was operated at 220 V, with the maximum power of 650 W. The heat pump system consists of a 0.65 W compressor, a 2.0 kW evaporator, a 3.5 kW condenser. The desire drying condition was controlled by two PID controllers, one for the inlet air temperature, and another for the infrared heater. The infrared heater was controlled using the outlet temperature as the controlled signal. It was set at 52°C.

All experiments were operated at fixed air velocity of 0.3 m/s with the amount of cooked rice was 1.4 kg and the drying temperature was set to 55°C except for the two stages drying in which two drying temperatures was utilized. For the hot air alone and hot air-FIR drying, the experiment was operated in open loop where the fresh air flowed through the heating unit and the drying chamber. For the heat pump and heat pump-FIR drying, the operation was in the closed system. For two-stage drying, the air temperature was first set at 110°C for 1 hour and then reduced to 55°C. The temperature of inlet air, outlet air, and the surface of infrared heater was measured continuously (at 2 minute interval) using K-type thermocouple which was connected to data logger (YOKOGAWA, µr1800). The samples were weighted every 30 minutes. The drying experiments were performed until 10% dry basis moisture content was obtained.

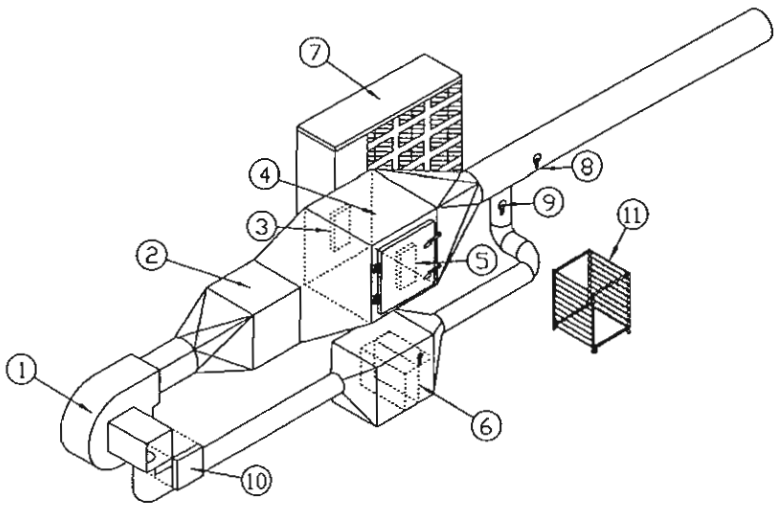


Fig. 1: Schematic diagram of laboratory dryer

1-blower, 2-heater chamber, 3- back FIR, 4-drying chamber, 5-front FIR, 6-evaporator, 7-condensing unit, 8-valve, 9- valve, 10-cover, 11 tray.

2.3 Quality evaluation

2.3.1 Color

The color of dried cooked rice was measured by a Hunter Lab JUKI colorimeter, JP7100P model. Before each measurement, the calorimeter was calibrated on a standard white title (L*=93.55, b*=-0.27, a*=0.06). The color of dried cooked rice was expressed as L, a and b (luminosity, redness and yellowness, respectively). For each experiment, five samples were measured and the result was presented the mean value.

2.3.2 Shrinkage

Three samples were used for shrinkage measurement. Shrinkage was express in terms of the percentage change of the volume of the original sample volume. Shrinkage of dried cooked rice was calculated by the following equation:

$$\%\text{Shrinkage} = \frac{V_i - V}{V_i} \times 100 \quad (1)$$

where V_i and V are the volume of freshly cooked rice and the volume of dried cooked rice, respectively. The average value of the three samples was reported.

2.3.3 Texture

The textural properties i.e. hardness and stickiness of cooked rice, which had already been died and rehydrated with hot water at 90°C, were measured using texture analyzer (TA-XT2i).The rehydrated sample was prepared by pouring filtered hot water in the ratio of 1:1.5 (dried sample: water). After 8 min., the sample was removed from the container and rested 4 min for eliminating surface water. The tests were performed with force in compression mode. 6 whole grains were selected and carefully placed under the cylinder type probe (50 mm diameter). The sample was then compressed to 85% strain at a speed of 1 mm/s and the probe was lifted up to the origin at a speed of 10 mm/s. Textural parameters recorded from the test curve were hardness and stickiness. The texture analysis was repeated five times for each drying method. The hardness was defined as the maximum

force that presses on the sample. The stickiness was the force which required for pulling out the test probe from the food material after compression.

2.3.4 Rehydration

Rehydration ratio was followed by the method proposed by Maskan (2001). The dried samples were manually weighted and loaded (20 g/sample) into a testing container. The experiments were performed by immersing a weighed container with sample into hot water (90°C) for 10 min. At each 2 minutes interval, the container was lifted up and quickly bolted with paper towels 3-4 times in order to remove the surface water as much as possible. The container was weighted again. The rehydration ratio was defined as percentage water gain which was calculated from the sample weight difference before and after rehydration. The rehydration experiments repeated three times.

$$\text{Rehydration Ratio (\%)} = \frac{(W_t - W_d)}{W_d} \times 100 \quad (2)$$

where W_d is the mass of dried cooked rice before rehydration (g) and W_t is the mass of dried cooked rice after rehydration (g).

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Drying characteristics of cooked rice

The initial moisture content, final moisture content and others drying parameters from different drying methods are shown in Table 1. The drying characteristic curves of cooked rice dried by various methods are shown in Fig 2. It appears that moisture content of cooked rice was reduced apparently faster in the combine drying methods i.e. hot air-FIR and heat pump-FIR than in the hot air and heat pump alone under similar drying condition. The drying time was reduced by 12 and 28% as compared to the respective methods of the heat pump and hot air. The faster drying rate is credited to the FIR, where the emitted energy is absorbed well by the cooked rice due to presence of water in the material (> 240 % dry basis), thus accelerating movement of moisture from internal to the external surface. For two-stage drying, the high moisture content of cooked rice was dried at 110°C for a certain time before yellow color development, followed with the low temperature of 55°C. The two-stage drying took the shortest drying time, the required time being 180 minutes.

Drying rate curves of cooked rice dried by different drying methods are shown in Fig.3. The presented results were numerically determined by statistical fitting the moisture data with the reasonable exponential function and then by differentiating the equation with respect to time. It is noticed that there was no evidence of the warming-up period for the drying systems associated with FIR, unlike another two systems showing the warming-up period where the drying rate increased at the early drying period and reached a maximum value after which the rate was monotonically decreased. In addition, the drying rate of the material was relatively higher in the combine drying methods than in the heat pump and conventional hot air. These results agree with the moisture reduction as previously shown in Fig. 2. At moisture content below 0.3 decimal dry basis, the drying rate curves are superimposed, implying the insignificant contribution of FIR to the drying rate.

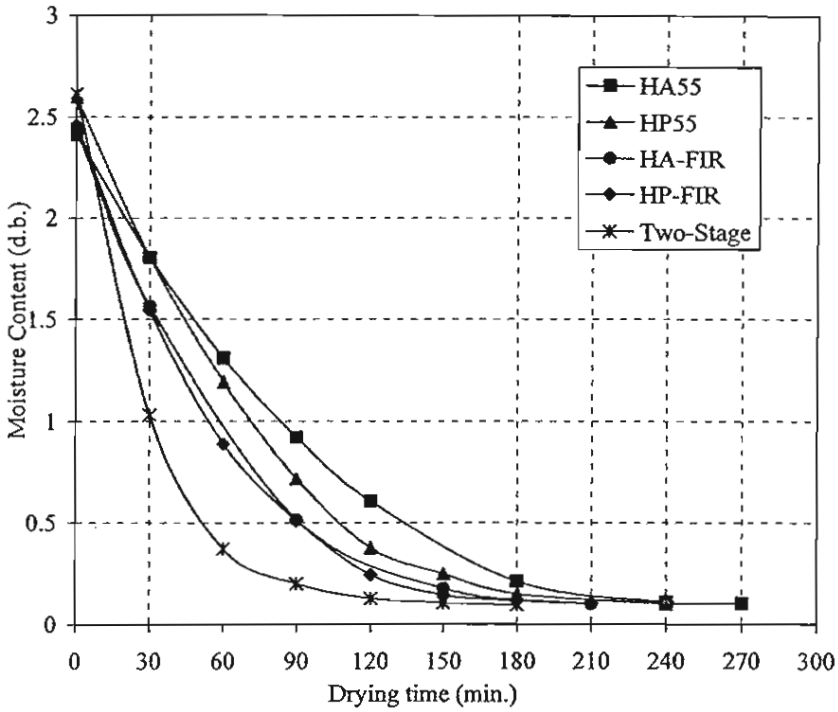


Fig. 2: Drying Characteristics of cooked rice determined from different drying methods.

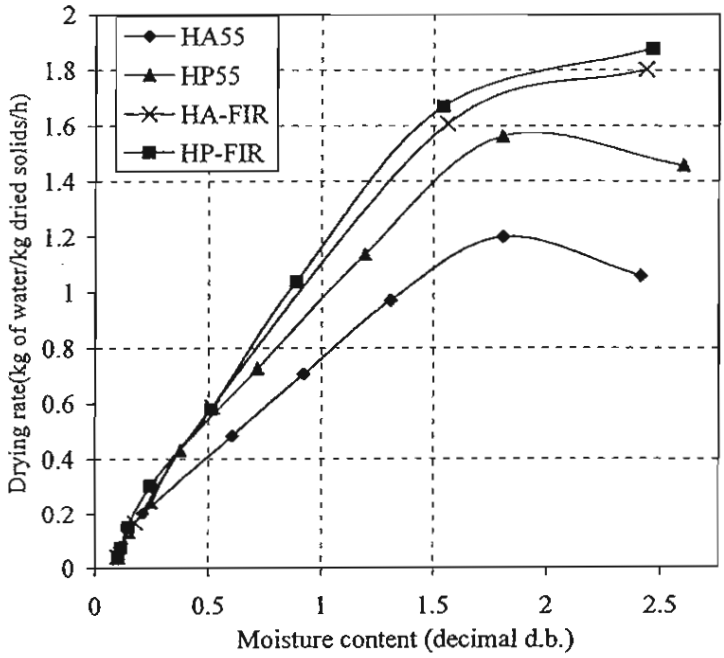


Fig. 3: Drying rate curves of cooked rice

Table 1 Operating conditions for different drying methods

	HA 55	HP 55	HA-FIR	HP-FIR	Two-stage
Initial moisture content (%d.b.)	241.3	260.0	246.1	243.5	261.5
Final moisture content (%d.b.)	10.2	9.8	10.1	9.9	9.5
Inlet-air temperature (°C)	55	55	55	55	110/55
Outlet-air temprature (°C)	51	51	52	53	88/53
Relative humidity within drying chamber (%)	20	18	20	17	2/22
Set point FIR (°C)	-	-	52	52	-
Drying Time (min.)	270	240	210	210	180

3.2 Shrinkage

Table 2 shows the volume shrinkage of dried cooked rice. Statistical analysis using Duncan's multiple range test indicates that the volume shrinkage of material is insignificantly affected by the drying methods ($p>0.05$). The value of shrinkage was given in the range of 65.81 to 63.34 percent.

Table 2: Volume shrinkage of dried cooked rice

Drying method	Shrinkage(%)
Hot Air 55	64.91 ± 1.40^{a}
Heat Pump 55	63.34 ± 1.77^{a}
HA - FIR	65.81 ± 0.84^{a}
HP - FIR	63.57 ± 0.70^{a}
Two-stage	63.79 ± 1.27^{a}

Note : the same letter in the same column means insignificant difference ($p>0.05$)

3.3 Color of dried cooked rice

The result of measuring color of sample is presented specifically the L -and b-values, because of unimportant change of the a-value during drying. Table 3 shows the L- and b-values of cooked rice after drying by different methods. The L-value of sample, presenting the lightness, was highest with HP-FIR whilst the b-value, presenting the yellowness for positive value, was also highest but it was insignificantly different to those dried with the conventional hot air and heat pump. It is interesting to point out that the product color from two-stage drying was not significantly different to those obtained from the above drying methods, except when comparing product color obtained from the HP-FIR which showed brighter.

Table 3:Color of dried cooked rice

	L-value	b-value
Hot Air 55	64.33 ± 0.45^{ab}	10.46 ± 0.18^{ab}
Heat Pump 55	64.07 ± 0.39^{a}	10.49 ± 0.13^{ab}
HA - FIR	64.70 ± 0.30^{b}	10.35 ± 0.13^{a}
HP - FIR	66.00 ± 0.52^{c}	10.69 ± 0.25^{b}
Two stage	64.42 ± 0.65^{ab}	10.38 ± 0.32^{a}

Note: the same letter in the same column means insignificant difference ($p>0.05$)

3.3 Rehydration capability

The rehydration of cooked rice samples were calculated by Eq. (2) and the results are presented graphically in Fig. 3. The cooked rice dried by the two-stage drying exhibited the fastest rate of rehydration whilst the samples dried by the other techniques involved at low temperature

drying did not show the prominent difference in the rehydration capability. The fast or slow rehydration is associated with the characteristic of material, with more or less porous. The high porous materials allow the faster rehydration. According to these results, it might be possible that the cooked rice dried by the two stages was created the cavities inside the sample during which the rice was dried at the temperature of 110°C.

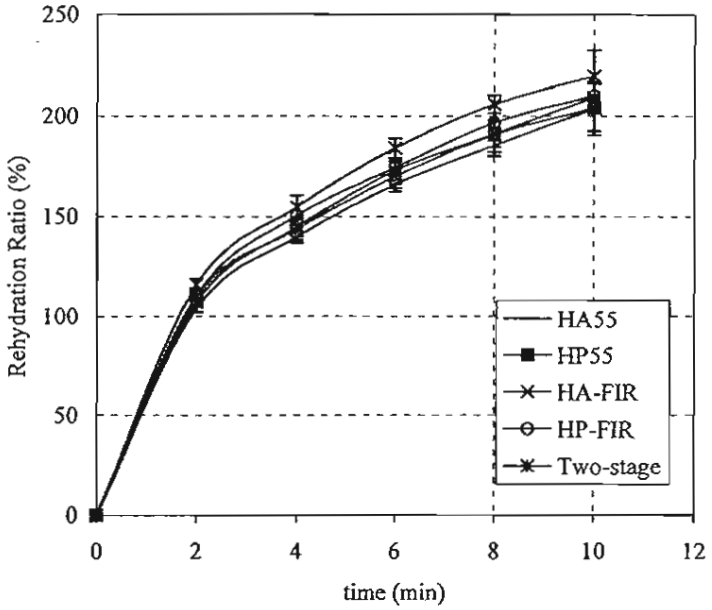


Fig. 4: Rehydration behavior of dried cooked rice at 90°C

3.5 Textural properties

Table 4 shows the hardness and stickiness values of dried cooked rice after rehydration. The hardness and stickiness of freshly cooked rice was 10252±581 g and -1431±168 g, respectively. Loss of water content in the cooked rice using either low- or high- temperature drying causes the modifications of physical structure and starch properties and these physical and physicochemical changes, after rehydration, could not return to the original properties. The significantly lower values of hardness and stickiness of dried samples, as compared to those properties for the freshly cooked rice are evident, the values being in the respective ranges of 7892 to 9143 g and of -604 to - 442 g.

Regarding to the drying methods, the way of drying utilizing the heat pump, conventional hot air or both combined with FIR, did not take a significant effect on both physicochemical properties of cooked rice. When two-stage drying was applied, however, the hardness value is prominently lower, especially in comparison with the conventional hot air.

Table 4: Textural properties of dried cooked rice after rehydration

Dying Methods	Hardness(g)	Stickiness(g)
Freshly cooked rice	10252±581^{c}	-1431±168^{a}
HA 55	9143±592^{b}	-524±112^{b}
HP 55	8163±565^{ab}	-596±288^{b}
HA-FIR	8636±630^{ab}	-428±64^{b}
HP-FIR	8843±620^{ab}	-442±89^{b}
Two-stage	7892±570^{a}	-604±260^{b}

Note: the same letter in the same column means insignificant difference ($p>0.05$)

4. CONCLUSION

Drying of cooked rice by five drying techniques i.e. heat pump, hot air, hot air-FIR, heat pump-FIR and two stages was investigated in this study. With the first four drying methods involved with low temperature, the combine drying techniques significantly improve on the drying rate of cooked rice, particularly at very high moisture level, whilst the physical and physicochemical qualities of cooked rice obtained by the combine drying methods i.e. color, shrinkage, rehydration capability and textural properties were insignificantly different from those obtained by hot air and heat pump.

The acceleration in drying rate can also be accomplished by two-stage drying method, providing highest drying rate. The dried cooked rice from two-stage drying exhibited fast rehydration capability and slightly lower hardness value than the low-temperature dried product whereas the stickiness, shrinkage and color were comparable.

ACKNOWLEDEGMENTS

The authors would like to express their appreciation of the Thailand Research Fund(TRF) for financial support and to the Institute of Food Research and Product Development(IFPRD) of Kasetsart University, Thailand, for rice textural testing.

REFERENCES

1. AACC (1995). Approved method of the American Association of Cerial Chemists (9th ed.) St. Paul, MN.
2. Maskan, M. (2001). Drying, shrinkage and rehydration characteristics of kiwifruit during hot air and microwave drying. Journal of Food Engineering. Vol 48. 177-182.
3. Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T., and Rukprang, P. (1998). Fruit drying using heat pump. RELIC International Energy Journal 20(1). 39-53
4. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiasuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W.(2001). Heat Pump Dryer Using HFC 22 and HFC 134a as Refrigerants. International Energy Journal 2(2). 67-73

DRYING KINETICS AND QUALITY OF CARROT DRIED BY FAR-INFRARED RADIATION UNDER VACUUM CONDITION

C. Nimmol[1], S. Devahastin, T. Swasdisevi, and S. Soponronnarit

ABSTRACT

Drying of carrot cube by far-infrared radiation (FIR) under vacuum was carried out to investigate the effects of various parameters on the drying kinetics and quality of the dried product. Drying experiments were conducted at the controlled surface temperatures of carrot of 60, 70, and 80°C and absolute pressures of 7 and 10 kPa. The quality of the dried carrot was evaluated in terms of shrinkage, rehydration ability and color. The results showed that the time required for drying decreased with an increase of the controlled surface temperature and a decrease of the drying chamber pressure. A decrease in the controlled surface temperature and an increase in the drying pressure led to an increase in shrinkage and rehydration ability of the dried carrot. However, the influences of the controlled surface temperature and the drying pressure on the redness and lightness of the product were not significant (p>0.05).

Keywords: Colors, drying, far-infrared, rehydration, shrinkage, surface temperature, vacuum

1. INTRODUCTION

Carrot is one of the most commonly consumed vegetables because of its high vitamin and fiber content. Carrot is generally consumed in different forms including a dried form. Conventional hot air is a common method that can be used to dry carrot, however, this method leads to loss of thermal energy, requires more drying time, and causes many undesirable changes of the product. Recently, many other drying alternatives have been proposed and applied to many food products, including carrot. Among these methods is infrared drying in which the energy in the form of electromagnetic wave is absorbed directly by the product. Infrared radiation gives high drying rates leading to considerable energy savings and uniform temperature distributions (Ginzburg, 1969; Sandu, 1986; Ratti and Mujumdar, 1995; Afzal, 1999).

Since most foods and other bio-products are heat-sensitive, it is desirable to dry these products at lower temperatures. Vacuum drying is a method widely used to dry heat-sensitive products in which their qualities are deteriorated at elevated temperatures (Jaya and Das, 2003; Drouzas and Schubert; 1996). In vacuum drying, moisture within the product being dried evaporates at lower temperatures giving better product qualities and faster drying process.

To combine the benefits of the above-mentioned drying techniques, Mongpraneet, et al. (2002a,b) proposed a concept of drying using far-infrared radiation (FIR) under vacuum condition. Their study was carried out at different levels of radiation intensities and operating pressures. They found that the product (welsh onion) temperature increased rapidly with an increase of the radiation intensity leading to higher product temperature. This condition resulted in overheating and burning of the product. To avoid these problems it was suggested that the surface temperature of the product should be used to control the radiation intensities.

The objective of this research was to investigate the effects of various parameters, i.e., absolute pressure of the drying chamber and controlled surface temperature, on the drying kinetics and quality of carrot cube undergoing far-infrared radiation under vacuum (FIR-vacuum drying). In this study, the surface temperature of carrot cube was used to control the operation of a far-infrared heater. Comparison was also made with similar sets of data obtained from low-pressure superheated steam drying (LPSSD) and vacuum drying experiments conducted in the same drying chamber (Devahastin et al., 2004).

[1] School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Pracha u-tid Road, Bangkok 10140, Thailand (chatchai.nim@poppymail.com)

2. MATERIAL AND METHODS

2.1 Material

Fresh carrot with an initial moisture content of around 9 kg/kg (d.b.) or about 90% (w.b.) was purchased from a local market and stored in a refrigerator at 4°C. Before starting of each experiment carrot was peeled and cut into 1 cm^3 cubes.

2.2 Experimental Set-up

A schematic sketch of the FIR-vacuum dryer used in this study is shown in Fig. 1. The dryer consists of a stainless steel drying chamber with an inner dimension of $45 \times 45 \times 45$ cm^3 insulated with rock wool; a liquid ring vacuum pump (Nash, ET32030, Germany), which was used to maintain the vacuum in the drying chamber; and a far-infrared heater (INFRAPARA, 220V/250W), which was used to supply radiative energy to the drying sample. The operation of the far-infrared heater was controlled by the surface temperature of the sample (at about 1 mm below the top surface of the sample). The sample tray was made of a stainless steel screen with a dimension of 12×12 cm^2. The distance between the far-infrared heater and the sample was maintained at 13 cm. The change of the mass of the sample was detected continuously (at 60 seconds interval) using a load cell (Minebea, Ucg-3 kg, Japan). The temperature of the drying sample was also measured continuously (at 30 seconds interval) using type K thermocouple, which was connected to an expansion board (Omega Engineering, EXP-32, USA). Thermocouple signal were then multiplexed to a data acquisition card (Omega Engineering, CIO-DAS16Jr., USA) installed in a PC LABTECH NOTEBOOK software (version 12.1, Laboratory Technologies Corp., USA) was then used to read and record the temperature data.

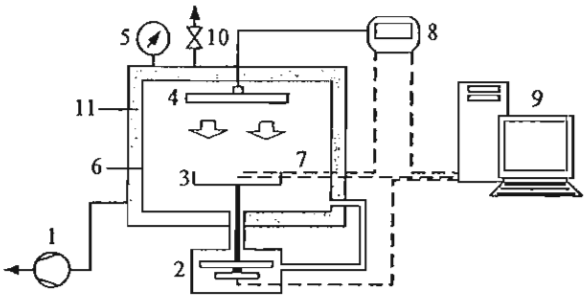


Fig. 1: A schematic sketch of FIR-Vacuum dryer. 1) vacuum pump; 2) load cell; 3) sample tray; 4) far-infrared heater; 5) pressure gauge; 6) drying chamber; 7) thermocouples; 8) temperature controller; 9) pc with data acquisition card; 10) vacuum break-up valve; 11) insulator

2.3 Experimental Procedure

Approximately 40 g of prepared carrot cubes (about 35 cubes) was placed on the sample tray. The drying chamber was then sealed tightly. The vacuum pump was switched on to evacuate the drying chamber to the desired operating pressure. The far-infrared heater was also turned on to heat up the sample to the pre-determined controlled surface temperature. The experiments were carried out at the controlled surface temperatures of carrot of 60, 70, and 80°C and absolute pressures of 7 and 10 kPa. The drying experiments were performed until 0.07 kg/kg (d.b.) of moisture content was obtained. All experiments were performed in duplicate.

2.4 Shrinkage Measurement

Shrinkage is used as a measure of the quality of many dried agricultural products including carrot. Shrinkage is expressed in terms of the percentage change of the volume of the original sample. Shrinkage of the dried carrot was calculated in this case by the following equation:

$$\%Shrinkage=\left(\frac{V_i-V}{V_i}\right)\times 100 \quad (1)$$

where V_i and V are the initial and final volume of carrot sample, respectively. The measurement of the volume was preformed using a liquid pycnometer with n-heptene as the working fluid. The average values of 20 samples were reported.

2.5 Rehydration Aability

The ability of the dried carrot to reconstitute to its original state when immersing in hot water is measured in terms of the rehydration ratio (R). The rehydration ratio, described in terms of the volume ratio, was evaluated by immersing dried carrot in hot water at 100°C for 10 minutes (Devahastin et al., 2004). After 10 minutes the sample was taken out and blotted with paper towel to eliminate excess water on the surface. The volume of the rehydrated and dried samples were measured by a liquid pycnometer with n-heptene as the working fluid. The rehydration ratio of the dried carrot was calculated by the following equation:

$$R=\frac{V_{after}}{V} \quad (2)$$

where V_{after} and V are respectively the volume of rehydrated and dried carrot sample. The average values of 20 samples were reported.

2.6 Color Measurement

The color changes of the dried samples were measured in a Hunter Lab color system using a colorimeter (Juki, JP7100p, Japan). The color changes, in terms of a and L values, were calculated by the following equations:

$$\Delta a=\frac{a-a_i}{a_i} \quad (3)$$

$$\Delta L=\frac{L-L_i}{L_i} \quad (4)$$

where a and L are respectively the redness and lightness of the dried carrot, while a_i and L_i are the redness and lightness of fresh carrot, respectively. The average values of 20 samples were again reported.

2.7 Statistical Analysis

The experimental data were analyzed using an analysis of variance (ANOVA). Duncan's test was used to establish the multiple comparisons of mean values. Mean values were considered significantly different at 95% confidence level (p=0.05). A statistical program SPSS (Version 12) was used to perform all statistical calculation.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Drying Kinetics of Carrot Cubes

The drying times and drying curves of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying are shown in Table 1 and Fig. 2, respectively. Comparisons were also be made with the data of Devahastin et al.

(2004) who dried carrot cube using low-pressure superheated steam drying (LPSSD) and vacuum drying at similar levels of temperature and pressure. It can be seen from Table 1 and Fig. 2 that the drying time decreased with an increase of the controlled surface temperature of carrot and a decrease of the chamber pressure. It is seen again from Table 1 that the drying time of carrot undergoing FIR-vacuum drying was less than those required by LPSSD and vacuum drying at all drying conditions although, in some case, the differences were not much significant, especially when compared with the time required by vacuum drying. This is probably due to the use of rather thick carrot samples (10 mm). Since FIR could not penetrate very far though the sample, the effect of using FIR was not clear when applying it to a thick sample.

Table 1: Drying time of carrot cube at different drying methods and drying conditions

Temperature, °C	Pressure, kPa	Drying times, min		
		FIR-vacuum drying	LPSSD[1]	Vacuum drying[1]
60	10	238	N/A	241
	7	202	389	235
70	10	193	290	223
	7	171	280	205
80	10	154	210	175
	7	130	198	159

[1]Devahastin et al. (2004)
N/A implies that the final moisture of carrot of 0.07 kg/kg (d.b.) was not obtainable at this condition

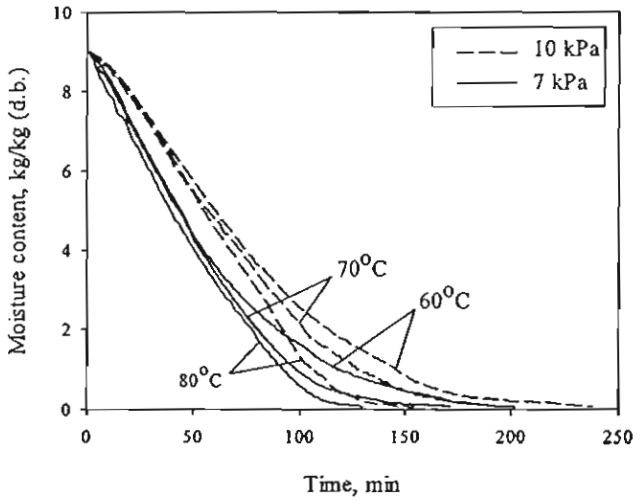


Fig. 2: Drying curves of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions

Comparison of the drying curves presented in Fig. 2 reveals that carrot cubes undergoing FIR-vacuum drying at the same pressure lost their moisture at almost the same rates during the first 70 minutes of drying although their controlled surface temperatures were different. This is due to the fact that carrot cubes were still probably in the constant rate period and hence the surface temperature of carrot was always at a fixed value close to the boiling point of water at the corresponding operating pressure (not at the boiling point since far-infrared heater was presented). Once the surface of carrot started to dry the surface temperature of carrot began to rise and the effect of the different levels of controlled surface temperature became more obvious. During the later stage of drying higher controlled surface temperature resulted in higher rates of moisture reduction, as expected.

Fig. 3 illustrates the temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions. It can be seen from this figure that the temperature of carrot cube,

measured at its center, fell suddenly from its initial value within the first 5 minutes of the process. This is due to the rapid reduction of the chamber pressure, which led to some flash evaporation of surface moisture. After this period the temperature of carrot gradually rose to the pre-determined controlled surface temperature.

It is also observed from Fig. 3 (a) and (b) that the rate of change in the carrot temperature within the first 90 minutes (in the case of drying at 10 kPa) and 75 minutes (in the case of drying at 7 kPa) were nearly the same at any controlled surface temperature. After that the temperature of carrot rose to the desired controlled surface temperature. This is due to the fact that the far-infrared heater was switched on continuously until the controlled surface temperature at each condition was reached. Therefore, the level of radiation experienced by the drying sample was more or less the same in all cases.

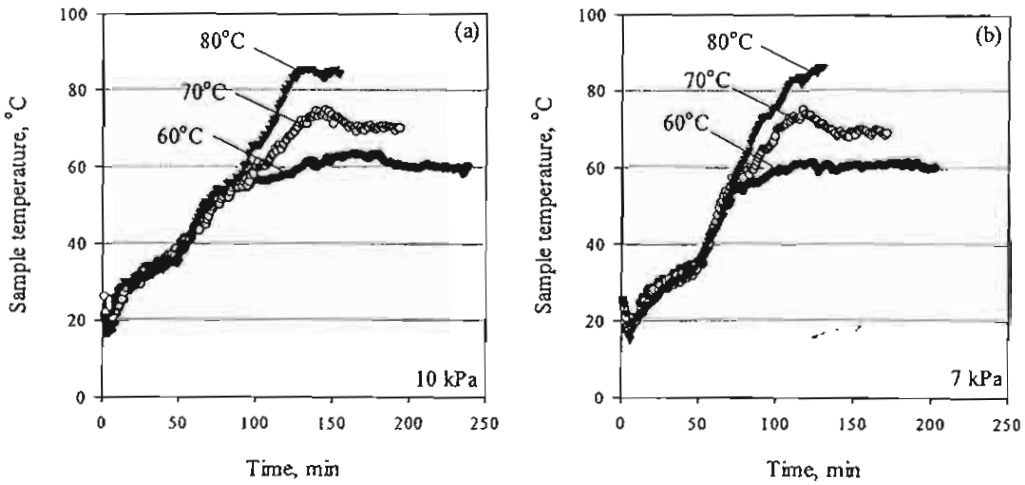


Fig. 3: Temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions

Fig. 4 (a) to (c) depicts the effect of the drying pressure on the temperature evolution of carrot cube at the controlled surface temperature of 60, 70, and 80°C, respectively. As revealed by this figure the temperature of carrot dried at a lower pressure (7 kPa) was slightly lower than at a higher pressure (10 kPa) during the first 60 minutes of the process. This is due to the fact that the drying chamber pressure was the dominant factor influencing the temperature and moisture content of carrot. After 60 minutes the amount of moisture within carrot was smaller and the amount of thermal energy supplied by the far-infrared heater became the main factor influencing the temperature of carrot led to a more rapid increase of the carrot temperature at a lower pressure than at a higher pressure.

3.2 Shrinkage of Carrot Cube

Table 2 lists the shrinkage results of dried carrot underwent different drying conditions. It can be seen that shrinkage of dried carrot was higher at the condition of longer drying duration, e.g., at a higher operating pressure or at a lower controlled surface temperature. However, the effect of the drying pressure on the shrinkage of dried carrot at a higher controlled surface temperature was not significant. These results were similar to those reported by Mongpraneet et al. (2002b) who observed that the shrinkage of welsh onion was higher at a lower level of radiation intensities.

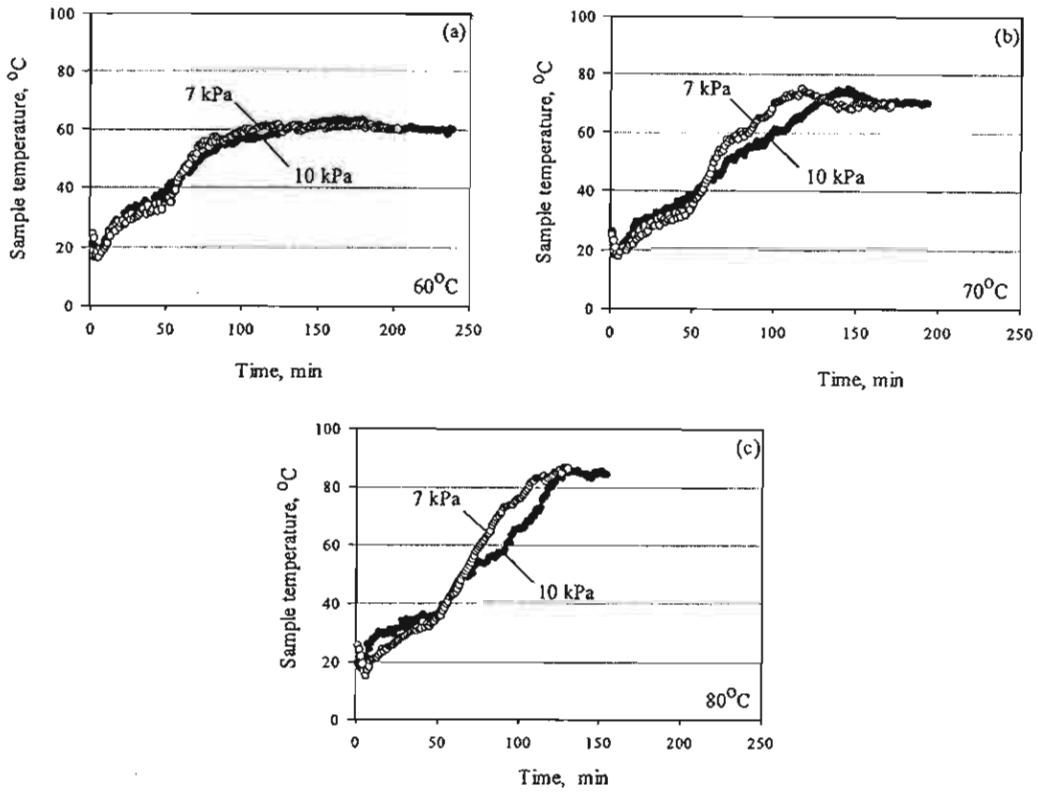


Fig. 4: Temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying chamber pressure

Table 2: Shrinkage and rehydration ratio of dried carrot at different drying conditions[1]

Temperature, °C	Pressure, kPa	Shrinkage, %	Rehydration ratio
60	10	92.14 ± 0.22^{d}	4.19 ± 0.08^{d}
	7	91.87 ± 0.57^{d}	4.07 ± 0.14^{c}
70	10	91.40 ± 0.27^{c}	4.00 ± 0.11^{bc}
	7	91.12 ± 0.17^{b}	3.93 ± 0.09^{ab}
80	10	90.75 ± 0.23^{ab}	3.88 ± 0.06^{a}
	7	90.61 ± 0.60^{a}	3.87 ± 0.05^{a}

[1]Values in the same column with different superscripts means that the values are significantly different ($p<0.05$)

Regarding the effect of different drying methods it was found that the degrees of shrinkage of FIR-vacuum, LPSSD, and vacuum dried carrot were quite similar. However, the shrinkage pattern of carrot dried by FIR-vacuum method was nonuniform as compared with that dried by LPSSD (Devahastin et al., 2004). The photographs of FIR-vacuum dried carrot cubes are depicted in Fig. 5.



(a) before (b) after

Fig. 5: Photographs of FIR-vacuum dried carrot cube both before and after drying

3.3 Rehydration Behavior of Carrot Cube

The rehydration ability of carrot cube underwent different drying conditions, which is expressed in terms of the rehydration ratio is also listed in Table 2. It can be seen that the rehydration ability of dried carrot was lower at the condition of shorter drying, e.g., at a lower drying pressure or at a higher controlled surface temperature. This is due to the fact that at these conditions the temperature of carrot was very high, especially during the later stage of drying. This led to a formation of dense or rigid layers on the surface, which prevented the absorption of water during rehydration. Fig. 6 shows the photographs of FIR-vacuum dried carrot cubes both before and after rehydration.



(a) before (b) after

Fig. 6: Photographs of FIR-vacuum dried carrot cube both before and after rehydration

In comparison with LPSSD and vacuum drying (Devahastin et al., 2004) it was observed that the rehydration ability of FIR-vacuum dried carrot was much lower than that of LPSSD and vacuum dried carrot at similar conditions, especially at prolonged drying conditions. This is due to the fact that, in the case of FIR-vacuum drying, dense or rigid layers were formed rapidly compared with the case of LPSSD and vacuum drying.

3.4 Colors of Carrot Cube

Table 3 lists the changes of redness and lightness of dried carrot underwent different drying conditions. It was observed that dried carrot was redder than the fresh one for all drying conditions as indicated by the positive values of Δa. This is probably due to an increase of color pigment concentration caused by the moisture removal. It can also be seen from Table 3 that dried carrot was darker than the fresh one for all drying conditions as indicated by the negative values of ΔL. However, the effect of the controlled surface temperature and the drying pressure on the redness and lightness of carrot were not significant in all cases. This may probably due to the fact that the ranges of the controlled surface temperature and drying pressure tested were not large enough.

In comparison with LPSSD and vacuum drying (Devahastin et al., 2004) it was found that the results obtained by FIR-vacuum drying were significantly different from LPSSD and vacuum drying. LPSSD yielded dried carrot of redder and lighter colors than those obtained by FIR-vacuum and vacuum drying.

Table 3: Redness and lightness of dried carrot at different drying conditions[1]

Temperature, °C	Pressure, kPa	Δa	ΔL
60	10	0.084 ± 0.008^{a}	-0.088 ± 0.005^{b}
	7	0.087 ± 0.007^{a}	-0.087 ± 0.005^{ab}
70	10	0.080 ± 0.008^{a}	-0.090 ± 0.006^{a}
	7	0.081 ± 0.007^{a}	-0.090 ± 0.007^{a}
80	10	0.080 ± 0.008^{a}	-0.091 ± 0.004^{a}
	7	0.080 ± 0.006^{a}	-0.089 ± 0.008^{a}

[1]Values in the same column with different superscripts means that the values are significantly different ($p<0.05$)

4. CONCLUSIONS

Experiments on FIR-vacuum drying of carrot cube showed that the time required for drying decreased with an increase of the controlled surface temperature and a decrease of the drying chamber pressure. The influence of the controlled surface temperature and drying pressure on the redness and lightness of the dried carrot were not significant. Drying time required to dry carrot by FIR-vacuum drying was lower than that required by LPSSD and vacuum drying. However, LPSSD yielded carrot of higher rehydration ability and redder than that obtained by FIR-vacuum drying. Combination of LPSSD and FIR is suggested in a future study to combine the advantages of these two drying processes.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors express their sincere appreciation to the Thailand Research Fund (TRF) for supporting this study financially.

REFERENCES

1. Afzal, T.M., Abe, T. and Hikida, Y., 1999, "Energy and Quality Aspects During Combined FIR-Convection Drying of Barley", Journal of Food Engineering, Vol. 42, pp. 117-182.
2. Devahastin, S., Suvarnakuta, P., Soponronnarit, S. and Mujumdar, A.S., 2004, "A Comparative Study of Low-Pressure Superheated Steam and Vacuum Drying of a Heat-Sensitive Material", Drying Technology, Vol. 22, pp. 1845-1867.
3. Drouzas, A.E. and Schubert, H., 1996, "Microwave Application in Vacuum Drying of Fruits", Journal of Food Engineering, Vol. 28, pp. 203-209.
4. Ginzburg, A.S., 1969, "Application of Infrared Radiation in Food Processing", Chemical and Process Engineering Series, Leonard Hill, London.
5. Jaya, S. and Das, H., 2003, "A Vacuum Drying Model for Mango Pulp", Drying Technology, Vol. 21, pp. 1215-1234.
6. Mongpraneet, S., Abe, T. and Tsurusaki, T., 2002a, "Accelerated Drying of Welsh Onion by Far Infrared Radiation under Vacuum Conditions", Journal of Food Engineering, Vol. 55, pp. 147-156.
7. Mongpraneet, S., Abe, T. and Tsurusaki, T., 2002b, "Far Infrared-Vacuum and Convection Drying of Welsh Onion", Transactions of the ASAE, Vol. 45, pp. 1529-2535.
8. Ratti, C. and Mujumdar, A.S., 1995, "Infrared Drying", pp. 567-588, in A.S. Mujumdar (Ed.) Handbook of Industrial Drying: Volume 1, 2nd edition, Marcel Dekker, New York.
9. Sandu, C., 1986, "Infrared Radiative Drying in Food Engineering: A Process Analysis", Biotechnology Progress, Vol. 2, pp. 109-119.

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 17
15-17 ตุลาคม 2546 จังหวัดปราจีนบุรี

การพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ

Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel

ฐานิตย์ เมธิยานนต์[1] นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์[1] อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2]
[1]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 หรือ 09-8160456 E-mail : thanid_m@yahoo.com[1]
[2]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400
โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail : somchart.sop@kmutt.ac.th[4]

บทคัดย่อ

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด(Vortex-Fluidized Bed Combustor,VFBC)สำหรับเชื้อเพลิงแกลบได้ถูกพัฒนาขึ้นโดยรวมลักษณะของการเผาไหม้ร่วมวอร์เทคกับฟลูอิไดซ์เบดไว้ด้วยกันอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและอัตราการไหลของอากาศในแต่ละส่วนแตกต่างกันไปในแต่ละการทดลองจากการทดลองพบว่า ขณะที่เกิดการเผาไหม้ห้องเผาไหม้ของเตาเผาจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วนตามลักษณะการเผาไหม้คือ 1)บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคขึ้นไปซึ่งมีลักษณะการเผาไหม้แบบวอร์เทค การหมุนวนของอากาศเหนือวงแหวนมีส่วนสำคัญในการช่วยดักจับอนุภาคขนาดใหญ่ที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้หนีออกไปจากเตา และ 2)บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ด้านล่างวงแหวนวอร์เทคลงมาซึ่งเกิดการเผาไหม้แบบแบบฟลูอิไดซ์เบดจะเด่นชัดมากโดยมีการกระจายอุณหภูมิสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาซึ่งทำให้ได้ภาระความร้อนสูงสุดเท่ากับ 0.825 MW_{th}/m^3 การเกิดฟลูอิไดซ์เชชันภายในเตาไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยผสมลงในเบด และปริมาณอากาศส่วนเกินจะส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาโดยพบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาจะมีค่าสูงสุดประมาณ 85 % และอุณหภูมิแก๊สร้อนตรงทางออกมีค่าประมาณ 1,060 °C การควบคุมอุณหภูมิภายในเตาเผาไม่ให้เกินกว่า 1,000 °C โดยการปรับอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สามให้เหมาะสม และสุดท้ายพบว่าปริมาณ CO และ NO_x ที่ปล่อยออกมาจากเตาอยู่ในเกณฑ์ต่ำกว่ามาตราฐานโดยมีค่าไม่เกิน 15 และ 118 ppm ตามลำดับ

Abstract

Vortexing-Fluidized Bed Combustor(VFBC) for rice husk with combining the features of vortexing-fluidized Bed combustion was developed in this research. Rice husk feed rate and airflow rate of each part were varied from experimental to the other. During combustion process, the experimental result shown that combustion chamber was devided into two categorizes by mechanism of combustion namely 1)combustion chamber occupying above the vortexing ring which vortexing combustor took place. The aggressive swirling of air above vortxing ring much help in trapping the large unburn partical and perventing partical escaping from the combustor and 2)combustion chamber locating below the vortexing ring which combustor was dominated by fluidized bed combustion resulted by the uniformity of the temperature distribution across the chamber. This efficient space utilization offered the highest thermal load of combustor that is 0.825 MW_{th}/m^3. Moreover , no any inert material was necessary to mix in to the bed for promoting fluidization. It was also found that the excess air directly affected on thermal efficiency and with 110% excess air gave the highest thermal efficiency of 85% and combustion gas temperature at the exit was around 1,060 °C. To controll temperatures inside the combustor to not exceed 1,000 °C ,the thirdly air could be supplied with appropriate airflow rate . Finally , the amount of CO and NO_x were less than 15 and 118 ppm. respectively , which were considerably lower than the acceptable standard level.

1. บทนำ

เนื่องจากในแต่ละปีอุตสาหกรรมโรงสีข้าวอุตสาหกรรมแปรรูปอาหารสัตว์มีความต้องการพลังงานความร้อนไปใช้ในกระบวนการผลิตเป็นจำนวนมาก เช่น ใช้ในการอบแห้ง ผลิตไอน้ำ เป็นต้น ซึ่งทำให้มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูงและประเทศต้องนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศเข้ามาปีละจำนวนมากจึงได้มีผู้ประกอบการหลายรายภายในประเทศผลิตเตาเผาไหม้ที่ใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวล เช่น แกลบ ซังข้าวโพดเป็นต้นเพื่อใช้กับอุตสาหกรรมดังกล่าวโดยเตาที่ผลิตขึ้นภายในประเทศ ได้แก่เตาเผาไหม้แบบปล่องควันและตะแกรงเอียง และเตาเผาไหม้ไซโคลนซึ่งเตาเผาไหม้ไซโคลน [1] การเผาไหม้โดยใช้หลักการของการไหลวนหรือการไหลแบบวอร์เทคได้เป็นที่รู้จักกันแพร่หลายมาหลายทศวรรษแล้ว ซึ่งนอกจากทำหน้าที่ผลิตความร้อนแล้วยังทำหน้าที่ดักเถ้าไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สเผาไหม้ด้วย ต่อมาได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [2, 3, 4] สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดก็ได้มีการพัฒนามานานแล้วเช่นกัน ส่วนใหญ่จะใช้กับเชื้อเพลิงถ่านหินเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าแต่ก็มีการ

[1]Corresponding author

นำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลเช่นกัน [5, 6, 7] แต่เนื่องจากเชื้อเพลิงชีวมวลส่วนใหญ่จะมีรูปร่างที่ไม่เป็นทรงกลมและมีความหนาแน่นต่ำเช่น แกลบ ขี้เลื่อย เป็นต้น ทำให้ยากต่อการทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชัน จึงมีความจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยที่ไม่ทำปฏิกิริยาออกซิเดชันจำพวกทรายซิลิกา อลูมินา ผสมลงในเบดในอัตราส่วนที่เหมาะสม [5, 8] อย่างไรก็ตามการผสมวัสดุเฉื่อยเหล่านี้ลงไปจะทำให้ความดันตกคร่อมห้องเผาไหม้มีค่าสูงมากจำเป็นต้องใช้พัดลมขนาดใหญ่ทำให้สิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าในส่วนนี้สูง และเมื่อประมาณ 10 กว่าปีมานี้ ได้มีการพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดซึ่งใช้กับถ่านหินบดและเป็นเตาชนิดที่ป้อนเชื้อเพลิงเข้าทางด้านล่างของเบด [9, 10, 11] และได้มีการพัฒนาขึ้นโดยมีการเพิ่มอากาศส่วนที่สอง ซึ่งถูกฉีดเข้าไปในแนวสัมผัสในบริเวณ free board โดยจะทำให้เกิดการหมุนวนของแก๊สเผาไหม้และอนุภาคขึ้นในบริเวณ free board การฉีดอากาศส่วนที่สองสามารถทำได้ที่ระดับความสูงต่าง ๆ ของตัวเตา ผลของการเกิดวอร์เทกจากการฉีดอากาศเข้าไปในแนวสัมผัสนี้จะทำให้สามารถดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้หลุดลอยออกไปจากเตาและยังทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิง ระหว่างบริเวณเบดด้านล่างกับบริเวณที่เกิดวอร์เทคใน free board ส่งผลให้สามารถลดความสูงของเตาฟลูอิไดซ์เบดลงได้ งานวิจัยเหล่านี้ [9, 10, 11] คล้ายคลึงกับ U.S. Patent no. 4,867,079 [17] ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว ซึ่งเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในประเทศไทยยังไม่มีการผลิตขายแต่ในต่างประเทศได้มีการทำวิจัยในห้องปฏิบัติการพบว่ามีจุดเด่นที่น่าสนใจอยู่หลายประการซึ่งสามารถนำข้อมูลมาเปรียบเทียบกับเตาเผาไหม้ไซโคลนได้ดังแสดงในตารางข้างล่างดังนี้

ตารางที่ 1 เปรียบเทียบลักษณะและคุณสมบัติของเตาเผาไหม้ไซโคลนและฟลูอิไดซ์เบด [4, 5]

	เตาเผาฟลูอิไดซ์เบด		เตาเผาไซโคลน
1	ค่าภาระความร้อนเตาประมาณ 1 MW/m^3	1	ค่าภาระความร้อนเตาประมาณ 0.34 MW/m^3
2	อัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของเตา (H/D) ประมาณ 13	2	H/D มีค่าประมาณ 2.5
3	ประสิทธิภาพการเผาไหม้อยู่ในช่วง 80– 95%	3	ประสิทธิภาพการเผาไหม้อยู่ในช่วง 65 – 80%
4	ต้องใช้วัสดุเฉื่อย จำพวกซิลิกา อลูมินา เป็นต้น ผสมลงในเบด	4	ไม่ต้องใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงในเบด
5	เถ้าสามารถลอยออกไปพร้อมกับอากาศร้อนที่ท่อทางออก	5	ต้องมีระบบลำเลียงทางกลในการลำเลียงเถ้าออกจากเตา

และเมื่อไม่นานมานี้ได้มีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของแก๊ส–อนุภาคภายในเตาเผาไหม้วอร์เทคพบว่าบริเวณใกล้ผนังเตาอากาศที่จะมีการไหลในทิศทางลง(สู่ด้านล่างเตา)ซึ่งจะทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคภายในเตา และมีส่วนสำคัญให้ residence time นานขึ้น [12]

2. ขั้นตอนการออกแบบเตาเผาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด (Vortex-Fluidized Bed Combustor,VFBC)

จากผลการศึกษาพฤติกรรมของอากาศ–แกลบภายในเตาเผาไหม้จำลอง[13]แสดงให้เห็นถึงแนวโน้มที่สามารถจะนำหลักการดังกล่าวไปใช้กับเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด(Vortex-fluidized bed combustion, VFBC)จริงได้จึงได้นำข้อมูลจากการศึกษาในข้างต้นมาใช้เป็นแนวทางในการออกแบบเตาเผา VFBC ในระดับห้องปฏิบัติการ ซึ่งเตาเผา VFBC เป็นเตาเผาที่ถูกออกแบบมาเพื่อรวมเอาลักษณะเด่นของเตาเผาแบบไซโคลนและเตาเผาแบบฟลูอิไดซ์เบดเข้าด้วยกันโดยเตาเผา VFBC มีขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาเท่ากับ 40 cm. สูง 110 cm. ดังแสดงในรูปที่ 1a และสามารถแบ่งเตาเผาออกเป็น 2 ส่วน ตามลักษณะรูปร่างของเตาดังแสดงในรูปที่ 1a ส่วนที่หนึ่งรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกระบอกและส่วนที่สองรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกรวยหงายโดยบริเวณปลายกรวยถูกตัดเพื่อติดตั้งแผ่นกระจายอากาศ(Air Distributor)สำหรับอากาศส่วนที่สอง

อากาศที่ถูกใช้ในการเผาไหม้แกลบภายในเตาเผา VFBC สามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ส่วนดังแสดงในรูปที่ 1b คือ 1)อากาศส่วนที่หนึ่ง (Primary Air)คืออากาศที่นำแกลบเข้าสู่เตาเผาซึ่งจะถูกป้อนในแนว Tangential ทางด้านบนของห้องเผาไหม้แบบทรงกระบอก เพื่อทำให้เกิดการหมุนวนของอากาศและแกลบแบบวอร์เทค 2)อากาศส่วนที่สอง (Secondary Air)จะถูกจ่ายผ่านแผ่นกระจายลมเข้าสู่เตาเผา VFBC ที่บริเวณด้านที่ด้านล่างของห้องเผาไหม้ที่มีลักษณะเป็นทรงกรวยหงายทำให้เกิดพฤติกรรมแบบฟลูอิไดซ์เบดทั่วในบริเวณของห้องเผาไหม้ที่อยู่ถัดจากวงแหวนวอร์เทคลงมา โดยรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกรวยหงายจะช่วยทำให้แกลบลอยตัวได้ง่ายและอนุภาคในเบดมีการหมุนเวียนทั่วถึงโดยไม่ต้องใช้วัสดุเฉื่อยมาผสมลงในเบด และ3)อากาศส่วนที่สาม (Thirdly Air)จะเป็นอากาศที่ถูกจ่ายในแนว Tangential ที่ตำแหน่งด้านข้างเตาเผาแบบทรงกระบอกในระดับความสูงเท่ากับ 55 cm. เพื่อลดอุณหภูมิในห้องเตาเผาที่เกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด

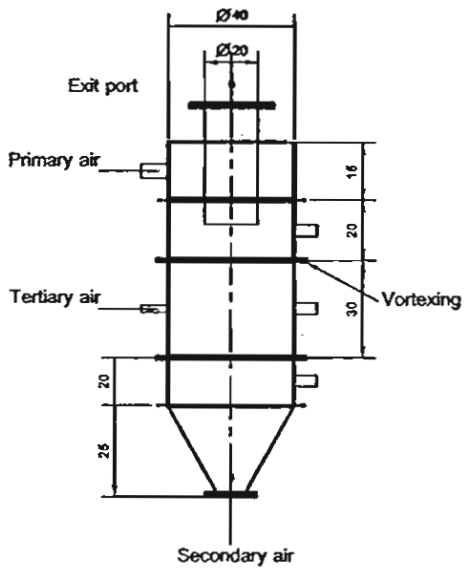
3. วิธีการทดลอง แบ่งออกเป็น 2 ส่วนหลักๆ คือ

3.1 การทดลองเบื้องต้นเพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานของเตาเผา VFBC

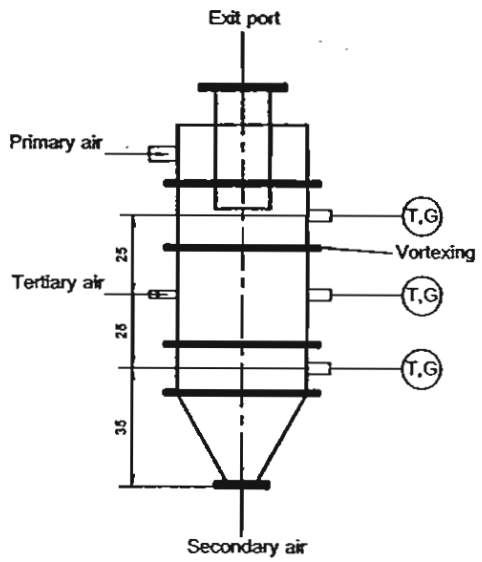
เตรียมอุปกรณ์การทดลองดังแสดงในรูปที่ 2 ทำการติดเตาเผาโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงแกลบและอุ่นเตาจนอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ประมาณ 600 °C จึงเริ่มทำการทดลอง

1. ปรับอัตราการไหลของอากาศและแกลบให้สอดคล้องกับเงื่อนการทดลองที่ 1-6 ในตารางที่ 2 ในการทดลองจะใช้ Blower 2 ตัว ตัวละ 2.2 kW ในการวัดอัตราการไหลของอากาศใช้ออริฟิสมิเตอร์ซึ่งถูกปรับเทียบจาก Hot wire anemometer ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้ และสามารถควบคุมอัตราการป้อนของแกลบโดยใช้ frequency inverter ที่ใช้ควบคุมความเร็วรอบของ Motor ในการป้อนแกลบ

2. เริ่มบันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC ทุก 5 นาทีจนครบ 120 นาที โดยใช้ Thermocouple type K และใช้ Indicator ซึ่งมีความละเอียด ±1 °

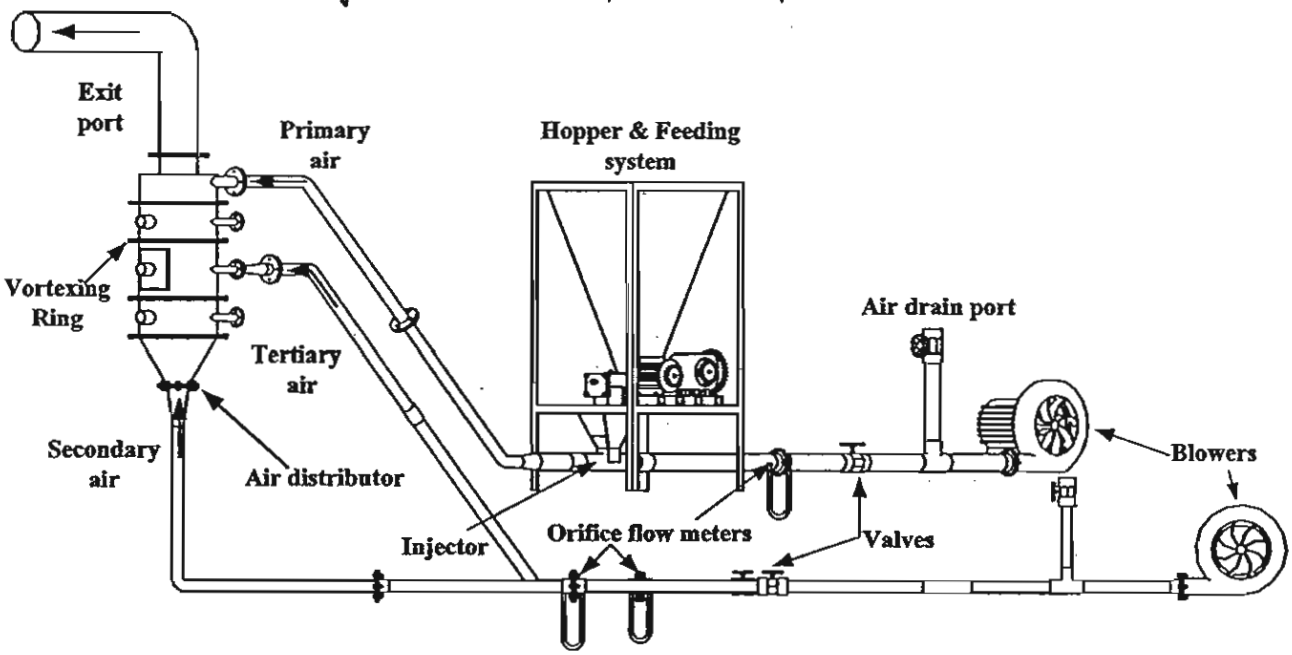


(a) Dimensions of VFBC



(b) Temperature(T) and combustion gas component(G) measure positions

รูปที่ 1 Dimensions and Temperature measure positions of VFBC



รูปที่ 2 Schematic diagram of the overall experimental set-up of VFBC

3.2 การศึกษาผลของปริมาณอากาศส่วนที่สามต่อสมรรถนะของ VFBC

(อุปกรณ์การทดลองเป็นชุดเดียวกับชุดศึกษาการทดลองเบื้องต้น เพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานของเตาเผา VFBC)

1.การปรับอัตราการไหลของแกลบและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนที่การทดลองที่ 7-10 ในตารางที่ 2

2.เริ่มบันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่ง Y = 0.35 m โดยอ้างอิงตำแหน่งความสูงจากแผ่นกระจายลม(Air distributor)ที่ตำแหน่ง r/R = 0.05, 0.1, 0.15, 0.2, 0.25, 0.3, 0.35, 0.4, 0.45, 0.5, 0.55, 0.6, 0.65, 0.7, 0.75, 0.8, 0.85, 0.9, 0.95 และ 1.0 เก็บขี้เถ้าที่ได้จากการเผาไหม้

3.บันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกและตรวจวัดองค์ประกอบของแก๊สที่เกิดจากการเผาไหม้โดยใช้เครื่อง Gas analyzer รุ่น GA-40T plus

4.ทำการทดลองซ้ำข้อ 2-3 โดยบันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่ง Y = 0.60 m และ 0.85 m ตามลำดับ

ตารางที่ 2 The operation condition of VFBC

		The preliminary study of VFBC operation condition						The study of the effects of thirdly airflow on performance of VFBC			
Run No.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Specific Rice husk feed rate	($kg/h-m^3$)	160	187	213	240	240	240	240	240	240	240
Primary air											
Flow rate	(m^3/min)	2.75	2.75	2.75	2.2	2.33	2.75	2.06	2.06	2.06	2.06
Velocity	(m/s)	22.7	22.7	22.7	18.2	19.2	22.7	17	17	17	17
Secondary air											
Flow rate	(m^3/min)	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.85	0.85	0.85	0.85
Velocity	(m/s)	2	2	2	2	2	2	1.75	1.75	1.75	1.75
Thirdly air											
Flow rate	(m^3/min)	-	-	-	-	-	-	-	0.37	0.76	1.124
Velocity	(m/s)	-	-	-	-	-	-	-	12.34	25	37.01
Excess air	(%)	110	170	138	77	85	110	70	90	110	130

ตารางที่ 3 แสดงสมรรถนะในการวัดปริมาณแก๊สเสียของ Gas analyzer รุ่น GA-40T plus

Gas	Range
O_2	0 - 20.9%
CO_2	0 - 50%
CO	0 – 4,000 ppm
NO_x	0 – 5,000 ppm
SO_2	0 – 5,000 ppm

ประสิทธิภาพเชิงความร้อน(η_{th})ของเตานิยามได้ด้วยสมการดังนี้

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_a\left(c_{p,g}T_e - c_{p,a}T_i\right)}{\dot{m}_f HHV} \qquad (1)$$

เมื่อ

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลของอากาศ, kg/s

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบ, kg/s

$c_{p,g}, c_{p,a}$ = ค่าความจุความร้อนของแก๊สเสียและอากาศที่เข้าเผาไหม้

HHV = ค่าความร้อนสูงของแกลบ = 14.5 MJ/kg

Te = อุณหภูมิแก๊สเสียที่ตำแหน่งทางออกของ VFBC

Ti = อุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งทางเข้าของ VFBC

โดยกำหนดให้ $c_{p,g}$ ที่ตำแหน่งทางออกเท่ากับ $c_{p,a}$ ที่มีอุณหภูมิแก๊สเสีย

4. ผลการทดลอง

เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นงานวิจัยเบื้องต้นดังนั้นเพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานที่เหมาะสมของเตาเผา VFBC จึงได้กำหนดเงื่อนไขทดลองออกเป็น 6 เงื่อนไขโดยเปลี่ยนอัตราการไหลของแกลบและอากาศต่างๆ กันดังแสดงในตารางที่ 2 เงื่อนการทดลองที่ 1-6

4.1 การทดลองเบื้องต้นเพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานของเตาเผา VFBC

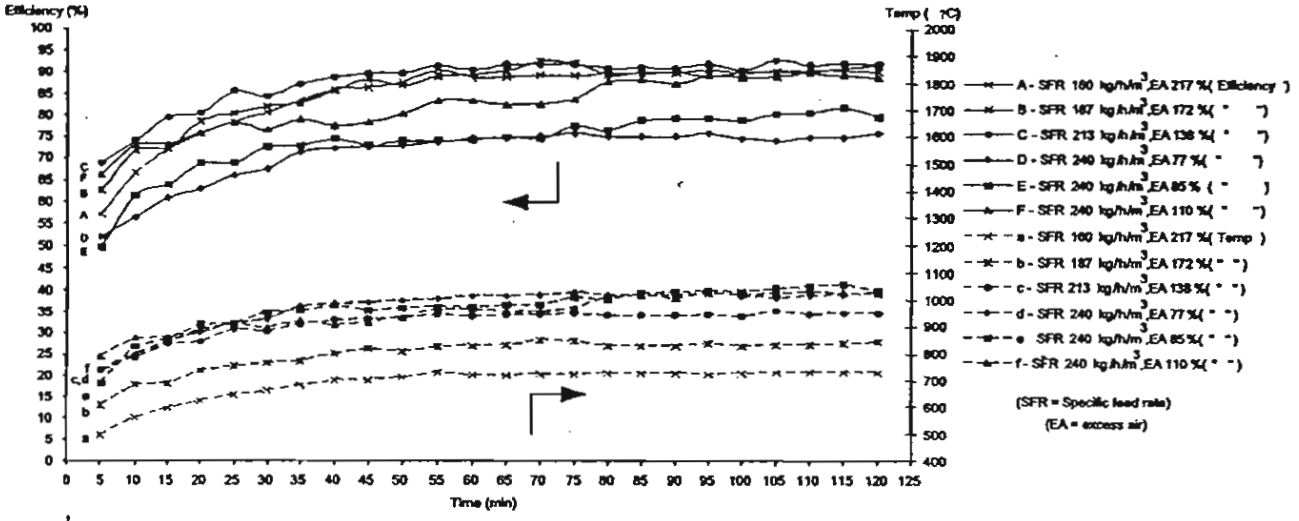
จากผลการทดลองสามารถสรุปในประเด็นสำคัญได้ดังนี้

4.1.1 จากการสังเกตการเผาไหม้ฝ่านช่องมองของเตาเผา VFBC พบว่าการเกิดฟลูอิไดซ์เซชันจะครอบคลุมบริเวณตั้งแต่ด้านล่างของเตาเผา VFBC จนถึงบริเวณที่เป็นที่ตั้งของวงแหวนวอร์เทค(Vortexing ring)ซึ่งการเกิดฟลูอิไดซ์เซชันของแก๊สเผาไหม้กับอนุภาคภายในของเตาเผาจะสอดคล้องกับการเกิดฟลูอิไดเซชันของอากาศ–แกลบในกรณีเตาเผาไหม้จำลอง[13]

4.1.2 การเกิดฟลูอิไดซ์เซชันภายในเตาเผา VFBC ไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยจำพวกทรายซิลิกาหรืออลูมินาลงไปในเบดเหมือนเช่นในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดโดยทั่วไป

4.1.3 เตาเผา VFBC สามารถทำอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ (SFR) ได้ 240 $kg/h/m^3$ ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 110% เมื่อคำนวณเป็นค่าภาระความร้อนของเตา(โดยกำหนดให้ HHV ของแกลบ = 14.5 MJ/kg)ที่ η_{th} 87% จะมีภาระความร้อนเท่ากับ 0.84 MW_{th}/m^3 ซึ่งความจริงอาจสามารถป้อนเชื้อเพลิงด้วยอัตราที่มากกว่านี้ได้ถ้าเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินให้มากขึ้นโดยการจ่ายอากาศส่วนที่สามเข้าไปในเตา จากการทดลองจะได้ว่า SFR ที่เตาเผา VFBC ทำได้มีค่าใกล้เคียงกับของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลซึ่ง SFR มีค่าประมาณ 265 $kg/h/m^3$ [5] และสูงกว่าที่เตาเผาไหม้ไซโคลนที่ผลิตขายอยู่ภายในประเทศทำได้ ซึ่ง SFR มีค่าสูงสุดประมาณ 110 $kg/h/m^3$

4.1.4 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา(η_{th})ในกรณีที่ค่า SFR เท่ากับ 240 $kg/h/m^3$(กรณี F ในรูปที่ 3)พบว่าค่า η_{th} จะเพิ่มขึ้นไปตามเวลาที่เตาทำงานโดยจะเริ่มคงที่เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 90 นาที (และเป็นจริงสำหรับในกรณีอื่นๆ ด้วย)โดย η_{th} จะมีค่าประมาณ 87% ซึ่งถึงแม้จะต่ำกว่าในกรณีของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดซึ่ง η_{th} มีค่าในช่วง 90–95% แต่ก็สูงกว่าของเตาไซโคลนมากซึ่ง η_{th} มีค่าประมาณ 65–80%



รูปที่ 3 The variation of thermal efficiency of VFBC and exhaust gas temperature with various of rice husk feed rate and excess air

4.1.5 อุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงเวลา 30 นาทีแรกของการทดลอง และจากนั้นอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก็จะเริ่มลดน้อยลงจนกระทั่งเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้จะมีอุณหภูมิประมาณ 900 °C ในเวลาเพียง 20 นาที และถึง 1000 °C ในเวลาประมาณ 80 นาที(ดูกรณี f ในรูปที่ 3)

4.1.6 ในกรณีที่ค่า SFR 240 kg/h/m^3 ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) 110% ชิ้นเถ้าที่ออกจากเตาเผามีขนาดเล็กละเอียดสีดำปนขาวซึ่งแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพในการเปลี่ยนคาร์บอนในเชื้อเพลิงไปเป็นแก๊สเผาไหม้(carbon conversion efficiency)ได้ดีซึ่งมีสาเหตุจากกหมุนวนแบบวอร์เทคที่รุนแรงในบริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนทำหน้าที่ดักอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ทำให้ไม่ให้สามารถหลุดออกจากเตาเผา VFBC ได้ซึ่งสอดคล้องกับพฤติกรรมการเกิดม่านอากาศที่ใช้ดักอนุภาคภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดแบบจำลอง [13]

จากผลการทดลองข้างต้นจึงได้เลือกเงื่อนไขที่ทำให้เตาเผา VFBC ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาสูงสุดคือที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะสูงสุด(SFR)เท่ากับ 240 kg/h/m^3 (กรณี F ในรูปที่ 3)โดยใช้เป็นเงื่อนไขที่มีการใช้อากาศส่วนที่สาม

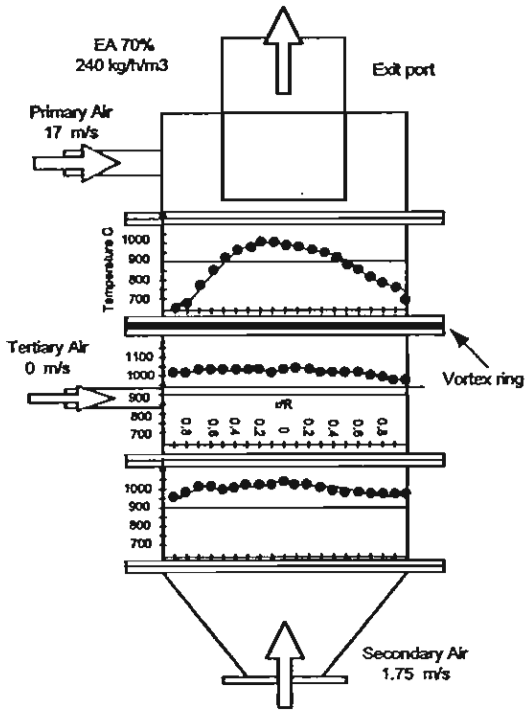
4.2 การกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผา VFBC

ในการทดลองนี้กำหนดอัตราการไหลของเชื้อเพลิงจำเพาะ 240 kg/h/m^3 และทำการเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สามดังแสดงในเงื่อนไขการทดลองที่ 7-10 ในตารางที่ 2

การกระจายอุณหภูมิภายใน VFBC สามารถแบ่งออกเป็นสองบริเวณคือ 1)บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคพบว่าการกระจายอุณหภูมิของทั้ง 4 เงื่อนไขดังแสดงในรูปที่ 4(a-d) กระจายอุณหภูมิที่คล้ายคลึงกันเป็นรูปพาราโบลาคว่ำ โดยบริเวณขอบผนังจะมีอุณหภูมิต่ำเนื่องจากใกล้ตำแหน่งที่จ่ายอากาศส่วนทีหนึ่งและส่วนบริเวณแกนกลางของเตาเผาจะมีอุณหภูมิสูงเนื่องจากเป็นบริเวณที่แก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไหลผ่านเพื่อเข้าสู่ท่อทิ้งเถ้าที่อยู่ด้านบนของเตาเผา 2)คือบริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคพบว่าปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 70%, 90% และ 110% มีการกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้เกิดขึ้นอย่างความสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาที่ความสูงเท่ากับ 0.35 m. และ 0.55 m. ดังแสดงในรูปที่ 4(a-c) ซึ่งสะท้อนให้เห็นการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดขึ้นภายในเตาที่ระดับความสูงดังกล่าวที่ทั้งอากาศและอนุภาคมีการเคลื่อนที่แบบไม่มีทิศทางแน่นอน(Random movement)และส่งผลให้สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ (SFR) 240 kg/h/m^3 ได้ซึ่งสอดคล้องกับพฤติกรรมการเคลื่อนที่ของอากาศภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดในแบบจำลอง [14] สำหรับที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 130% ดังแสดงในรูปที่ 4d อุณหภูมิบริเวณผนังจะต่ำกว่าที่บริเวณอื่นภายในเตาเผาค่อนข้างมากสาเหตุมาจากการจ่ายอากาศส่วนที่สามในบริเวณนี้มากเกินความจำเป็นทำให้มีการสูญเสียความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไปกับการทำให้ไนโตรเจนในอากาศมีอุณหภูมิสูงขึ้น สำหรับอุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตานับจากบริเวณที่ถัดจากวงแหวนวอร์เทคลงมาพบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 70% จะมีอุณหภูมิเฉลี่ยสูงสุดอยู่ในช่วง 990-1,025 °C และเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินเป็น 90% และ 110% จะมีอุณหภูมิเฉลี่ยต่ำกว่า 1,000 °C โดยมีค่าในช่วง 930-975 °C โดยที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 110% จะให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th})สูงสุดเท่ากับ 85% (กรณี C รูปที่ 5) และพบว่าอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ตรงทางออกของเตามีอุณหภูมิเฉลี่ยเท่ากับ 1,060 °C

4.3 สมรรถนะของเตา VFBC

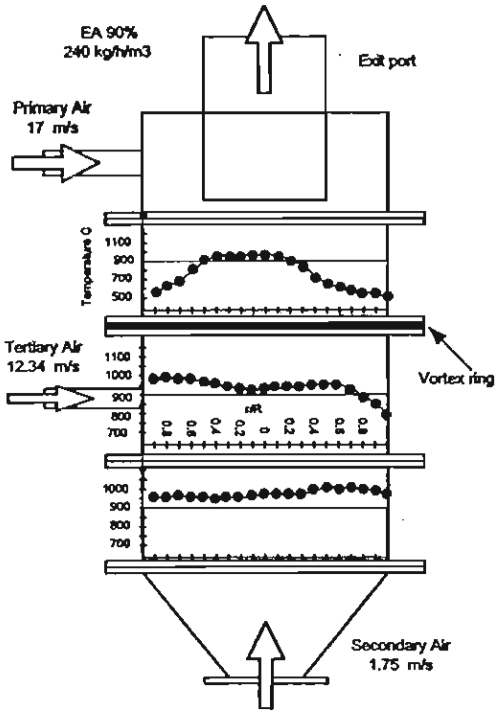
4.3.1 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและภาระความร้อนของเตาประสิทธิภาพเป็นดัชนีที่ใช้บอกถึงความคุ้มค่าของการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิง ส่วนภาระความร้อนของเตาซึ่งมีหน่วยเป็น MW$_{th}$/m^3 เป็นตัวบ่งบอกถึงความคุ้มค่าในการใช้พื้นที่ภายในเตาโดยในทางเศรษฐศาสตร์แล้วค่าภาระความร้อนของเตาจะแปรผกผันกับเงินทุนในการก่อสร้าง ดังนั้นในการประเมินสมรรถนะของเตาต้องพิจารณาจากดัชนีทั้งสองตัวไปพร้อมๆ กัน จากรูปที่ 3 และ 5 พบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน



Without thirdly air,

Excess air = 70%(run no.7)

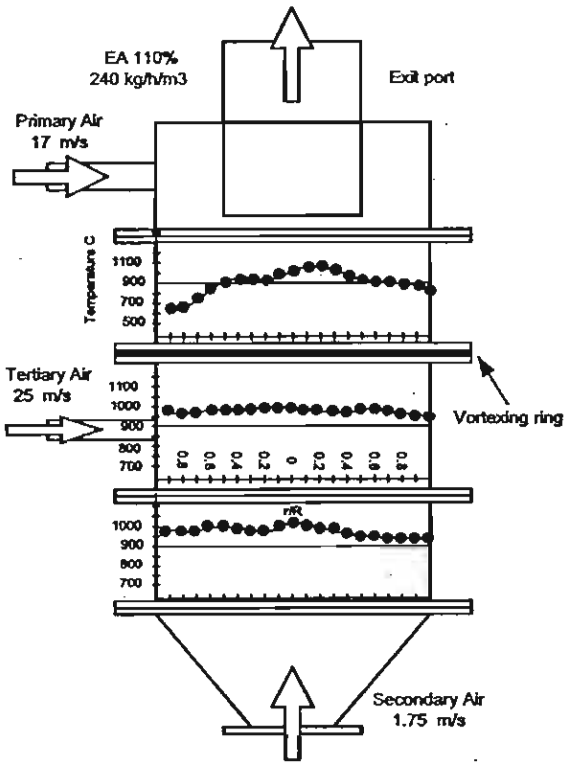
a



Thirdly airflow fraction = 0.11,

Excess air = 90%(run no.8)

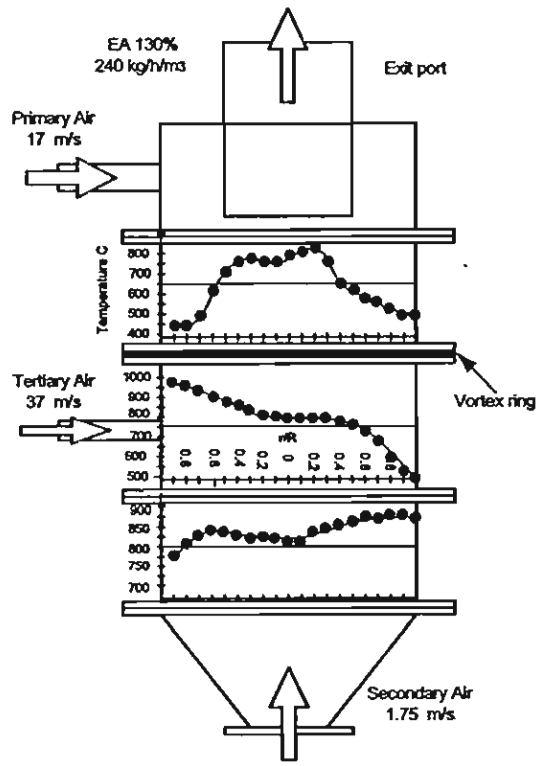
b



Thirdly airflow fraction = 0.21,

Excess air = 110%(run no.9)

c

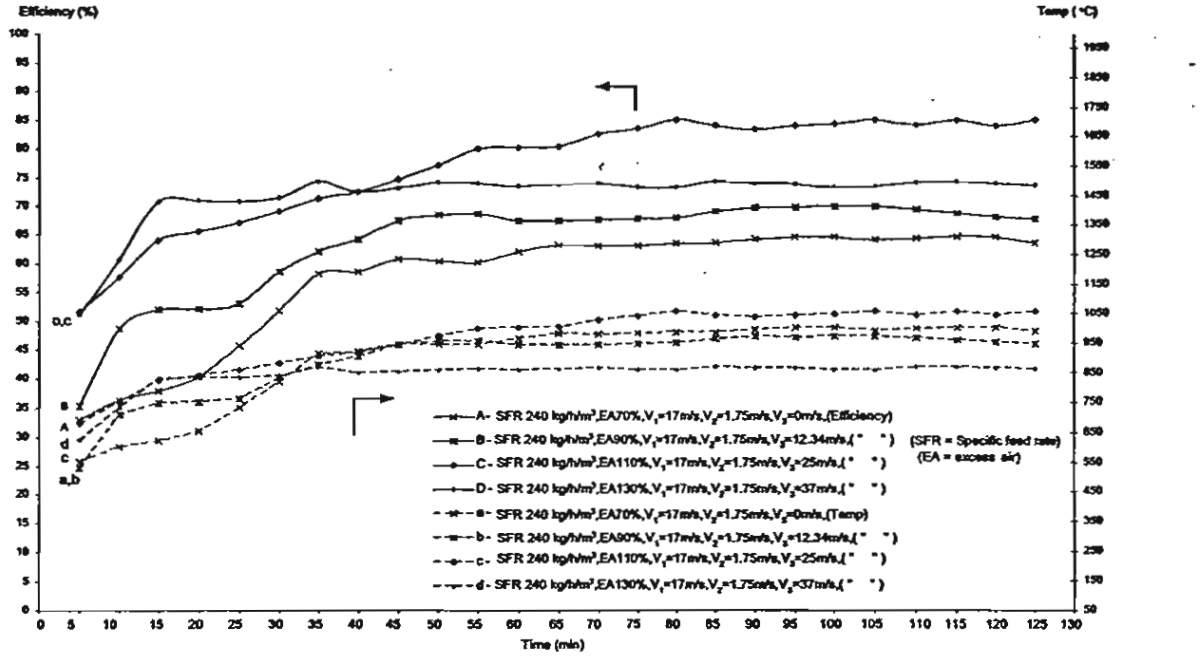


Thirdly airflow fraction = 0.28,

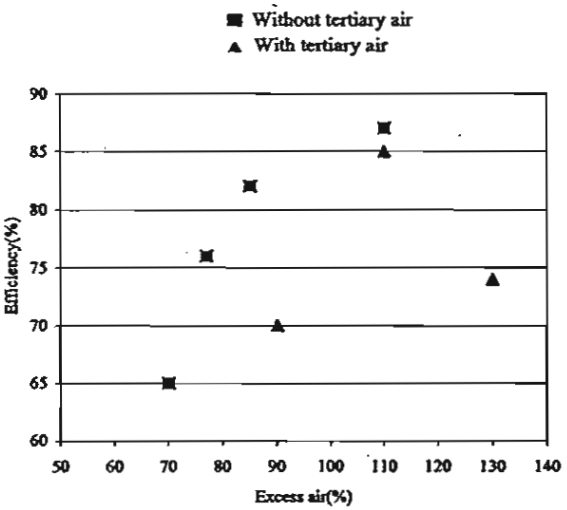
Excess air = 130%(run no.10)

d

รูปที่ 4 Temperature distribution inside VFBC



รูปที่ 5 แสดงการกระจายอุณหภูมิและประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ภายในเตาเผาแบบวอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด(VFBC)

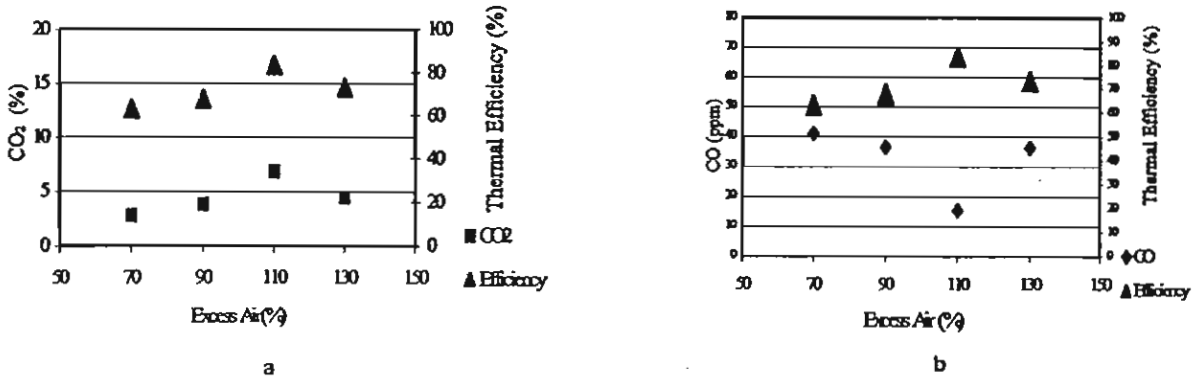


รูปที่ 6 The effect of excess air on thermal efficiency (SFR = 240 kg/h-m^3)

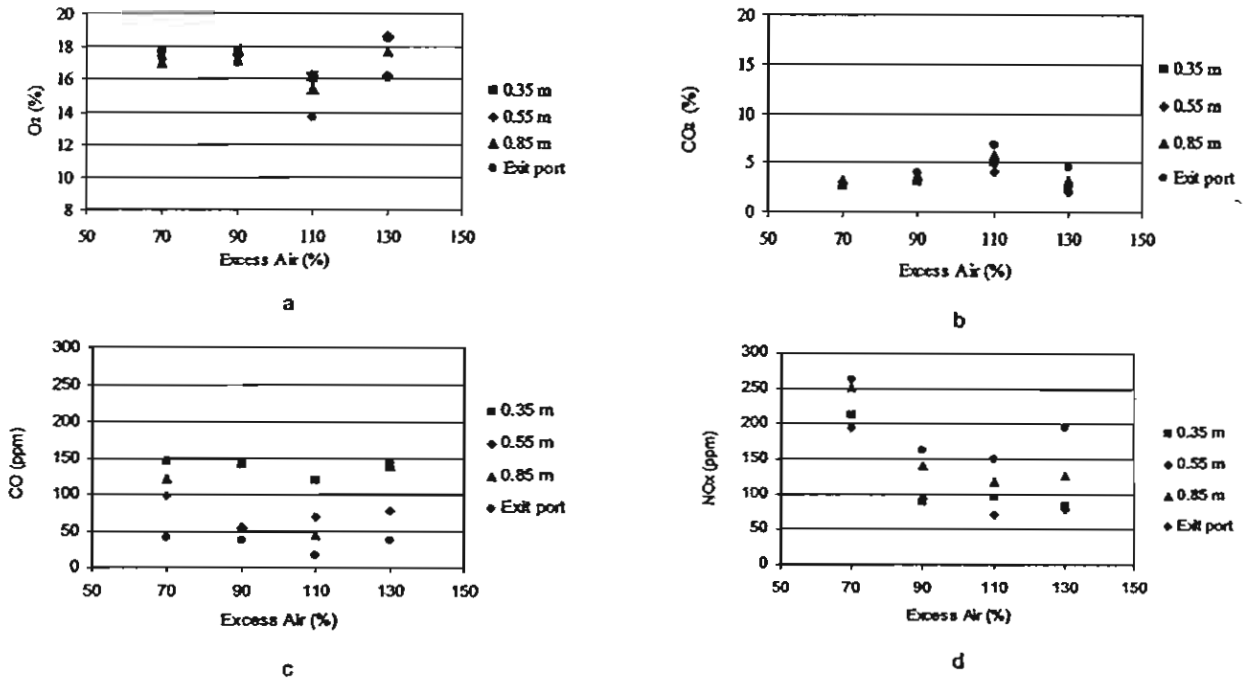
110% η_b จะมีค่าสูงสุดประมาณ 85-87 % โดยมีค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับอยู่ในช่วง 0.83-0.84 MW_{th}/m^3(คำนวณโดยใช้ค่า HHV ของแกลบเท่ากับ 14.5 MJ/kg)ซึ่งทั้งค่า η_b และภาระความร้อนของเตาเผา VFBC ใกล้เคียงกับของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด[5] และสูงกว่าเตาเผาไซโคลน [4] จากการทดลองเบื้องต้นที่ไม่มีการใช้อากาศส่วนที่สาม (เงื่อนไขการทดลองที่ 1-6)และการทดลองที่มีการเพิ่มอากาศส่วนที่สามเข้าไป(เงื่อนไขการทดลองที่ 7-10)พบว่า η_b จะแปรผันตรงกับปริมาณอากาศส่วนเกิน โดยการใช้หรือไม่ใช้อากาศส่วนที่สามจะไม่มีผล η_b ซึ่งดูได้จากกราฟรูปที่ 6 แต่การใช้อากาศส่วนที่สามจะมีผลต่อการควบคุมอุณหภูมิสูงสุดที่เกิดขึ้นภายในเตาไม่ให้เกิน 1,000 °C ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณอากาศส่วนเกินและ η_b ที่การโหลดจำเพาะเท่ากับ 240 kg/h/m^3 แสดงในรูปที่ 6 ซึ่งจะพบว่าในช่วงแรก η_b จะเพิ่มขึ้นตามประปริมาณอากาศส่วนเกินและหลังจากปริมาณอากาศส่วนเกินมากกว่า 110% ค่า η_b จะลดลง ซึ่งอธิบายได้ว่าในช่วงแรกที่มีการใช้ปริมาณอากาศเกินน้อยความปั่นป่วน(Turbulent)ที่เกิดจากความเร็วของอากาศภายในเตาไม่มากพอที่จะทำลายชั้นฟิลม์ของเถ้าที่ปกคลุมพื้นผิวอนุภาคของแข็งที่ยังเผาไหม้ไม่หมดทำให้ O_2 แพร่ไปทำปฏิกิริยากับธาตุคาร์บอนที่พื้นผิวอนุภาคได้น้อยการเผาไหม้จึงไม่ค่อยสมบูรณ์และเมื่อมีความเร็วของอากาศเพิ่มมากขึ้นการเผาไหม้ก็จะสมบูรณ์ขึ้นจนกระทั่งได้ประสิทธิภาพสูงสุดประมาณ 85-87% ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% และจากนั้นถ้าเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้นไปอีกจะทำให้ต้องสูญเสียความร้อนส่วนหนึ่งกับการทำให้ไนโตรเจนในอากาศเผาไหม้มีอุณหภูมิสูงขึ้นเท่ากับอุณหภูมิในเตาเผาผลก็คืออุณหภูมิในเตาจะต่ำลง(ดังแสดงในรูปที่ 4d)ทำให้เกิดปฏิกิริยาออซิเดชันไม่ดีพอจึงทำให้ η_b ต่ำลง

4.4 องค์ประกอบของแก๊สเสีย

จากการทดลองพบว่า CO_2 และ CO ที่เกิดขึ้นจะสัมพันธ์โดยตรงกับปริมาณอากาศส่วนเกินและประสิทธิภาพของเตาดังแสดงในรูปที่ 7(a,b) โดยถ้าใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่เหมาะสม(EA = 110%)จะทำให้การเผาไหม้เกิดขึ้นโดยสมบูรณ์และส่งผลให้ประสิทธิภาพของเตาสูง (η_b = 87 %)และเกิดปริมาณ CO_2 ในสัดส่วนที่สูงในขณะที่สัดส่วนปริมาณของ CO จะมีค่าน้อยที่ประสิทธิภาพเตาสูงสุด ปริมาณ CO และค่า NO_x จะมีค่าน้อยที่สุดเท่ากับ 15 ppm และ 118 ppm ซึ่งต่ำกว่า



รูปที่ 7 Thermal efficiency (%)



รูปที่ 8 ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาเผา VFBC

เกณฑ์ประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อมกำหนดปริมาณ O_2 ส่วนเกินในแก๊สเสียที่ออกมาจากเตา(รูปที่ 8a)จะแปรผันตรงกับ η_b โดยที่ปริมาณอากาศส่วนส่วนเกิน 70% จะมีค่า η_b ต่ำที่สุดจึงมีปริมาณ O_2 ส่วนเกินเหลืออยู่ในแก๊สเสียมากที่สุดประมาณ 17% ในขณะที่ถ้าใช้ปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% ค่า η_b จะมีค่าสูงสุดทำให้ O_2 ถูกใช้ไปในการเผาไหม้มาก ปริมาณ O_2 ที่ออกมากับแก๊สเสียตรงทางออกจึงเหลือน้อยที่สุดประมาณ 13.6% การเปลี่ยนแปลงปริมาณแก๊ส CO_2, CO, O_2 และ NO_x ตามระดับความสูงของเตาแสดงในรูปที่ 8(a-d) โดยพบว่าปริมาณ CO_2, O_2 และ NO_x ยังไม่สามารถสรุปได้ว่ามีความสัมพันธ์อย่างไรกับความสูงของเตา เฉพาะ CO เท่านั้นที่พบว่าที่ทุกปริมาณอากาศส่วนเกินค่า CO จะเกิดขึ้นมากที่สุดที่ระดับความสูง 0.35 m. เพราะปริมาณอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมากองรวมกันเป็นแบดที่บริเวณด้านล่างเตามีปริมาณมากเมื่อเทียบกับปริมาณอากาศส่วนที่สองที่จ่ายจากด้านล่างทำให้การเผาไหม้ยังไม่สมบูรณ์

5. สรุปผลการทดลอง

ในการวิจัยนี้ได้มุ่งเน้นการพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบซึ่งสามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1 เตาเผา VFBC สามารถรวมพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบแบบวอร์เทคและฟลูอิไดซ์เบดขณะที่เกิดการเผาไหม้ได้ซึ่งสังเกตได้จากการกระจายอุณหภูมิภายในเตาที่สามารถแบ่งออกเป็นสองบริเวณคือ 1)บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคโดยมีลักษณะการกระจายอุณหภูมิคล้ายรูปพาราโบลาคว่ำแสดงให้เห็นถึงพฤติกรรมการไหลแบบวอร์เทคและ 2)บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคการกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้เกิดขึ้นอย่าง

ความสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาแสดงให้เห็นถึงพฤติกรรมการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบด

2 จากการรวมพฤติกรรมการเผาไหม้แบบวอร์เทคและฟลูอิไดซ์เบด ขณะที่เกิดการเผาไหม้จะทำให้เกิดการเผาไหม้ตลอดทั่วทั้งพื้นที่หน้าตัดของเตาเผา VFBC ทำให้ VFBC สามารถผลิตภาระความร้อนจำเพาะได้สูงสุด 0.825 MW/m^3 ที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 85% และปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% โดยอุณหภูมินก๊าซเผาไหม้ที่ทางออกประมาณ 1,060 °C

3 การเกิดฟลูอิไดซ์เซชันภายในเตาไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยจำพวกทรายซิลิกา หรืออลูมินา ลงไปในเบด

4 วงแหวนวอร์จะช่วยเพิ่มความเร็วในการหมุนวนมากขึ้นและบริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนจะมีการเคลื่อนที่หมุนวนอย่างรุนแรงดักแกลบที่มีน้ำหนักมากจะไม่สามารถเคลื่อนที่ออกจากเตาเผาได้จึงทำให้ได้ขี้เถ้าที่ออกจากเตาเผา VFBC ที่เล็กละเอียดที่มีสีดำปนขาว

5 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจะแปรผันตรงกับปริมาณอากาศส่วนเกิน โดยปริมาณอากาศส่วนที่สามจะไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของเตาตราบเท่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกินมีค่าเหมาะสม แต่อากาศส่วนที่สามจะมีผลต่อการควบคุมอุณหภูมิสูงสุดภายในเตาไม่ให้เกิน 1,000 °C

6 ปริมาณ CO_2 CO และ O_2 สอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกินและประสิทธิภาพของเตาโดยที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 85% จะให้ CO จะมีค่าน้อยที่สุดเท่ากับ 15 ppm และ NO = 118 ppm ซึ่งเป็นต่ำกว่าประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์เทคโนโลยีและสิ่งแสดล้อมกำหนด

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยและคุณวิบูรณ์ เทเพนทร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยวที่กรุณาให้คำแนะนำต่องานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

[1] A.k. Gupta, Lilley D.G and Syred N. "Swirl Flows. Abacus Press", Tunbridge Wells, England, 1984

[2] R. Singh, Maheshwari R.C and Ojha T.P. "Development of a Husk Fired Furnace", Journal of Agricultural Engineering Research, 1980, Vol,25, pp.119-120.

[3] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214

[4] S. Soponronnarit, Swasdisevi T, Wetchacama S, Shujinda A and Srisawat B. "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, 2000, Vol 1, No 2, pp.67-75

[5] E. Natarajan, Nordin A and Rao A.N. "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

[6] J. Werther, Saenger M , Hartge E.U , Ogada T and Siagi Z. "Combustion of Agricaltural residues", Progress in Energy and Combustion Science, 2000,Vol 26, No1, pp.1-27

[7] L. Armesto, Bahillo A, Veijonen k, Cabanillas A and Otero J. "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179

[8] T.R. Rao and Bheemarasetti J.V. Ram. "Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands", Energy, 2000, Vol 26, No 6, pp.633-644

[9] G. Yang and Nieh S. "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, 1987, Vol 50, pp.121-131

[10] G.Yang and Nieh S. "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, 1989, Vol 57, pp.171-179

[11] S. Nigh, Yang G, Zhu A.Q and Zhao C.S. "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, 1992, Vol 69, pp. 139-146

[12] S. Nieh and Zhang J. "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, 2000, Vol 122, pp.70-78

[13] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc", the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th-14th March 2003, pp.332-343

[14] Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"

[15] Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

[16] Becker et al, Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"

[17] Shang et al, Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

การผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากขี้เลื่อยโดยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชั่น

Solid Fuel Producing From Sawdust By Extrusion Technique

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1] เมธี ใบงาม[2] และ สมชาติ โสภณรณฤธี[3]
ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร
[1,2]51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
[2]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
โทร 0-2988-3666 ต่อ 244 โทรสาร 0-2988-3666 ต่อ 241 E-mail: thanid@mut.ac.th[1], methee@mut.ac.th[2]

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ เป็นการศึกษาการออกแบบและสร้างเครื่องผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งโดยเทคนิคเอ็กทรูชันจากวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรและอุตสาหกรรม ในงานวิจัยนี้ได้ใช้ขี้เลื่อยสามชนิดเป็นวัตถุดิบในการทดลองคือ ขี้เลื่อยไม้ยางพารา ขี้เลื่อยไม้ยาง และขี้เลื่อยไม้แดง การออกแบบสกรูได้จากการประยุกต์ทฤษฎีการขนถ่ายอนุภาคของแข็ง โดยพิจารณาผลของความดันที่แปรเปลี่ยนไปตามความหนาแน่นของอนุภาค ในระหว่างกระบวนการอัดรีดจากผลการทดลองพบว่าอัตราการผลิตจริงคลาดเคลื่อนจากที่กำหนดไว้เนื่องจากข้อจำกัดในการกำหนดพารามิเตอร์บางตัวที่จำเป็นในการออกแบบปัจจัยที่ส่งผลต่อการผลิตได้แก่ ความเร็วรอบสกรู อุณหภูมิผิวแบบพิมพ์ และความชื้นเริ่มต้นของวัสดุ จากผลการทดลองพบว่าค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแท่งแข็งที่ผลิตได้อยู่ในช่วง 18.20 - 20.5 MJ/kg มีความหนาแน่นอยู่ในช่วง 1050 - 1470 kg/m^3 ความแข็งแรงต่อการทนความเค้นอัดอยู่ในช่วง 1.27 - 1.73 MPa ในด้านของการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็ง พบว่าสิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิเท่ากับ 0.9 MJ/kg โดยมีค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน เท่ากับ 0.3 บาท/กิโลกรัม

Abstract

The objective of this research is designing and constructing a extruder for producing solid fuel from agricultural and industrial waste. The sawdust of rubber Xylia kerrii Craib&Hutch, Dipterocarpus alatus Roxb and rubber wood were selected as tested materials. The application of theory of solid particle transporting is screw with accounting for the variation of pressure with density of material during extrusion was developed for screw designing to met a required product output. However, the calculated and actual outputs were different due to constrain of specifying some necessary parameters in design. The experimental result show that the speed of screw, surface temperature of barrel and initial moisture constant were the main factor that effected to the output rates. The thermal and physical properties of the briquettes were as followers: HHV 18.2-20.5 MJ/kg, density 1050-1470 kg/m^3 and max compressive strength 1.27-1.73 Mpa. In terms of energy consumption, it was found that the specific primary energy consumption was around 0.9 MJ/kg with corresponding to operating cost of 0.3 Bath/kg.

1. บทนำ

ในปัจจุบันพลังงานทดแทนเป็นสิ่งจำเป็นอย่างยิ่ง เชื้อเพลิงแท่งแข็งจึงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งที่นำมาทดแทนได้ โดยเชื้อเพลิงแท่งแข็งดังกล่าวผลิตจากชีวมวลที่เหลือใช้จากการเกษตรและอุตสาหกรรม เช่น แกลบ, ขี้เลื่อย, กะลาปาล์ม, กะลามะพร้าว, เศษถ่านหิน ฯลฯ จากการนำส่วนผสมของกะลาปาล์ม และใยจากเปลือกปาล์มมาทดสอบอัดเป็นเชื้อเพลิงแท่งแข็ง พบว่าเชื้อเพลิงแท่งแข็งดังกล่าวให้ความร้อนประมาณ 16.4 MJ/kg โดยเชื้อเพลิงแท่งแข็งดังกล่าวสามารถทนต่อความเค้นอัดได้ 2.56x10^{-3} MPa [1] สำหรับกระดาษที่เหลือใช้และฟางข้างสาลี ชีวมวลทั้งสองชนิดสามารถนำมาทำเป็นเชื้อเพลิงแท่งแข็งได้ โดยไม่ต้องใช้ตัวประสานเพราะวัสดุทั้งสองชนิดมีลิกนินเป็นตัวเชื่อมประสานอยู่แล้ว ซึ่งความดันในการอัดแท่งเชื้อเพลิงมีผลต่อความหนาแน่นที่เกิดขึ้น นอกจากนี้ยังพบว่าความดันและความชื้นเริ่มต้นในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งมีผลต่อ ความเค้นคัดและความเค้นอัดที่เชื้อเพลิงแท่งแข็งทนได้โดยพบว่าสามารถทนความเค้นอัดได้ 38.2 MPa สำหรับฟางข้าวสาลีที่ความชื้น 22.0 % และทนต่อความเค้นอัดได้ 22.4 MPa [3] และจากการนำเศษถ่านหินที่เหลือจากอุตสาหกรรมเหมืองถ่านหินมาอัดเป็นเชื้อเพลิงแท่งแข็งโดยใช้ Hydrogen peroxide และ Phosphoric acid เป็นตัวประสาน โดยทดสอบคุณสมบัติทางกายภาพในการคงสภาพรูปร่างเชื้อเพลิงแท่งแข็งโดยไม่แตกหักจากการเก็บรักษา หรือจากการขนส่ง ซึ่งจากการทดสอบพบว่าถ่านหินอัดแท่งทนต่อความเค้นอัดได้ถึง 28 Mpa [6] จากงานวิจัยที่กล่าวมาข้างต้นทั้งหมดกระบวนการอัดขึ้นรูปเป็นเชื้อเพลิงแท่งแข็งด้วยระบบไฮดรอลิกส์ ซึ่งเป็นกระบวนการผลิตที่ไม่ต่อเนื่อง เมื่อเทียบกับการอัดรีดขึ้นรูปด้วยสกรู ในการออกแบบสกรูที่ใช้สำเลียงในอุตสาหกรรมผลิตอาหารผงได้ประยุกต์ใช้แบบจำลองของ Darnell and Mol ช่วยในการออกแบบกรู [4] ซึ่งหลักการเดียวกันนี้ได้นำมาประยุกต์ใช้กับงานวิจัยนี้ในการออกแบบสกรูอัดรีด

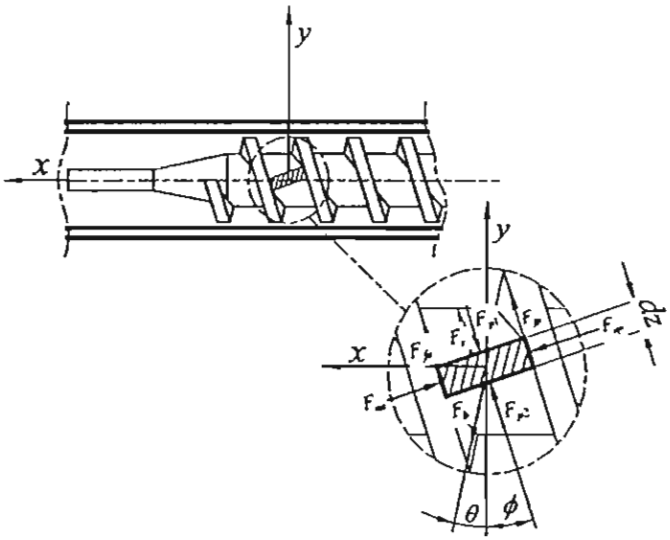
[1]Corresponding author

จากงานวิจัยที่ผ่านมาการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งมักใช้วิธีการอัดขึ้นรูปด้วยระบบไฮดรอลิกส์ ซึ่งยุ่งยากต่อการออกแบบให้ทำงานอย่างต่อเนื่อง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นไปที่การออกแบบ พัฒนาเครื่องอัดเชื้อเพลิงแท่งแข็งโดยเทคนิคเอ็กซทรูชันซึ่งเป็นกระบวนการผลิตที่ต่อเนื่อง เพื่อให้เหมาะสมกับอุตสาหกรรมในครัวเรือน

2. การออกแบบสกรู

2.1 การอัดรีด (Extrusion)

การหาอัตราการไหลของอนุภาคคำนวณได้จากการสมดุลแรงต่างๆที่กระทำบนเบดอนุภาค ดังแสดงในรูปที่ 1 แรงทั้งหมดที่กระทำต่อเบดเกิดจากแรงเสียดทาน และแรงเนื่องจากความต่างของความดันภายในเบด



รูปที่ 1 แรงที่กระทำบนเบด

พิจารณาการสมดุลแรงที่กระทำระหว่างเบด, อนุภาค กับ สกรูดังต่อไปนี้ [5,6]

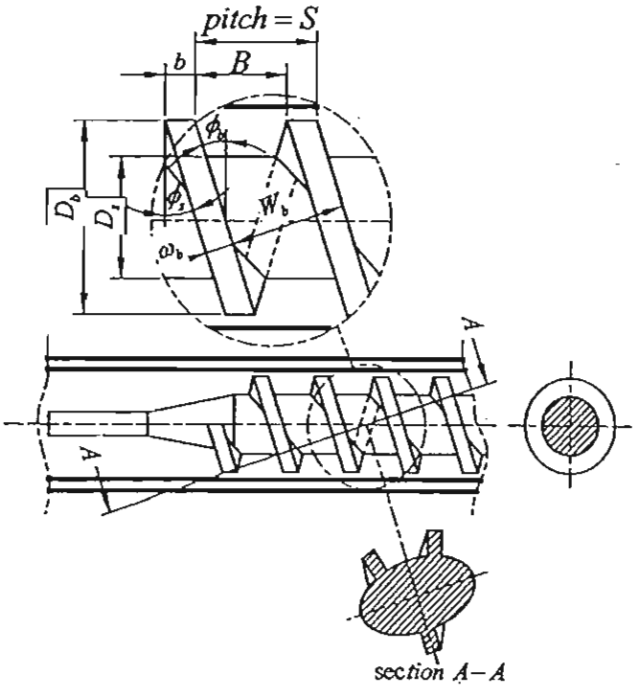
สมดุลแรง; $\sum F_x = 0$

$$F_{bx} - (F_{p2} - F_{p1})_x - (F_{na} - F_{np})_x + F_{fa} + F_{fpx} + F_{rx} = 0 \qquad (1)$$

สมดุลทอร์ค $\sum M_x = 0$;

$$F_{bx}\frac{D_b}{2} - (F_{p2} - F_{p1})_y \frac{D_m}{2} - (F_{na} - F_{np})_y \frac{D_m}{2} - F_{fpy}\frac{D_m}{2} - F_{fry}\frac{D_m}{2} - F_{ry}\frac{D_r}{2} = 0 \qquad (2)$$

จากการสมดุลแรง และโมเมนต์ ตามสมการ (1),(2) ทำให้สามารถหาแรงลัพธ์ ซึ่งเป็นแรงเสียดทานที่เบดอนุภาคกระทำกับผิว Barrel (F_b) และเป็นแรงขับดัน (driving force) ให้อนุภาคเคลื่อนตัวไปข้างหน้าได้ ซึ่งสามารถ หาผลเฉลยของสมการข้างบน โดยคำนวณตามรูปทรงเรขาคณิตของสกรูได้ตามสมการ (3)



รูปที่ 2 รูปตัดขวางของสกรูตามแนว A-A

กำหนดให้สกรูอยู่นิ่งกับที่ และ barrel หมุนรอบแกนสกรู แรงและสัญลักษณ์ต่างๆ ตามรูปที่ 1, 2 และ 3 มีความหมายดังนี้

F_r = แรงเสียดทานระหว่าง เบดอนุภาคกับฐานสกรู

F_{na} = แรงตั้งฉากระหว่างเบดอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่รับอนุภาคเข้ามา (active flight flank)

F_{np} = แรงตั้งฉากระหว่างเบดอนุภาคกับดานข้างของเกลียวที่ส่งอนุภาคออกไป (passive flight flank)

F_{fa} = แรงเสียดทานระหว่างเบดอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่รับอนุภาคเข้ามา

F_{fp} = แรงเสียดทานระหว่างเบดอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่ส่งอนุภาคออกไป

F_{p1} = แรงเนื่องจากความดันที่ระยะใดๆ

F_{p2} = แรงเนื่องจากความดันที่ระยะ $Z + dZ$

$\overline{V_b}$ = ความเร็วของ barrel

$\overline{V_{xz}}$ = ความเร็วของเบดอนุภาคในทิศทาง Z (ตามแนวร่องสกรู)

$\Delta\overline{V}$ = ผลต่างระหว่าง $\overline{V_b}$ และ $\overline{V_{xz}}$

ϕ_s = มุมเกลียว

ϕ_m = มุมเกลียวเฉลี่ย

θ = มุมขนถ่ายเบดอนุภาค

D_b = เส้นผ่านศูนย์กลาง barell

D_r = เส้นผ่านศูนย์กลางสกรู

D_m = เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของร่องสกรู

P_0 = ความดันที่ตำแหน่งเริ่มต้น $Z = 0$

P_1 = ความดันที่ตำแหน่งเกลียวที่อยู่ถัดไป

มุมขนถ่ายอนุภาคที่เหมาะสมแสดงไว้ตามสมการต่อไปนี้

$$\theta = \arcsin\left[\frac{(1+K^2-M^2)^{1/2} - KM}{1+K^2}\right] \quad (3)$$

โดยที่

$$K = \frac{D_m(\sin\varphi_m + f_s\cos\varphi_m)}{D_b(\cos\varphi_m - f_s\sin\varphi_m)} \quad (4)$$

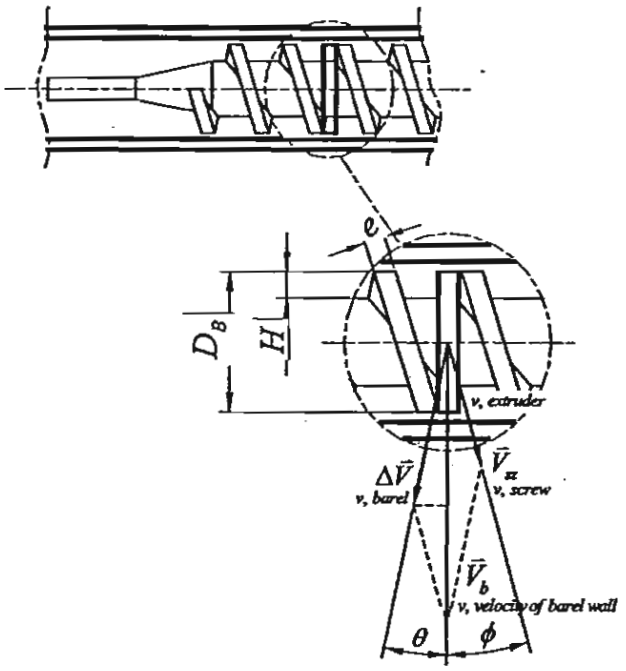
และ

$$M = M_1 + M_2 + M_3 \quad (5)$$

$$M_1 = \frac{2Hf_s}{W_b f_b}\sin\varphi_b\left(K + \frac{D_m}{D_b}\cot\varphi_m\right) \quad (6)$$

$$M_2 = \frac{W_s f_s}{W_b f_b}\sin\varphi_b\left(K + \frac{D_s}{D_b}\cot\varphi_s\right) \quad (7)$$

$$M_3 = \frac{W_m H}{W_b z_b f_b}\sin\varphi_m\left(K + \frac{D_m}{D_b}\cot\varphi_m\right)\ln\frac{P_1}{P_0} \quad (8)$$



รูปที่ 3 ไดอะแกรมความเร็วของสกรู

จากไดอะแกรมของความเร็วตามที่ได้แสดงในรูปที่ 3 สามารถเขียนความสัมพันธ์ ระหว่างความเร็วได้ว่า

$$\Delta\vec{V} = \vec{V}_b - \vec{V}_{xz} \quad (9)$$

เนื่องจากอนุภาคจะเคลื่อนที่ได้โดยการฉุดของ Barrel ดังนั้นแรง F_b จะอยู่ในทิศทางของ ΔV และก่อให้เกิดมุมขนถ่ายเบดอนุภาค (θ) ถ้าทราบค่ามุม θ ขนาดความเร็วของเบดอนุภาค V_{xz} สามารถหาได้ดังนี้

$$V_{xz} = V_b\frac{\sin\theta}{\sin(\theta+\phi)} \quad (10)$$

จากกฎของ Cosine หาขนาดของ $\Delta\vec{V}$ จากรูปที่ 3 ได้ดังนี้

$$\Delta V = \sqrt{V_b^2 + V_{xz}^2 - 2V_b V_{xz}\cos\phi} \quad (11)$$

เมื่อทราบค่าความเร็วของเบดอนุภาค V_{xz} สามารถหาอัตราการขนถ่ายเชิงมวลของอนุภาคได้ดังนี้

$$\dot{M}_s = \rho HpWV_{xz} = \rho HWpV_b\frac{\sin\theta}{\sin(\theta+\phi)} \quad (12)$$

ในการหาเทอม P_1/P_0 ในสมการ (8) จำเป็นต้องทราบความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่น และความดันในการอัดรีดซึ่งเขียนในรูปความสัมพันธ์ได้ดังสมการ (13) ดังนี้

$$\rho = f(P) \quad (13)$$

ความสัมพันธ์ในสมการที่ (13) จะได้จากผลการทดลองเท่านั้น จากสมการ (3) - (13) เราสามารถคำนวณหาลักษณะทางเรขาคณิตของรูปแบบสกรูอัดได้ด้วยวิธีการทำซ้ำ (Iteration) โดยเริ่มต้นกำหนดอัตราการผลิตของเชื้อเพลิงแท่งแข็ง และความหนาแน่นของเชื้อเพลิงหลังการอัดรีด ซึ่งการกำหนดอัตราการผลิตนี้จะขึ้นอยู่กับต้นกำลังที่นำมาผลิต และชนิดของชีวมวลที่นำมาเป็นวัตถุดิบในการทำเชื้อเพลิงแท่งแข็ง จากนั้นทำการสมมุติค่าความลึกร่องเกลียวเริ่มต้นในแต่ละช่วงพิทช์ แล้วคำนวณหาอัตราการไหลของชีวมวลในแต่ละร่องเกลียว ถ้าผลการคำนวณอัตราการไหลไม่ได้ค่าเท่ากับที่กำหนดไว้เริ่มต้น ให้ทำการเปลี่ยนค่าความลึกร่องเกลียวใหม่ แล้วคำนวณซ้ำตามขั้นตอนเดิมจนกว่าจะได้อัตราการไหลตามต้องการ จากนั้นปรับค่าความลึกร่องเกลียวของเกลียวถัดไปจนกว่าจะถึงเกลียวสุดท้าย ซึ่งจะได้ค่าความหนาแน่นตามต้องการ ในการคำนวณจะได้อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.54 kg/min

3. วิธีการทดลอง

3.1 เตรียมวัสดุและอุปกรณ์ที่จะใช้ในการทดลอง

3.2 เปิด heater เพื่อทำการอุ่นเครื่องให้ถึงอุณหภูมิที่พร้อมที่จะทำงาน

3.3 ทำการเดินเครื่องตัวเปล่า เพื่อทดสอบการทำงาน และปรับตั้งอุณหภูมิผิวแบบพิมพ์อัดรีด (Die)

3.4 ปรับความเร็วรอบของสกรูตามความเหมาะสมแต่ละชนิดของแบบพิมพ์อัดรีด (Die)

3.5 นำชีวมวล (ขี้เลื่อย) ที่ผ่านคัดแยกขนาด และตรวจสอบความชื้นแล้วใส่ลงในถังสำเลียง (Hopper)

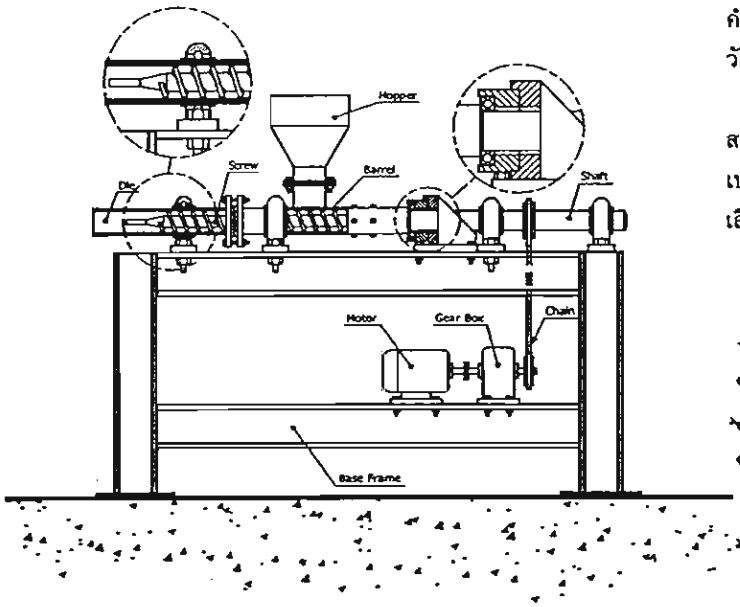
3.6 นำภาชนะมารองชีวมวลที่ยังไม่เป็นแท่ง

3.7 รอจนกว่าเครื่องเริ่มที่จะอัดเชื้อเพลิงแท่งออกมาอย่างต่อเนื่อง ทำการบันทึกผลการทดลองที่ได้ของอุณหภูมิดังกล่าวลงในตาราง

3.8 ทำการเพิ่มอุณหภูมิผิวแบบพิมพ์อัดรีด แล้วทำการบันทึกผล

3.9 เมื่อบันทึกผลการทดลองชิ้นมวลชนิดแรกเสร็จแล้ว ให้นำชิ้นมวลอีกชนิดมาใส่ในถังลำเลียง (Hopper) เพื่อทำการทดลองต่อไป

3.10 ทำการเปลี่ยนชนิดชิ้นมวลจนครบ และเก็บผลการทดลองซ้ำ



รูปที่ 4 Schematic Diagram ของเครื่องอัดรีดสกรูเดี่ยว

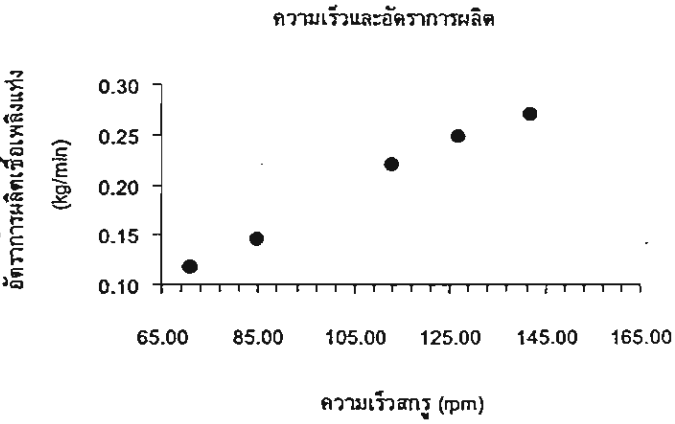
4. ผลการทดลอง

4.1 อัตราการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็ง

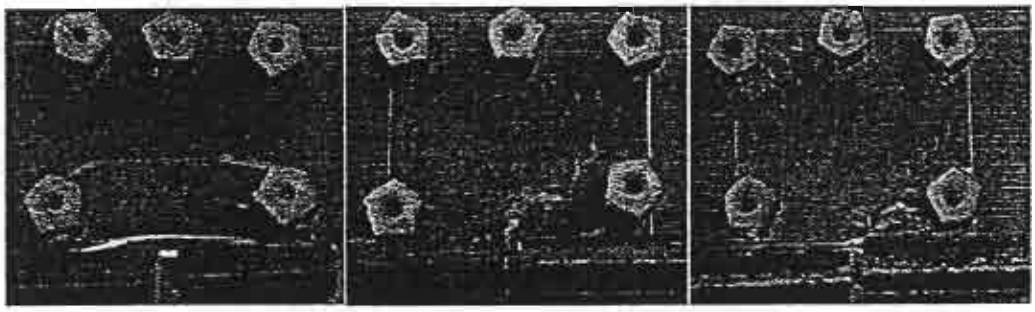
จากการทดลองพบว่าที่เงื่อนไขใกล้เคียงกับเงื่อนไขที่ใช้ออกแบบสกรู อัตราการผลิตเชื้อเพลิงแท่งอยู่ที่ประมาณ 0.27 kg/min ซึ่งแตกต่างจากที่ออกแบบไว้คือ 0.54 kg/min สาเหตุของความคลาดเคลื่อนเนื่องจาก

4.1.1 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันกับความหนาแน่นที่ใช้ในการคำนวณเบื้องต้นเป็นของกะลาปาล์มและไยเปลือกแต่ที่ใช้ในงานวิจัยนี้วัสดุที่ใช้เป็นขี้เลื่อย [1]

4.1.2 สัมประสิทธิ์ความเสียดทานของสกรู และแบบพิมพ์อัดรีดสมมุติให้คงที่ตลอดช่วงความยาวสกรูซึ่งในความจริงแล้วความดันเปลี่ยนไปในแต่ละช่วงสกรูตามความหนาแน่น ดังนั้นสัมประสิทธิ์ความเสียดทานก็ต้องเปลี่ยนแปลงตามไปด้วย

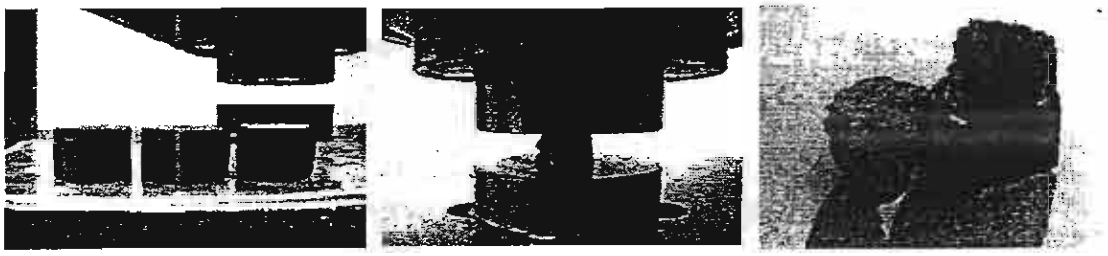


รูปที่ 5. ความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วรอบสกรู และ อัตราการผลิต



(A) (B) (C)

รูปที่ 6. แสดงเชื้อเพลิงแท่งแข็งที่ผ่านกรรมวิธีอัดรีด (A) ขี้เลื่อยไม้ยางพารา (B) ขี้เลื่อยไม้ยาง (C) ขี้เลื่อยไม้แดง



(A) (B) (C)

รูปที่ 7. (A) เชื้อเพลิงแท่งแข็งก่อนการทดสอบ (B) เชื้อเพลิงแท่งแข็งขณะทดสอบความเค้นอัดด้วย UTM (C) ชิ้นงานที่ผ่านการทดสอบแล้ว

4.1.3 จากผลการทดลองพบว่า อัตราการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งแปรผันโดยตรงกับความเร็วรอบสกรู ซึ่งดูได้จากผลการทดลองในรูปที่ 5โดยจะเห็นได้ว่าความสัมพันธ์ดังกล่าวใกล้เคียงกับความสัมพันธ์เชิงเส้น

4.2 อุณหภูมิที่ผิวแบบพิมพ์ และความชื้นเริ่มต้นที่เหมาะสม

จากการทดลองอัดรีดเชื้อเพลิงแท่งแข็งพบว่าความชื้นที่เหมาะสมในการอัดรีดมีค่าเท่ากับ 11 -14% และอุณหภูมิแบบพิมพ์ที่เหมาะสมมีค่าเท่ากับ 230 - 250 °C

4.2.1 เมื่อทดลองอัดรีดเชื้อเพลิงแท่งแข็งที่อุณหภูมิต่ำกว่า 230 °C พบว่าขี้เลื่อยจะติดที่ตัวแบบพิมพ์ และไม่สามารถอัดเป็นแท่งได้ เพราะอุณหภูมิที่ตัววัสดุไม่ถึงอุณหภูมิที่ลิกนินหลอมละลาย

4.2.2 ในการอัดรีดเชื้อเพลิงแท่งแข็งเมื่อให้ความร้อนที่ผิวแบบพิมพ์มากพอจนลิกนินในตัวขี้เลื่อยหลอมละลายและช่วยเชื่อมประสานให้ขี้เลื่อยเกาะตัวกัน และที่ผิวของเชื้อเพลิงแท่งแข็งจะไหม้ ซึ่งคาร์บอนที่อยู่บริเวณผิวแท่งเชื้อเพลิงจะมีคุณสมบัติคล้ายสารหล่อลื่นจึงทำให้เชื้อเพลิงแท่งแข็งอัดรีดออกได้อย่างต่อเนื่อง

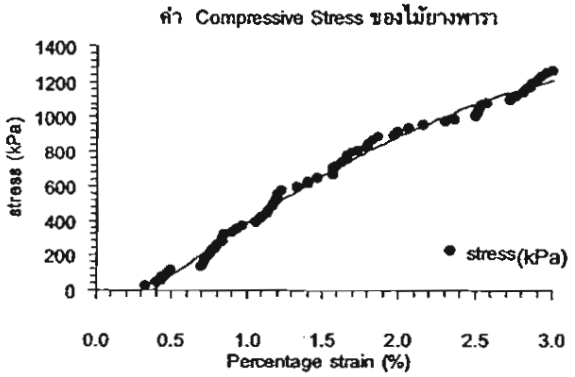
4.2.3 เมื่อขี้เลื่อยมีความชื้นมากเกินไปจะทำให้ขณะอัดรีดผ่านแบบพิมพ์ขี้เลื่อยมีลักษณะบานออกไม่เกาะกันเป็นแท่งเนื่องจากความร้อนส่วนใหญ่ถูกใช้ไปในการระเหยไอน้ำในตัววัสดุมากกว่าที่จะใช้ในการหลอมละลายลิกนินทำให้อุณหภูมิของวัสดุไม่ถึงอุณหภูมิหลอมละลายของลิกนิน แต่ถ้าความชื้นน้อยมากแต่ขี้เลื่อยที่ออกมาจะยังคงมีลักษณะเป็นผลขี้เลื่อย

4.3 ความหนาแน่นของเชื้อเพลิงแท่งแข็ง

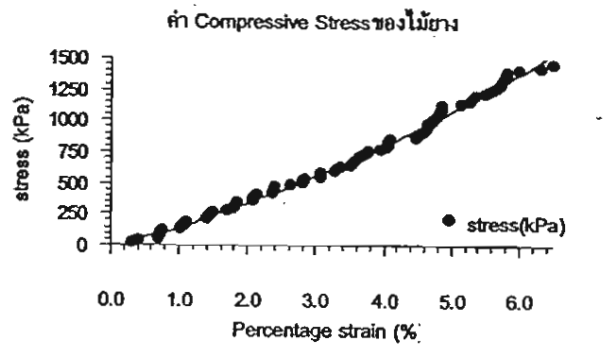
จากการทดลองหาความหนาแน่นของเชื้อเพลิงแท่งแข็งพบว่าเชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยาง ไม้ยางพารา ไม้แดง มีความหนาแน่น 1050 - 1140, 1117 และ1470 kg/m^3 ตามลำดับ

4.4 ความทนทานต่อความเค้นอัดของเชื้อเพลิงแท่งแข็ง

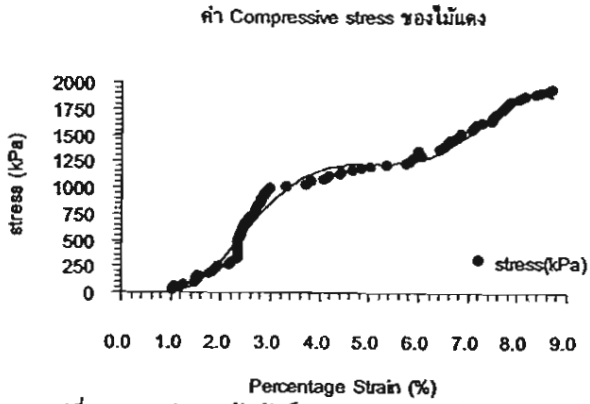
จากการทดลองหาค่าความทนทานของเชื้อเพลิงต่อความเค้นอัดสูงสุดที่เชื้อเพลิงแท่งแข็งทนได้ จากรูปที่ 7 – 9 พบว่าเชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางพาราทนต่อความเค้นอัดได้ 1.27 MPa เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางทนต่อความเค้นอัดได้ 1.43 MPa เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้แดงทนต่อความเค้นอัดได้ 1.73 MPa



รูปที่ 8. กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเค้นกับความเครียดของเชื้อเพลิงแท่งไม้ยางพารา



รูปที่ 9. กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเค้นกับความเครียดของเชื้อเพลิงแท่งไม้ยาง



รูปที่ 10. กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเค้นกับความเครียดของเชื้อเพลิงแท่งไม้ยางแดง

4.5 ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแท่งแข็ง

ค่าความร้อน คือ พลังงานหรือปริมาณความร้อนที่ได้รับจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างสมบูรณ์แล้วปล่อยให้ผลผลิตจากการเผาไหม้เย็นตัวลงจนกลับไปสู่ที่สภาวะเริ่มต้น ค่าความร้อนของขี้เลื่อยที่ได้จาก Bom Calorimeter มีค่าประมาณ19.3 – 21.0 MJ/kg ดังนั้น และจากผลการทดลองหาค่าความร้อนของขี้เลื่อยแต่ละชนิดได้ผลดังนี้คือขี้เลื่อยไม้แดงมีค่าความร้อน 20.5 MJ/kg ขี้เลื่อยไม้ยางมีค่าความร้อน 19.34 MJ/kg และขี้เลื่อยไม้ยางพารามีค่าความร้อน 18.20 MJ/kg

4.6 พลังงานจำเพาะในการผลิตเชื้อเพลิงแท่ง และต้นทุนการผลิต

อัตราการผลิตสูงสุดที่เครื่องผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งผลิตได้ คือ 0.27 Kg/min โดยต้นทุนพลังงานไฟฟ้าหลักมาจาก มอเตอร์ โดยไม่คิดอุปกรณ์ให้ความร้อน (Heater) เพราะในทางปฏิบัติการให้ความร้อนในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งนั้น จะใช้ตัวมันเองในการให้ความร้อน สามารถหาพลังงานทุติยภูมิ (พลังงานไฟฟ้า) ที่ใช้ในการผลิตเท่ากับ 0.36 MJ/kg และเมื่อคิดเป็นพลังงานปฐมภูมิโดยใช้ค่า Conversion factor เท่ากับ 2.6 จะได้พลังงานปฐมภูมิเท่ากับ 0.9 MJ/kg โดยมีค่า Operating Cost เท่ากับ 0.3 บาท/kg จะเห็นว่าพลังงานที่ใช้ ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งมีค่าน้อยกว่าพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิงแท่งแข็งมาก จึงน่าจะมีความคุ้มทุนที่จะผลิต

5. สรุป

ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากขี้เลื่อยไม้ยางพารา ขี้เลื่อยไม้ยาง และขี้เลื่อยไม้แดง พบว่ามีปัจจัยสำคัญหลายประการต่อการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งคือ อุณหภูมิแบบพิมพ์ ความเร็วรอบมอเตอร์ และความชื้น โดยออกแบบอัตราการผลิตไว้ที่ 0.54 kg/min แต่อัตราการผลิตจริงจากการทดลองได้เท่ากับ 0.27 kg/min ค่าความเค้นอัดดังกล่าวก็ขึ้นอยู่กับชนิดของขี้เลื่อยที่นำมาผลิตด้วยโดยพบว่าเชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางพาราทนต่อความเค้นอัดได้ 1.27 MPa เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางทนต่อความเค้นอัดได้ 1.43 MPa เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้แดงทนต่อความเค้นอัดได้ 1.73 MPa และหลังจากผ่านการอัดรีดแล้วเชื้อเพลิงแท่งแข็งของขี้เลื่อยไม้แต่ละชนิดมีค่าความหนาแน่นดังนี้ เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางพารามีความหนาแน่น 1117 kg/m^3 เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางมีความหนาแน่น 1050 -1140 kg/m^3 และเชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้แดงมีความหนาแน่น 1470 kg/m^3 ซึ่งการนำขี้เลื่อยของไม้แต่ละชนิดมาผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งก็ให้ค่าความร้อนที่แตกต่างกัน ค่าความร้อนของขี้เลื่อยไม้แต่ละชนิดเป็นผลดังนี้ คือขี้เลื่อยไม้แดงมีค่าความร้อน 20.5 MJ/kg ขี้เลื่อยไม้ยางมีค่าความร้อน 19.34 MJ/kg และขี้เลื่อยไม้ยางพารามีค่าความร้อน 18.20 MJ/kg

ในการนำขี้เลื่อยไม้แต่ละชนิดมาผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งในเชิงพาณิชย์ยังต้องคำนึงถึงความคุ้มค่าในการผลิตโดยในงานวิจัยฉบับนี้ได้แสดงให้เห็นแล้วว่าพลังงานปฐมภูมิที่ใช้ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งใช้เพียง 0.9 MJ/kg โดยมีค่า operating cost มีค่าเท่ากับ 0.3 บาท/kg ซึ่งแสดงถึงความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งด้วยเทคนิคอัดรีดขึ้นรูป

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

เอกสารอ้างอิง

[1] Z.Husain *, Zainac Z., Abdullah Z., "Briquetting of palm fiber and shell from the processing of palm nuts to palm oil" Biomass and Bioenergy, 2002, Vol.22, PP505-509

[2] M.C. Mayoral, Izquierdo M.T., Blesa M.J., Andres J.M., Rubio B., Miranda J.L, "DSC study of curing in smokeless briquetting", Thermochimica Acta, 2001, Vol.371, PP41-44

[3] A. Demirbas, Sahin A., "Evaluation of biomass residue Briquetting waste paper and wheat straw mixtures", Fuel Processing Technology, 1998, Vol.55, PP175-183

[4] X. Weert, Lawrence C.J., Adams M.J., Briscoe B.J., "Screw extrusion of food poders: prediction and performance" Chemical Engineering Science, 2001, Vol.56, PP33-49

[5] R. Chris, "Polymer Extrusion" Hanser Publishers, Munich Vienna New York

[6] P.Henry, Pradeep K., Agarwal P., Richard S., "Improving form coke briquette strength" Fuel Processing Technlogy, 2002, Vol.79, PP83-92

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 17
15-17 ตุลาคม 2546 จังหวัดปราจีนบุรี

การอบแห้งเมล็ดพืชที่อุณหภูมิสูงโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดที่สามารถปรับเปลี่ยนอัตราการไหลอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ได้

High Temperature Spouted Bed Grain Drying with Various Downcomer – Airflow

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2]
[1]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร หนองจอก กรุงเทพฯ 10530
[2]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
โทร: 0-29883655 ต่อ 224 แฟกซ์: 0-29883655 ต่อ 241 E-mail: thanid_m@yahoo.com, thanid@mut.ac.th

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเชิงการทดลองเพื่อศึกษาผลกระทบของอัตราการไหลอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่อคิเนติกส์ของการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิสูงและคุณภาพการขัดสี โดยได้ทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวเปลือกแบบเป็นงวดในเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดแบบสองมิติ โดยใช้อุณหภูมิอบแห้งเท่ากับ 110 130 และ 150 °C ตามลำดับ และในแต่ละระดับอุณหภูมิอบแห้งเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์จะปรับเปลี่ยนระหว่าง 0-30% จากผลการทดลองพบว่ามีการถ่ายเทมวลเกิดขึ้นในดาวน์คัมเมอร์ ซึ่งเป็นผลมาจากความร้อนที่สะสมอยู่ในเมล็ดข้าวเปลือกในขณะที่อยู่ในช่วงการให้ความร้อนและการอบแห้งในบริเวณสเปาต์ทำให้เกิดปรากฏการณ์ evaporative cooling ในบริเวณดาวน์คัมเมอร์และมีส่วนทำให้ลักษณะของกราฟอบแห้งค่อนข้างอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น นอกจากนี้ยังพบว่าอัตราการอบแห้งจะสัมพันธ์โดยตรงกับปริมาณอากาศที่ไหลเข้าดาวน์คัมเมอร์ การรักษาคุณภาพข้าวเปลือกในด้านของปริมาณข้าวต้นให้อยู่ในเกณฑ์ดี ความชื้นที่ลดลงไม่ควรเกิน 5 และ 8 %d.b. สำหรับความชื้นเริ่มต้น 27 และ 35 %d.b. ตามลำดับ สำหรับความขาวของข้าวหลังการอบแห้ง พบว่าอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ การใช้พลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้งค่อนข้างคงที่ในทุกช่วงของความชื้นที่ลดลง โดยมีค่าประมาณ 5.5 MJ/kg water evap. และสุดท้ายเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด พบว่าอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรห้องอบโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดสูงกว่าการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด ในขณะที่ความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน และคุณภาพการขัดสีจะให้ผลลัพธ์ใกล้เคียงกัน

Abstract

This research is an experimental study to investigate the effects of downcomer – air flowrate on the kinetics of high temperature paddy drying and milling quality. All experiments were conducted in two – dimensional spouted bed batch dryer under high drying temperatures of 110, 130 and 150 °C. The percentage of downcomer – airflow of 0, 10, 20, and 30 % were varied for each of drying temperatures. It was found that the existence of moisture transfer was also taken place in the downcomer which was resulted from heat accumulated in paddy during intensive heating and drying period in the spout and resulted in the presence of evaporative cooling phenomenon in the downcomer. Moisture transfer in both regions attributed to almost linearity of drying curves which drying rate directly related to the amount of downcomer – airflow. The experimental results indicated that the high temperature can be used to dry paddy without any affecting on milling quality as long as moisture reduction not more than 5 and 8 %d.b. for approximate initial moisture content of 27 and 35 %d.b. respectively. The thermal energy consumption was almost the same for any level of moisture decrease and was around 5.5 MJ/kg water evap. Finally in comparing with fluidized bed drying it was found that spouted bed drying offers more benefit than the former in drying rate per unit volume of dryer whilst thermal energy consumption and milling quality were comparable with fluidized bed drying.

1. บทนำ

การรวมสองคุณลักษณะทางไฮโดรไดนามิกส์ได้แก่ การขนถ่ายแบบพาหะลม (pneumatic transport) ในบริเวณสเปาต์ ซึ่งมีการถ่ายเทความร้อนและมวลสูงกับการเคลื่อนที่ในลักษณะของเบด (moving bed) ในบริเวณดาวน์คัมเมอร์ซึ่งช่วยให้เมล็ดพืชมีโอกาสพักตัว (tempering) จากการอบแห้งเป็นลักษณะเด่นของการอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบด เครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดแบบสองมิติได้ถูกนำเสนอขึ้นเป็นครั้งแรก

[1] Corresponding author

โดย Mujumdar [1] ซึ่งต่อมา Kalwar และคณะ [2] และ Karwar & Raghavan [3, 4] ได้ศึกษาการอบแห้งถั่วเหลือง ข้าวสาลี และข้าวโพด ในเครื่องอบแห้งสเปาเตล็ดเบดแบบสองมิติชนิดมีแผ่นกั้น (draft plates) ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าสมการการอบแห้งเป็นไปตามรูปแบบสมการของ Page ซึ่งไม่พบว่ามีช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ในระหว่างการทดลอง อย่างไรก็ตามในการศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกแบบงวดโดย Wetchakama และคณะ [5] Ngugen [6] และ Ngugen และคณะ [7] พบผลลัพธ์ที่แตกต่างไป กล่าวคือความสัมพันธ์ของการเปลี่ยนปลงความชื้นเทียบกับเวลาค่อนข้างจะอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น และในภายหลัง Madhiyanon และคณะ [8] ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งเมล็ดพืชแบบงวดในเครื่องอบแห้งสเปาเตล็ดเบดโดยได้พิจารณากลไกการถ่ายเทความร้อนและมวลในบริเวณสเปาต์และดาวน์คัมเมอร์แยกจากกันแต่ส่งผลถึงกันและได้พบว่าการอบแห้งเมล็ดพืชโดยเทคนิคสเปาเตล็ดเบดจะให้อัตราการอบแห้งค่อนข้างคงที่และมีการถ่ายเทมวล (ความชื้น) เกิดขึ้นทั้งบริเวณสเปาต์และดาวน์คัมเมอร์ นอกจากนี้ในด้านอัตราการอบแห้ง Tulasidas และคณะ [9] พบว่าขึ้นอยู่กับความสูงเบดในดาวน์คัมเมอร์โดยทั้งอัตราการอบแห้งและสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นจะเพิ่มขึ้นเมื่อความสูงเบดลดลงซึ่งเป็นผลมาจากเวลาในหนึ่งวัฏจักรการเคลื่อนที่ของเมล็ดพืชน้อยลงทำให้เวลาที่จะได้รับความร้อนในบริเวณสเปาต์ซึ่งมีการถ่ายเทความร้อนสูงมากขึ้น สำหรับคุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีในด้านของปริมาณข้าวต้น (head rice yield) Ngugen และคณะ [7] พบว่าสามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงมาได้อย่างต่อเนื่องโดยปริมาณข้าวต้นยังคงอยู่ในเกณฑ์ดีตราบเท่าที่ความชื้นของข้าวเปลือกโดยประมาณไม่ต่ำกว่า 18 %d.b. และสามารถใช้อุณหภูมิอบแห้งได้สูงถึง 160 °C ในการพัฒนาเครื่องอบแห้งสเปาเตล็ดเบดไปสู่ภาคอุตสาหกรรม Madhiyanon และคณะ [10] ได้พัฒนาเครื่องอบแห้งสเปาเตล็ดเบดต้นแบบในระดับอุตสาหกรรมโดยสามารถอบแห้งข้าวเปลือกได้อย่างต่อเนื่องด้วยกำลังผลิตสูงสุด 3,500 kg/h ซึ่งพบว่าการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะประมาณ 4 – 7 MJ/kg water evap. โดยใช้เปอร์เซ็นต์อากาศเวียนกลับ 60 – 70 % ซึ่งต่อมา Madhiyanon และคณะ [11] ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งแบบต่อเนื่องโดยทดสอบความถูกต้องของแบบจำลองกับข้อมูลการทดลองของเครื่องอบแห้งสเปาเตล็ดเบดต้นแบบในระดับอุตสาหกรรมพบว่าสามารถทำนายคิเนติกส์ของการอบแห้งได้ดี

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาผลของการจ่ายอากาศเข้าบริเวณดาวน์คัมเมอร์ที่ปริมาณอากาศค่าต่าง ๆกันต่อคิเนติกส์ของการอบแห้งและคุณภาพข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง นอกจากยังจะได้เข้าใจถึงกลไกการถ่ายเทมวล (ความชื้น) ที่เกิดขึ้นในดาวน์คัมเมอร์ว่าส่งผลอย่างไรต่อการลดความชื้นโดยรวมของข้าวเปลือก

2. วิธีการทดลอง

ในการทดลองใช้ข้าวเปลือกเป็นวัสดุอบแห้ง เครื่องอบแห้งแบบสเปาเตล็ดเบดแบบสองมิติซึ่งใช้การอบแห้งแบบงวดพร้อมอุปกรณ์อื่น ๆ แสดงในรูปที่ 1 ส่วนบนของเครื่องอบแห้งประกอบด้วยผนังในแนวดิ่งและส่วนล่างจะประกอบด้วยผนังในแนวลาดเอียง โดยด้านหน้าของห้องอบจะเป็นกระจกใสทนความร้อนเพื่อให้มองเห็นลักษณะการเคลื่อนตัวของเมล็ดพืชได้ ผนังเอียงทำมุม 60° กับแนวราบ ช่องอากาศเข้าด้านล่างของเครื่องอบมีขนาดกว้าง x ยาว เท่ากับ 30 mm x 84 mm ทางด้านล่างของเครื่องอบแห้งจะมีทางเข้าของอากาศอยู่สามช่องคือ 1) ช่องเข้าอากาศตรงกลางสำหรับจ่ายอากาศเข้าสเปาต์ 2) และ 3) เป็นท่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1" สำหรับจ่ายอากาศให้ดาวน์คัมเมอร์ทั้งสองด้าน การทำความร้อนให้อากาศใช้ขดลวดไฟฟ้าจำนวน 6 ชุด โดยมีกำลังไฟฟ้าชุดละ 1.5 kW (รวมเท่ากับ 9 kW) การควบคุมอุณหภูมิใช้ชุดควบคุมอุณหภูมิแบบ P.I.D. สามารถควบคุมอุณหภูมิให้อยู่ในช่วง ± 1 °C จากค่าที่ตั้งไว้ การบันทึกอุณหภูมิใช้ data logger และ temperature indicator มีพิกัดความถูกต้อง ± 1 °C สำหรับการควบคุมอัตราการไหลของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งซึ่งมีอุณหภูมิสูงใช้ orifice meterร่วมกับวาล์ว และสำหรับอากาศที่ออกจากห้องอบแห้งที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า 90 °C จะวัดความเร็วอากาศด้วย hot wire anemometer มีความละเอียด ± 0.3 m/s ถ้าสูงกว่า 90 °C ใช้ Pitot – static tube ร่วมกับ U – tube manometer ในการควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์พัดลมใช้เครื่องปรับความเร็วรอบ (frequency inverter) การหาความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกใช้วิธีชั่งน้ำหนักร่วมกับการให้ความร้อนในตู้อบที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 72 h สำหรับเครื่องชั่งน้ำหนักที่ใช้เป็นเครื่องชั่งน้ำหนักอิเลคทรอนิกส์ที่มีความละเอียด ± 0.0001 g ชั่งน้ำหนักได้สูงสุด 200 g สำหรับการหาปริมาณข้าวต้นเป็นไปตามมาตรฐานของสถาบันวิจัยข้าวและความขาวของข้าวใช้ kettmeter โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองจะใช้ข้าวเปลือกจำนวน 6 kg โดยเมื่อใส่ลงในห้องอบแห้งแล้วจะได้ความสูงเบดประมาณ 0.72 m

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

เพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิอบแห้งและสัดส่วนปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่อคิเนติกส์การอบแห้ง ในการทดลองจึงได้ปรับเปลี่ยนอุณหภูมิอบแห้งที่ 3 ระดับ คือ 110°C 130°C และ 150°C ตามลำดับ โดยที่ในแต่ละระดับอุณหภูมิจะเปลี่ยนค่าเปอร์เซ็นต์ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่อปริมาณอากาศทั้งหมดที่เข้าห้องอบดังนี้คือ 0% 10% 20% และ 30% ตามลำดับ ในแต่ละการทดลองความเร็วในการเคลื่อนตัวของเมล็ดข้าวเปลือกในดาวน์คัมเมอร์อยู่ในช่วง 1.25 – 1.5 cm/s และเปอร์เซ็นต์ส่วนของอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่อยู่ในช่วง 67 – 74% ปริมาณข้าวเปลือกที่ใช้เท่ากับ6 kg

3.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศ และเมล็ดข้าวเปลือกในระบบอบแห้ง

ตำแหน่งต่าง ๆ ที่ได้บันทึกอุณหภูมิแสดงไว้ในรูปที่ 1 จากผลการทดลองพบว่าที่ระดับอุณหภูมิอบแห้งต่าง ๆกันโดยมีสัดส่วนอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เดียวกัน แนวโน้มของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่าง ๆ ในระบบอบแห้งมีความคล้ายคลึงกัน จากรูปที่ 2 (a - d) พบว่าความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิอากาศขาเข้าและออกจากห้องอบแห้ง (เส้นกราฟ (1) กับ (3)) จะมากในช่วง 6 นาทีแรกของการอบแห้ง จากนั้นความแตกต่างของอุณหภูมิทั้งสองไม่ค่อยเปลี่ยนแปลง

มากนักในช่วงที่เหลือของการอบแห้ง ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่าในกระบวนการอบแห้งถ้าไม่คิดความร้อนสูญเสีย ความร้อนที่ได้จากอากาศส่วนใหญ่จะถูกนำใช้ไปในการระเหยความชื้นในวัสดุโดยความร้อนส่วนที่เหลือจะถูกใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิให้กับวัสดุ แต่ในการทดลองพบว่าการลดลงของความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกค่อนข้างจะคงที่เมื่อเทียบกับเวลา ดังนั้นหลังจากประมาณ 6 นาทีไปแล้วความแตกต่างของอุณหภูมิขาเข้าและออกจากห้องอบแห้งจึงไม่มากนัก แต่ที่แตกต่างกันอยู่บ้างก็เนื่องจากอุณหภูมิเมล็ดพืช (ตำแหน่ง 4, 5 และ 6) สูงขึ้นตามเวลาทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนลดลง นอกจากนี้จากรูปที่ 2 ยังสังเกตได้ว่าความแตกต่างของอุณหภูมิขาเข้าและออกจากห้องอบแห้งจะน้อยที่สุดในกรณีเปอร์เซ็นต์ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 0% และจะมากที่สุดในกรณี 30%ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองในด้านการลดลงของความชื้นที่พบว่าอัตราการอบแห้งจะแปรผันโดยตรงกับปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ ดังนั้นปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์น้อยอัตราการอบแห้งจะต่ำ ความร้อนที่ถูกดึงออกมาจากอากาศอบแห้งจึงน้อยเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งที่มีอัตราการอบแห้งสูงเนื่องจากใช้ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์สูง

อีกประการที่สำคัญที่สังเกตได้จากการทดลองในรูปที่ 2 คือจากการเปรียบเทียบอุณหภูมิในบริเวณดาวน์คัมเมอร์ทั้งสามตำแหน่งคือ ตำแหน่งบน (4) กลาง (5) และล่าง (6) ของดาวน์คัมเมอร์ซึ่งคาดว่าน่าจะเป็นอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก (จากงานวิจัยของ Madhiyanon และคณะ [8] ที่ทำนายคิเนติกส์ของการอบแห้งโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ พบว่าที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ประมาณ 25% อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์จะเข้าสู่สภาวะสมดุลทางความร้อนกับเมล็ดพืชที่ระยะประมาณเพียง 2 – 3 cm นับจากทางเข้าอากาศ) พบว่าเมื่อเมล็ดข้าวเปลือกเคลื่อนตัวจากด้านบน (4) ลงสู่ด้านล่าง (5) ของดาวน์คัมเมอร์อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกจะลดลงทุกเงื่อนไขของปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ ซึ่งสาเหตุน่าจะมาจากปรากฏการณ์ evaporative cooling ที่ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกเย็นตัวลงเมื่อมีการระเหยความชื้นออกไปโดยใช้ความร้อนที่สะสมอยู่ภายในเมล็ดข้าวเปลือกเอง โดยสามารถยืนยันได้จากผลการทดลองที่ศึกษาการเปลี่ยนแปลงความชื้นในดาวน์คัมเมอร์ (หัวข้อ 3.3) ซึ่งพบว่าเมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นลดลง นอกจากนี้การพิจารณาจากเส้นกราฟอุณหภูมิตำแหน่งกลาง (5) และล่าง (6) ยังพบว่ายิ่งปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์มากอุณหภูมิที่ตำแหน่งกลาง (5) และล่าง (6) จะเข้าใกล้กันมากขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณความร้อนที่ได้รับมากขึ้นจากปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์สูงขึ้นทำให้ตำแหน่งล่าง (6) มีอุณหภูมิขยับสูงขึ้น อย่างไรก็ตามทั้งตำแหน่งกลาง (5) และล่าง (6) ก็ยังคงต่ำกว่าตำแหน่งบน (4)

3.2 ลักษณะของกราฟอบแห้ง

ในรูปที่ 3 เป็นผลมาจากการศึกษาการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกเทียบกับเวลาที่อุณหภูมิอบแห้งและปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่าง ๆ กัน จากลักษณะของเส้นกราฟอบแห้งในทุกเงื่อนไขการทดลองที่อุณหภูมิอบแห้งและปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่างกันพบว่าความสัมพันธ์ของความชื้นกับเวลาค่อนข้างจะอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น หรือกล่าวอีกนัยหนึ่งได้ว่าอัตราการอบแห้งค่อนข้างคงที่ซึ่งสอดคล้องกับผลงานวิจัยที่ผ่านมาของ Madhiyanon และคณะ [11] Ngugen [6,7] และ Wetchacama และคณะ [5] ซึ่งลักษณะการเปลี่ยนแปลงความชื้นดังกล่าวแตกต่างอย่างเด่นชัดกับกรณีการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดซึ่งความชื้นจะลดลงอย่างรวดเร็วในตอนต้นของการอบแห้งและจะค่อย ๆ ชะลอตัวลงในช่วงกลางและท้ายของการอบแห้งโดยกราฟการอบแห้งมีลักษณะเป็นกราฟเอ็กซโพเนนเชียล จากรูปที่ 3 พบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 0% และ 10% จะได้อัตราการอบแห้งมาก แต่ที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 20% และ30% อัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้ง 130°C และ 150°C ใกล้เคียงกัน(รูปที่ 3c และ 3d) แต่ก็ยังคงสูงกว่าอัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้ง 110°C

3.3 การลดลงของความชื้นในบริเวณดาวน์คัมเมอร์

จากผลการทำนายของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นโดย Madhiyanon และคณะ [8] พบว่าขณะที่เมล็ดพืชในดาวน์คัมเมอร์เคลื่อนตัวจากด้านบนลงสู่ด้านล่างความชื้นของเมล็ดพืชจะลดลงซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองดังแสดงในรูปที่ 4 โดยการลดลงของความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกในแต่ละรอบที่เมล็ดข้าวเปลือกวนกลับเข้าไปในดาวน์คัมเมอร์อยู่ในช่วงประมาณ 0.2 – 0.6 %d.b. โดยที่แต่ละปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์การลดลงของความชื้นในดาวน์คัมเมอร์ไม่ค่อยแตกต่างกัน การลดลงของความชื้นในดาวน์คัมเมอร์เป็นผลมาจาก evaporative cooling มากกว่าการเกิดจากกลไกการอบแห้ง(ดังได้กล่าวมาแล้วในหัวข้อ 3.1)โดยอาศัยอากาศในดาวน์คัมเมอร์เป็นตัวกลางพาความชื้นออกไปจากห้องอบแห้ง สำหรับการทดลองที่ไม่ได้จงใจจ่ายอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ (รูปที่ 4 (a)) แต่ความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกในดาวน์คัมเมอร์มีค่าลดลงได้สาเหตุเนื่องมาจากในความเป็นจริงจะมีอากาศส่วนหนึ่งจากบริเวณทางเข้าห้องอบไหลแทรกซึมเข้าไปได้ในบริเวณดาวน์คัมเมอร์ ดังนั้นการที่อัตราการอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเค็ดเบดค่อนข้างคงที่น่าจะมาจากการที่เมล็ดพืชเคลื่อนตัวเป็นวัฏจักร (เคลื่อนตัวสลับไปมาระหว่างบริเวณดาวน์คัมเมอร์และสเปาค์) และขณะที่เมล็ดพืชเคลื่อนตัวในดาวน์คัมเมอร์เมล็ดพืชจะมีระยะเวลาพักตัวพอที่ความชื้นจากภายในเมล็ดจะเคลื่อนตัวมาที่ผิวและเมื่อเมล็ดพืชวนกลับเข้าไปในบริเวณสเปาค์ซึ่งมีอุณหภูมิและความเร็วของอากาศสูง จึงทำให้ความชื้นระเหยออกจากผิวของเมล็ดพืชโดยง่ายส่งผลให้ความชื้นของเมล็ดพืชลดลงด้วยอัตราค่อนข้างคงที่

3.4 ความเร็วของเมล็ดข้าวเปลือกในดาวน์คัมเมอร์

อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่ใช้ในแต่ละเงื่อนไขการทดลองพยายามปรับให้มีค่าใกล้เคียงกันโดยอยู่ในช่วง 0.055 – 0.060 kg/s และจากการบันทึกความเร็วพบว่าที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 0% เมล็ดข้าวเปลือกจะเคลื่อนตัวช้าที่สุดโดยมีความเร็วเฉลี่ยประมาณ 1.25 cm/s ในขณะที่ค่าเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 10% 20% และ 30% เมล็ดข้าวเปลือกจะมีความเร็วเฉลี่ยใกล้เคียงกัน ประมาณ 1.50 cm/s จากการสังเกตุพบว่าในกรณีที่มีการไหลของอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ เมล็ดข้าวเปลือกจะมีความเร็ว

มากกว่ากรณีไม่มีอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ซึ่งเป็นเพราะว่าอากาศที่ไหลเข้าดาวน์คัมเมอร์จะช่วยให้เมล็ดข้าวเปลือกบริเวณด้านล่างของดาวน์คัมเมอร์มีการขยับตัวได้ง่ายขึ้นทำให้เมล็ดข้าวเปลือกจากด้านบนเคลื่อนตัวลงมาแทนที่ได้สะดวก

3.5 อิทธิพลของปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่ออัตราการอบแห้ง

รูปที่ 5 แสดงผลของปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่ออัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้งต่าง ๆกันซึ่งแนวโน้มผลการทดลองจะเป็นไปในทางเดียวกันหมด กล่าวคืออัตราการอบแห้งจะแปรผันโดยตรงกับปริมาณอากาศที่เข้าดาวน์คัมเมอร์ (อัตราการไหลของอากาศทั้งหมดเท่าเดิม) โดยอัตราการอบแห้งที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 30% จะดีที่สุด รองลงมาก็คือที่ 20, 10 และ 0% ตามลำดับ อย่างไรก็ตามจากผลการทดลองดังกล่าวแล้วในหัวข้อ 3.3 ซึ่งพบว่าการลดลงของความชื้นในดาวน์คัมเมอร์ที่แต่ละปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ไม่ค่อยต่างกัน ดังนั้นส่วนที่ต่างกันก็มาจากการอบแห้งในสเปาต์ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่าเป็นผลมาจากที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์มีค่ามาก เช่นที่ 30% อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกที่ออกจากดาวน์คัมเมอร์จะมีอุณหภูมิสูงกว่าที่ค่าปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์อื่น ๆ (ดูได้จากเส้นกราฟ (6) ในรูปที่ 2) ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น (Diffusion coefficient) สูง ดังนั้นเมื่อเคลื่อนตัวเข้าสู่บริเวณสเปาต์จึงเกิดการระเหยน้ำได้ง่ายขึ้น สำหรับกรณีของเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ 0% อาจมีอีกสาเหตุหนึ่งที่ทำให้อัตราการอบแห้งต่ำนั่นคือเมล็ดข้าวเปลือกในดาวน์คัมเมอร์เคลื่อนที่ช้ากว่าที่ค่าเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์อื่น ๆ ทำให้จำนวนรอบของวัฏจักรที่เมล็ดข้าวเปลือกได้รับความร้อนจึงน้อยกว่า

3.6 อิทธิพลของปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่อคุณภาพข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง

รูปที่ 6 แสดงคุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีซึ่งพิจารณาในด้านเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์และความขาว จากกราฟแสดงเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์จะเห็นได้ว่าในช่วงต้นของการอบแห้งเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์มีค่าเพิ่มขึ้นจากนั้นก็จะมีค่าลดลงไปตามค่าความชื้นข้าวเปลือกที่ลดลง ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่าในตอนเริ่มต้นการอบแห้งเมื่อเมล็ดข้าวเปลือกที่ยังมีความชื้นสูงอยู่มีอุณหภูมิสูงขึ้นจะเกิด partial gelatinization ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความแข็งขึ้นส่งผลให้ปริมาณข้าวต้นสูงขึ้น และเมื่ออบแห้งต่อไปเกรเดียนท์ของความชื้นระหว่างความชื้นที่บริเวณผิวเมล็ดและภายในเมล็ดมีค่ามากขึ้นจนทำให้ความเค้น (stresses) ที่เกิดจากแรงดึงที่ผิวและแรงกดภายในเมล็ดมีค่าสูงขึ้นทำให้เมล็ดข้าวแตกหักมากหลังการขัดสี

จากข้อมูลในรูปที่ 6 พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์สูงจะส่งผลให้ปริมาณข้าวต้นลดลงเมื่อเทียบกับการอบแห้งที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่ำกว่า โดยที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ 0% จะให้เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นดีที่สุด สาเหตุที่เป็นเช่นนี้เพราะที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์สูงจะเป็นการเร่งอัตราการอบแห้งทำให้เกิดความเค้นภายในเมล็ดเพิ่มมากขึ้นข้าวจึงแตกหักมาก การอบแห้งข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้น 35.0 %d.b. โดยใช้เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ 0% สามารถอบแห้งข้าวเปลือกลงมาได้ถึงความชื้น 27.0 %d.b. โดยที่ยังให้ค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์สูงกว่าหรือใกล้เคียงกับ 100% และสำหรับที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ 20 และ 30% จะสามารถอบแห้งข้าวเปลือกลงมาได้ถึงประมาณ 28 %d.b. และ 27%d.b. ตามลำดับ ก่อนที่ข้าวจะเสียหาย และที่ความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 27 %d.b. โดยใช้เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ 0, 20 และ 30% จะสามารถอบแห้งข้าวเปลือกลงมาได้ถึง 22.0 %d.b. 22.7 %d.b. และ 24.6 %d.b. ตามลำดับ นอกจากนี้ยังพบว่าการอบแห้งที่ใช้ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ 0% ลิมิตของความชื้นข้าวเปลือกที่สามารถอบแห้งลงมาได้ก่อนข้าวเปลือกจะเสียหายจะอยู่ในเกณฑ์เดียวกับกรณีของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เซชั่น (Poomsa-ad และคณะ [12]) สำหรับความขาวพบว่าความขาวหลังการอบแห้งไม่ค่อยเปลี่ยนแปลงมากนัก

3.7 พลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้ง

พลังงานจำเพาะในการอบแห้งพบว่าแปรผันโดยตรงกับเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ และเปอร์เซ็นต์อากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ ดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ค่าพลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้ง

Drying temp. (°C)	Downcomer - air (%)	Thermal energy consumption (MJ/kg water evap.)	
		Recirculated air	
		67 (%) [a]	75 (%) [b]
110	0	12.2 (7.9)[c]	7.5 (4.9)
	10	11.7 (7.6)	-
	20	11.0 (7.2)	8.8 (5.7)
	30	10.3 (6.7)	7.2 (4.7)
130	0	12.7 (8.3)	6.9 (4.5)
	10	12.0 (7.8)	-
	20	11.1 (7.2)	7.9 (5.1)
	30	10.7 (7.0)	10.0 (6.5)
150	0	13.9 (9.0)	6.9 (4.5)
	10	13.3 (8.6)	-
	20	13.1 (8.5)	7.9 (5.1)
	30	12.2 (7.9)	10.5 (6.8)

(a) ความชื้นเริ่มต้น 33 – 34 %d.b. ความชื้นสุดท้าย 12 – 19 %d.b.

(b) ความชื้นเริ่มต้น 26 - 27 %d.b. ความชื้นสุดท้าย 15 – 17 %d.b.

(c) ตัวเลขในวงเล็บเป็นค่าพลังงานที่บันทึกได้ลบด้วยค่าความร้อนสูญเสียซึ่งมีค่าประมาณ 35% ของค่าพลังงานที่บันทึกได้

จากผลการทดลองในตารางที่ 1 ที่อากาศเวียนกลับ 75% พบว่าในการลดความชื้นอย่างต่อเนื่องให้ลงมาอยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บ

รักษา (ประมาณ 15 – 16 %d.b.) จะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะประมาณ 8 MJ/kg water evap. อย่างไรก็ตามเนื่องจากเป็นเครื่องอบแห้งในระดับห้องปฏิบัติการดังนั้นเพื่อให้การออกแบบเป็นไปตามหลักพลศาสตร์ของไหลที่ถูกต้อง ความยาวโดยรวมของระบบท่อลมทั้งหมดจึงค่อนข้างมากจึงทำให้มีพื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อนมากประกอบกับความหนาของฉนวนใยแก้วที่ใช้มีความหนาเพียง 2 นิ้วจึงทำให้มีการสูญเสียความร้อนผ่านผนังท่อมาก และจากการคำนวณพบว่าความร้อนสูญเสียมีค่าประมาณ 35-45% ของค่าความร้อนที่ได้จากขดลวดให้ความร้อน และเมื่อคิดเป็นพลังงานจำเพาะจะมีค่าประมาณ 2.8-3.6 MJ/kg water evap. ดังนั้นตัวเลขที่สะท้อนค่าพลังงานจำเพาะจำเพาะน่าจะอยู่ที่ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap. (ตัวเลขในวงเล็บในตารางที่ 1)ซึ่งถือว่าอยู่ในเกณฑ์ที่ต่ำ อีกประการหนึ่งจากการอัตราการอบแห้งค่อนข้างจะคงที่ทุกช่วงเวลาของการอบแห้ง ดังนั้นการใช้พลังงานก็จะใกล้เคียงกันทุกช่วงเวลาด้วย ซึ่งหากพิจารณาเฉพาะการอบแห้งในช่วงแรกก่อนที่เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์จะต่ำกว่า 100% การใช้พลังงานในระดับนี้ (5.5 MJ/kg water evap.) จัดว่าปกติ

3.8 เปรียบเทียบระหว่างเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดกับเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบด

เปรียบเทียบสมรรถนะในด้านความสามารถในการลดความชื้น จากผลการทดลองในงานวิจัยนี้พบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดสามารถลดความชื้นจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 34 %d.b. ลงเหลือความชื้น 21 %d.b. ใช้เวลาประมาณ 16นาที และจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 27 %d.b. ลงเหลือความชื้น 22 %d.b. ใช้เวลาประมาณ 8 นาทีที่อุณหภูมิอบแห้ง 130 °C ในขณะที่เครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดใช้เวลาประมาณ 1.5 นาที [13] แต่เมื่อพิจารณาในเทอมของอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรของห้องอบแห้งพบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดและฟลูอิไดซ์เบดมีค่าอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรห้องอบเท่ากับ 98 kg water evap./h.m^2 และ 68 kg water evap./h.m^2 ตามลำดับ โดยสำหรับเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดคำนวณจากข้อมูลการทดลองของงานวิจัย[13] โดยเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดที่ใช้เป็นเครื่องอบแห้งในระดับห้องปฏิบัติการ มีลักษณะทรงกระบอกเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.20 m สูง 1.40 m ใช้อบแห้งข้าวเปลือกได้ครั้งละ 1.9 kg ดังนั้นจะเห็นได้ว่าอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรของห้องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบดจะมีค่าสูงกว่าของแบบฟลูอิไดซ์เบดประมาณ 1.4 เท่า

ในด้านของการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะ เนื่องจากไม่มีข้อมูลการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะของเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดในระดับห้องปฏิบัติการ ดังนั้นจะเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดในระดับอุตสาหกรรม โดยหากพิจารณาตลอดช่วงการอบแห้งที่ลดความชื้นมาอยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา (ประมาณ 15 – 16 %d.b.) พบว่าการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะของเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบด (ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap.) ต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับการใช้พลังงานจำเพาะของเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดในระดับอุตสาหกรรมที่แบ่งการอบแห้งออกเป็นสองช่วงโดยมีกระบวนการพักตัว (Tempering) และเป่าลมเย็นคั่นกลาง (ประมาณ 4-6 MJ/kg water evap.ในการอบแห้งช่วงแรก และประมาณ 7-9 MJ/kg water evap.ในการอบแห้งช่วงที่สอง) และหากพิจารณาเฉพาะช่วงการอบแห้งช่วงแรกที่ลดความชื้นลงมาถึงลิมิตของความชื้นที่ยังคงให้เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์สูงกว่าหรือใกล้เคียง 100% พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดซึ่งใช้พลังงานประมาณ 5.5 MJ/kg water evap.จะใกล้เคียงของการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดในระดับอุตสาหกรรมซึ่งใช้พลังงานความร้อนจำเพาะในช่วงแรกของการอบแห้งประมาณ 4 – 6 MJ/kg water evap.

ในด้านปริมาณข้าวต้นพบว่าการอบแห้งด้วยทั้งสองเทคนิคสามารถให้ปริมาณข้าวต้นในระดับใกล้เคียงกันโดยสามารถลดความชื้นได้อย่างต่อเนื่องประมาณ 5 – 8 %d.b. ก่อนที่ข้าวจะเริ่มเสียหายมาก (เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสัมพัทธ์ต่ำกว่า 100%) สำหรับในด้านความขาวพบว่าทั้งสองเทคนิคไม่ส่งผลกระทบต่อความขาวของข้าวหลังการอบแห้ง

4. สรุป

1) ความสัมพันธ์ระหว่างความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกกับเวลาในการอบแห้งประมาณได้ว่าอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น สำหรับทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นคือปริมาณอากาศที่เข้าดาวน์คัมเมอร์ไม่มีอิทธิพลต่อ drying curve characteristic

2) มีการถ่ายเทมวล (ความชื้น) เกิดขึ้นภายในดาวน์คัมเมอร์ทุกเงื่อนไขของปริมาณอากาศที่เข้าดาวน์คัมเมอร์ แต่การถ่ายเทมวลเกิดจากปรากฏการณ์ evaporative cooling ไม่ใช่การอบแห้ง

3) ปริมาณอากาศไหลเข้าดาวน์คัมเมอร์จะส่งผลโดยตรงกับอัตราการอบแห้ง (ซึ่งเป็นผลรวมของการลดความชื้นในบริเวณสเปาต์และดาวน์คัมเมอร์) แต่การลดลงของความชื้นในดาวน์คัมเมอร์ที่แต่ละปริมาณอากาศไหลเข้าดาวน์คัมเมอร์ไม่ค่อยแตกต่างกันมากนัก โดยอัตราการอบแห้งที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์เท่ากับ 30% จะดีที่สุด รองลงมาก็คือที่ 20, 10 และ 0% ตามลำดับ

4) คุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีในด้านของปริมาณข้าวต้นพบว่าการอบแห้งอย่างต่อเนื่องที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์สูงจะได้ปริมาณข้าวต้นลดลงเมื่อเทียบกับการอบแห้งที่ปริมาณอากาศเข้าดาวน์คัมเมอร์ต่ำกว่า และพบว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 130 °C ถ้าความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกเท่ากับ 35%d.b. สามารถอบแห้งข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องลงมาได้ถึงความชื้นประมาณ 27% ก่อนที่ข้าวจะเสียหาย และถ้าความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 27% จะสามารถอบแห้งลงมาได้ถึงความชื้นประมาณ 22 %d.b. สำหรับความขาวของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งพบว่าไม่เปลี่ยนแปลงมากนักเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกอ้างอิงที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้ง

5) พลังงานความร้อนจำเพาะที่บันทึกได้จะมีค่าใกล้เคียงกันทุกช่วงของการอบแห้งโดยมีค่าประมาณ 8 MJ/kg water evap. ที่เปอร์เซ็นต์อากาศเวียนกลับเท่ากับ 75% แต่เมื่อพิจารณาความร้อนสูญเสียของระบบซึ่งมีค่าประมาณ 35-45% ของค่าความร้อนทั้งหมด ดังนั้นค่าพลังงานความร้อนจำเพาะน่าจะอยู่ที่ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap.

6) เมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดในระดับห้องปฏิบัติการด้วยกันพบว่าในด้านของอัตราการอบแห้ง เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดจะอบแห้งได้รวดเร็วกว่าเพราะมีขนาดที่ใหญ่กว่า แต่หากพิจารณาในเทอมของอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรของห้องอบแห้งพบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดจะมีค่ามากกว่าเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดประมาณ 1.4 เท่า และสำหรับคุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีทั้งในด้านปริมาณข้าวต้นและความขาว พบว่าทั้งสองเทคนิคให้ผลไม่ต่างกัน และสุดท้ายในด้านของการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้ง พบว่าถ้าพิจารณาการอบแห้งตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงช่วงสุดท้ายที่เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา พบว่าการอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดจะใช้พลังงานจำเพาะ (ประมาณ5.5 MJ/kg water evap.) ต่ำกว่าของฟลูอิไดซ์เบด และหากพิจารณาเฉพาะช่วงแรกของการอบแห้งที่ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องจนมาถึงระดับความชื้นที่ไม่ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกแตกหัก (ประมาณ 22%d.b.) พบว่าการอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดจะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะใกล้เคียงกับการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย และ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการใช้เครื่องมือวิเคราะห์คุณภาพข้าวเปลือก

เอกสารอ้างอิง

[1] A.S. Mujumdar, In *Spouted Bed Technology: A brief review*, Drying'84; Hemisphere: Washington, 1984, pp. 151-157

[2] M.I. Kalwar, Kudra T., Raghavan G.S.V. and Mujumdar A.S. "Drying of Grains in Drafted Two Dimensional Spouted Bed", Journal of Food Process Engineering, 1991, Vol. 13, pp. 321-332

[3] M.I. Kalwar and Raghavan G.S.V. "Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates", Drying Technology, 1993, Vol. 11, No. 2, pp. 339-354

[4] M.I. Kalwar and Raghavan G.S.V. "Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates", Powder Technology, 1993, Vol. 77, pp. 233-242

[5] S. Wetchacama, Soponronnarit S., Swasdisevi T., Panich-ingorn J. and Suthicharoenpanich S. "Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique", Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC '99), Bali, Indonesia, Oct. 24-27, 1999; 300-307.

[6] L.H. Nguyen, "Evaluation of a Modified Spouted Bed Dryer for High Moisture Grain Drying", Ph.D. Thesis, University of New South Wales, Australia, 2000.

[7] L.H. Nguyen, Driscoll R.H. and Srzednicki G. "Drying of High Moisture Content Paddy in a Pilot Scale Triangular Spouted Bed Dryer", Drying Technology, 2001, Vol. 19, No. 2, pp. 375-387

[8] T. Madhiyanon, Soponronnarit S. and Tia W. "A Two-Region Mathematical Model for Batch Drying of Grains in a Two-Dimensional Spouted Bed", Drying Technology, 2001, Vol. 19, No. 5, pp. 1045-1064

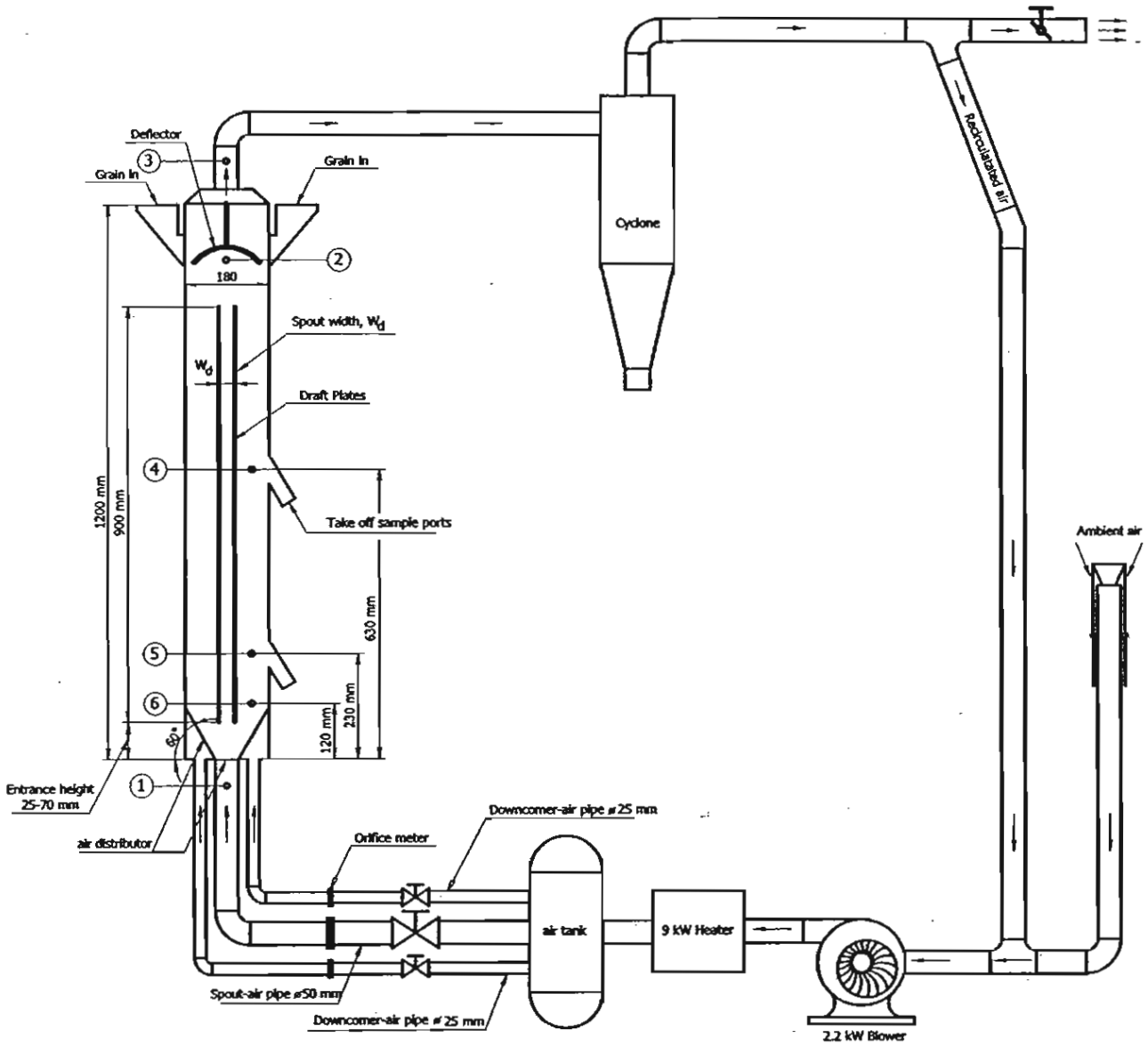
[9] T.N. Tulasidas, Kudra T. and Raghavan G.S.V. "Effect of Bed Height on Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Two-Dimensional Spouted Bed Dryer", 1993, Heat Mass Transfer, Vol. 20, 79-88

[10] T. Madhiyanon, Soponronnarit S. and Tia W. "Industrial-Scale Prototype of Continuous Spouted Bed Paddy Dryer", Drying Technology, 2001, Vol. 19, No. 1, pp. 207-216

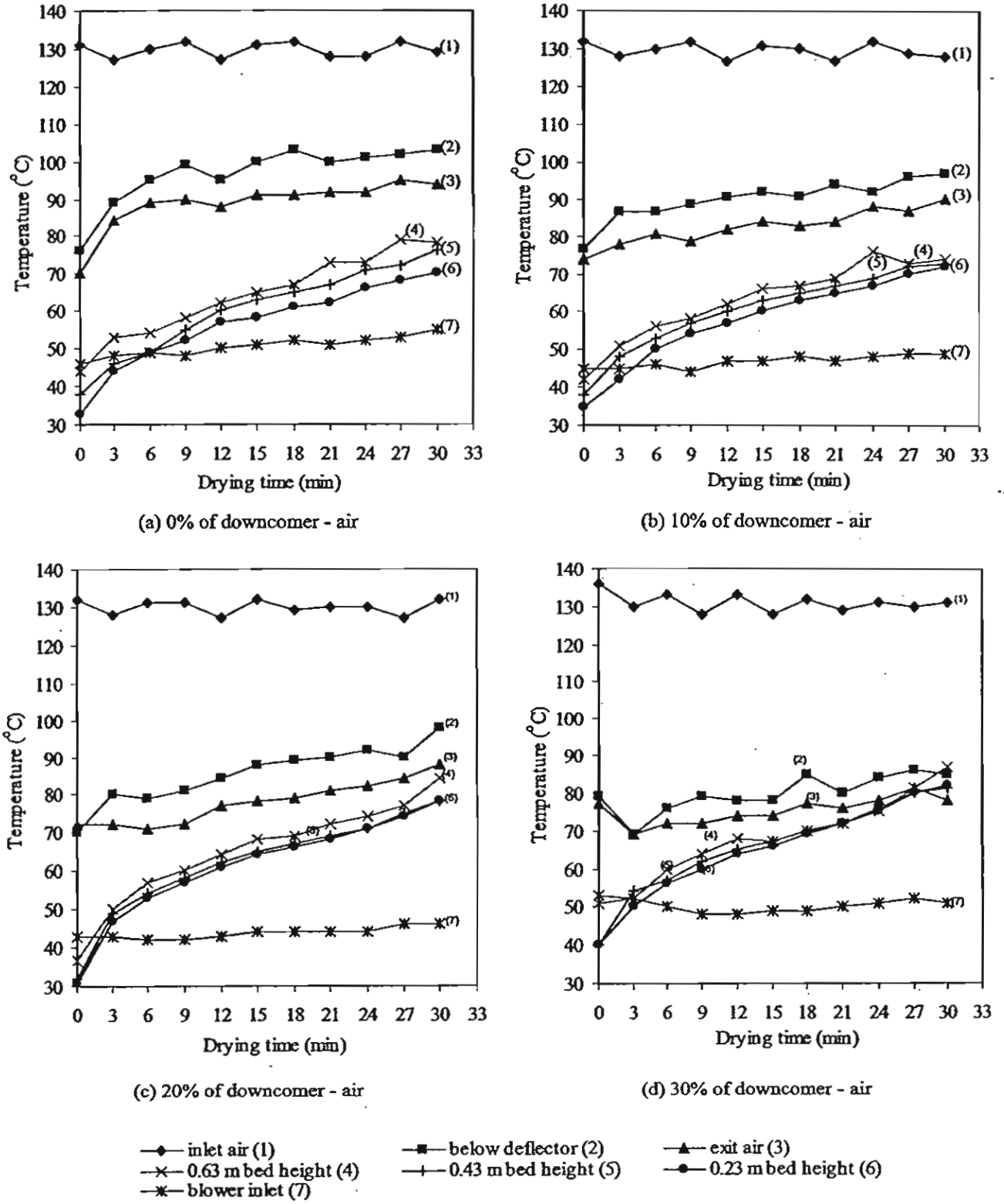
[11] T. Madhiyanon, Soponronnarit S. and Tia W. "A Mathematical Model for Continuous Drying of Grains in a Spouted Bed Dryer", Drying Technology, 2002, Vol. 20, No. 3, pp. 587-614

[12] N. Poomsa-ad, Soponronnarit S., Prachayawarakorn S. and Terdyothin A. "Head Rice Yield After Drying by Fluidization Technique and Tempering", Proceedings of 2nd Asian-Oceania Drying Conference (ADC), 2001, pp. 717-726

[13] N. Poomsa-ad "Optimum Design of Paddy Drying System in Rice Mill", Ph.D. Thesis, King Mongkut 's University of Technology Thonburi, 2001, pp. 79-100



รูปที่ 1 Schematic diagram of two-dimensional spouted bed dryer with various downcomer airflow and temperature measurement positions.



(a) 0% of downcomer - air

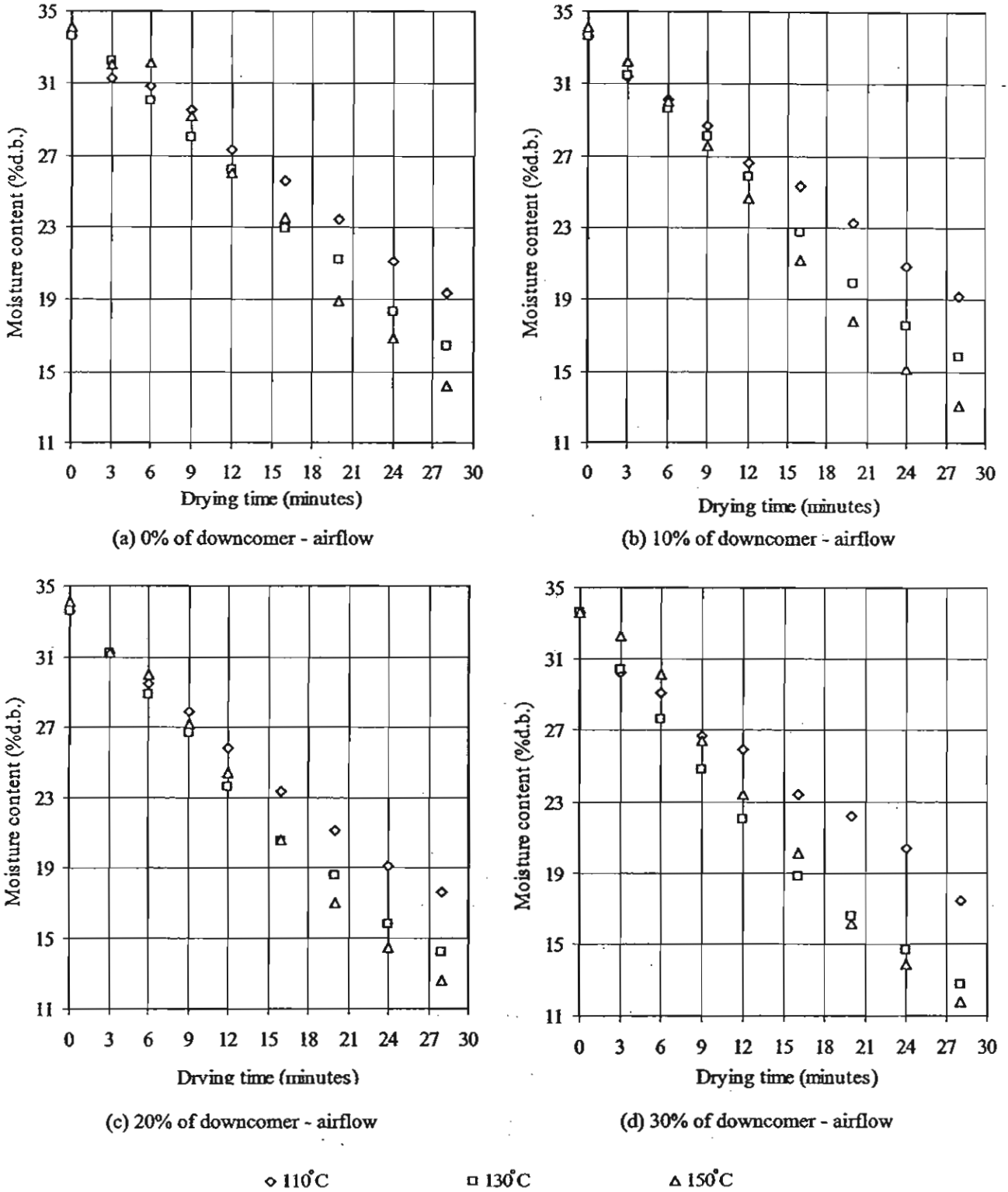
(b) 10% of downcomer - air

(c) 20% of downcomer - air

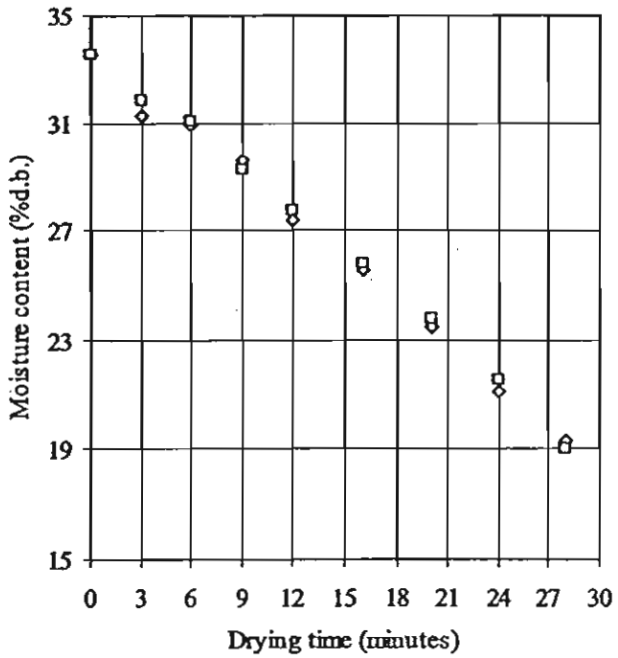
(d) 30% of downcomer - air

inlet air (1) — below deflector (2) — exit air (3)
0.63 m bed height (4) — 0.43 m bed height (5) — 0.23 m bed height (6)
blower inlet (7)

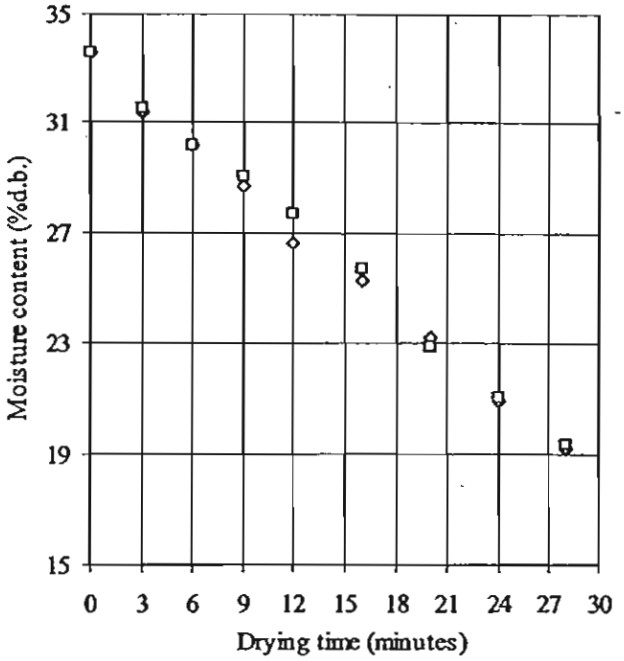
รูปที่ 2 Variation of air and grain temperatures within drying system at various percentage of downcomer-airflow (inlet air temp. 130 °C)



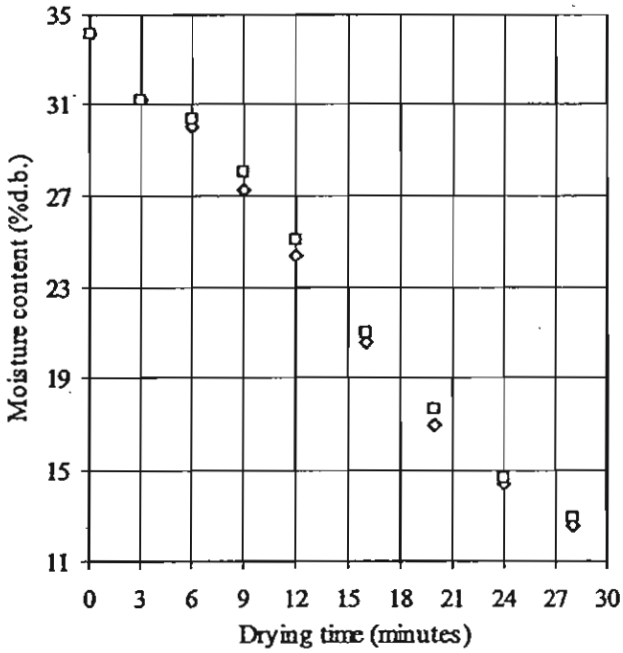
รูปที่ 3 Drying characteristic with various drying temperatures and percentage of downcomer – aiflow.



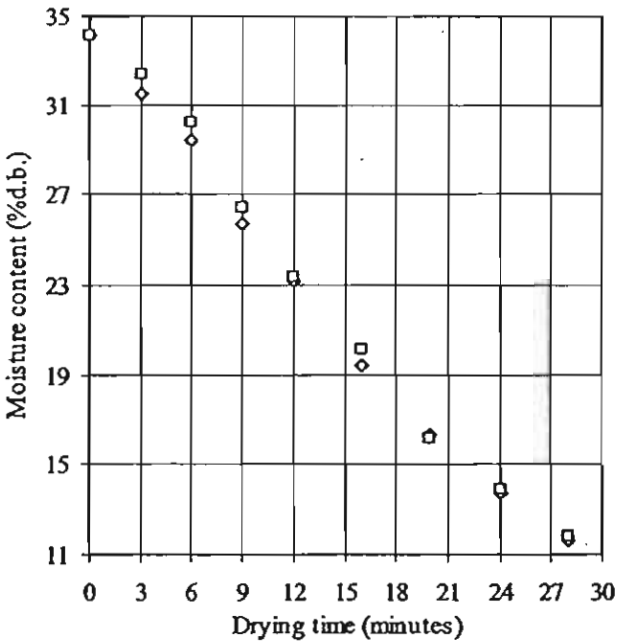
(a) inlet air temp. 110 °C, 0% of downcomer - airflow



(b) inlet air temp. 110 °C, 10% of downcomer - airflow



(c) inlet air temp. 150 °C, 20% of downcomer - airflow

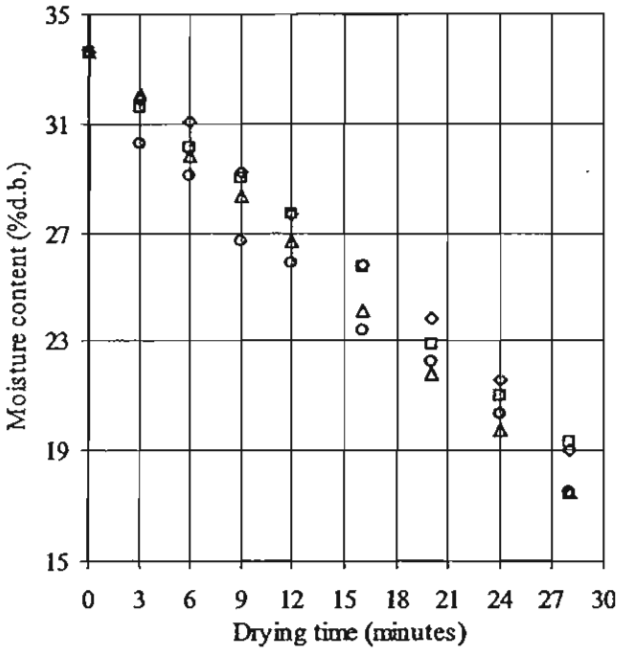


(d) inlet air temp. 150 °C, 30% of downcomer - airfow

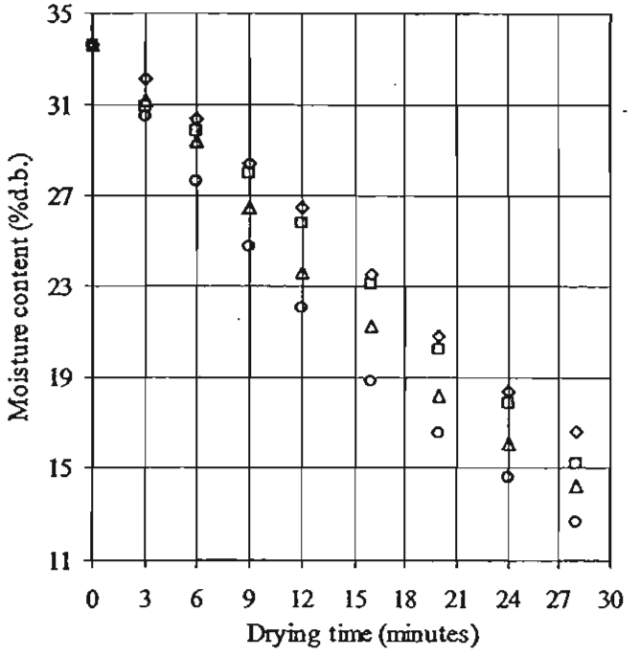
◇ 0.23 m bed height

□ 0.63 m bed height

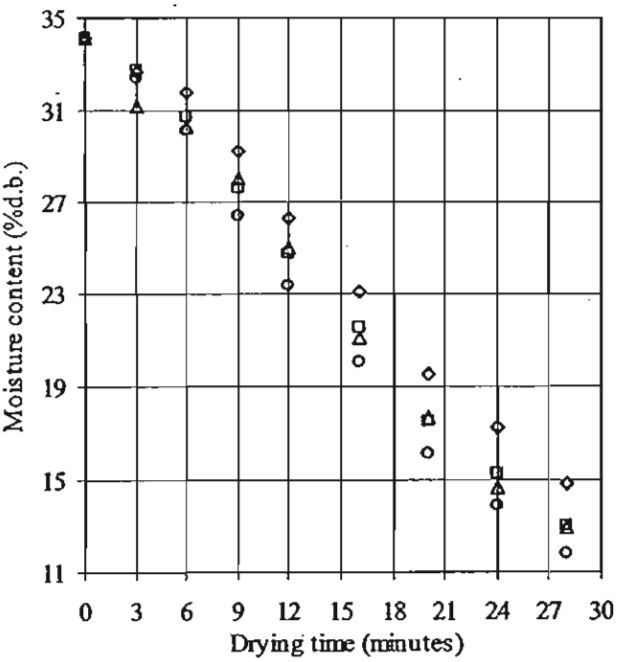
รูปที่ 4 The variation of moisture content with bed height in the downcomer region.



(a) inlet air temp. 110 °C



(b) inlet air temp. 130 °C



(c) inlet air temp. 150 °C

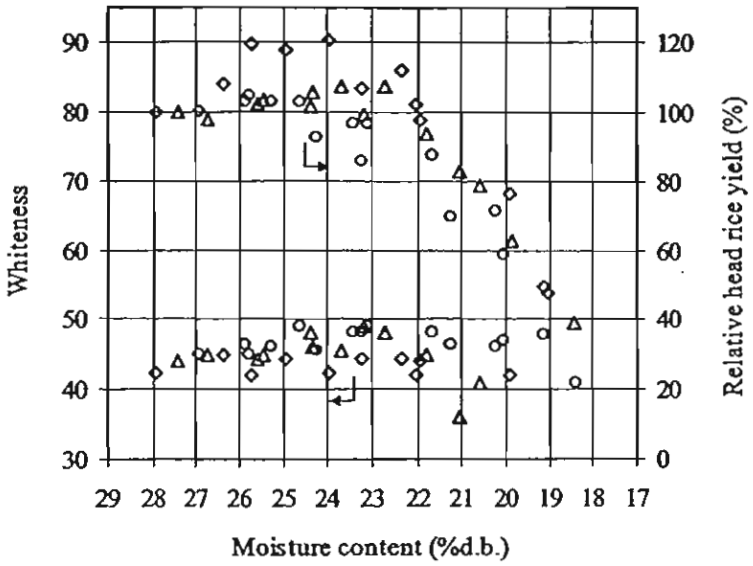
◇ 0% downcomer - air

□ 10% downcomer - air

△ 20% downcomer - air

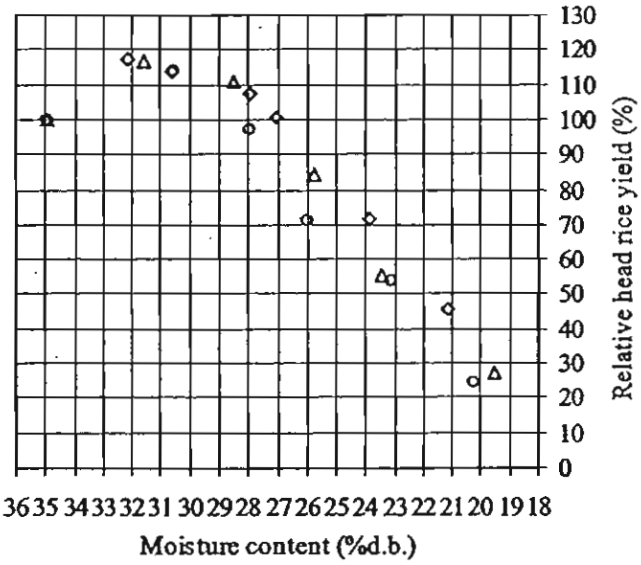
○ 30% downcomer - air

รูปที่ 5 The influence of downcomer – airflow (0, 10, 20, and 30%) on total moisture reduction (summation of moisture reduction in spout and downcomer regions).



◇ 0% downcomer-air △ 20% downcomer-air ○ 30% downcomer-air

(a) 27% d.b. initial moisture content



◇ 0% downcomer-air △ 20% downcomer-air ○ 30% downco

(b) 35% d.b. initial moisture content

รูปที่ 6 The effects of moisture content on relative head rice yield and whiteness. (drying temperature 130°C)

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

COMPRESSIVE BEHAVIORS OF DURIAN SLICES DURING HOT AIR AND SUPERHEATED STEAM DRYING

J. Jamradloedluk [1,*], S. Soponronnarit [1], A. Nathakaranakule [1], and. S. Prachayawarakorn [2]

[1] School of Energy and Materials, [2] Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

Compressive characteristics (hardness, initial slope and number of peaks of force-deformation curve) of durian slices were monitored during drying at temperatures of 130 and 140^{0}C, medium velocity of 2 m/s, and material dimensions of 30×30×2.5 mm^3 and 30×30×3 mm^3. The experimental results showed that the compressive characteristics were affected by drying medium type, temperature, material thickness, and moisture ratio. Hardness and the initial slope of force-deformation curve gradually increased with decreasing moisture ratio, then they sharply raised to the maximum values and abruptly dropped. The higher temperature resulted in the higher values of hardness and the steeper initial slope for both drying media. Furthermore, it was found that hot air drying led to the slightly lower hardness and the flatter slope than superheated steam drying. However, it was not evident that hardness and initial slope of force-deformation curve were affected by material thickness. The relationship between number of peaks of force-deformation curve and moisture ratio indicated that the number of peaks increased with decreasing moisture ratio. Nevertheless, no obvious effects of temperature, thickness and drying medium type on number of peaks were significantly pronounced.

KEYWORDS : Compression test, Durian, Hardness

INTRODUCTION

Durian, *Durio zibethinus* Murr, named as king of tropical fruit, is one of the best-known climacteric fruit in Thailand. It is an extremely nutritive fruit, rich in carbohydrate, protein, fats, vitamins and minerals [1]. Its cultivation lies mainly in the eastern region, 49% of total cultivated area, and the southern region, 44% of the total durian cultivation. The popular varieties being planted include Monthong, Kra dum thong, Chanee, and Puang manee. Monthong is highly praised and is also the highest prized of all. Thai durian is exported to many Asian countries. About 96% of the total

* **Corresponding author.** Tel.: (02)-4708695 ext. 112; fax: (02)-4708663
E-mail address: jindaporn@3dup.com (J. Jamradloedluk)

exported fresh durian was transported to Hong Kong, Taiwan, and Malaysia. The United States of America, Canada and China are also potential markets [2]. Though durian is categorized as a seasonal fruit, nowadays, it could be harvested almost all year round. The popular food processings of durian are deep-frying, vacuum frying, pasting, and freeze-drying. However, high oil content of conventional fried durian causing rancid and high cost of freeze dried durian lead to an effort to initiate another alternative methods for durian preservation. For instance, Jamradloedluk et.al [3] studied the feasibility of using superheated steam (SHS) and hot air (HA) to dry durian slices.

Apart from color, an important quality index for appealing dried products customer at the first sight, textural property is another quality indicator of dried products. Consequently, compression analysis, an approach for determining the textural behavior of dehydrated materials, has been studied by several researchers throughout literatures [4-8]. Compression parameters such as shear force, hardness, Young's modulus, initial slope of force-deformation curve are usually investigated during drying.

This present research is an extended study from the previous work [3] to study the effect of material thickness, drying medium type and temperature on compressive characteristics of dried durian slices.

MATERIALS AND METHODS

Raw Materials

Durian cv. Monthong was purchased from a local market and sliced to the dimensions of 30×30×2.5 mm^3 and 30×30×3 mm^3. The moisture contents of durian slices were in range of 68 - 70 % d.b.

Experimental set-up

A schematic diagram of the experimental apparatus is shown in Fig. 1. It comprises boiler(1), heater(2), drying chamber(3), blower(4), and pipe and valve systems. The 30×30 cm drying chamber has the opening in the front for inserting trays of samples. With this drying equipment, experiments can be conducted using either hot air or superheated steam. In case of using superheated steam, valve no. 1 (V.1) is opened for feeding steam into the system. Valves no. 3 (V.3) and 4 (V.4) are opened for blowing the remained air out of the superheated steam at the beginning of the experiment. Both drying media are heated by heater and flown through drying chamber and then sucked by blower to recirculate within the system. Drying medium temperatures are controlled by PID-controller with an accuracy of $\pm 1^{o}C$.

Method

Drying experiments were carried out at drying temperatures of 130 and $140^{o}C$ and medium velocity of 2.0 m/s. A sampling of dried products was taken to perform compressive tests at every drying time interval (5, 10, 15, 20, 25, and 30 minutes). The tests were conducted by using a texture analyzer (Instron 4301) with the needle size of 3 mm diameter and penetration speed of 30 mm/min. Hardness, number of peaks, and initial slope of force-deformation curve were investigated.

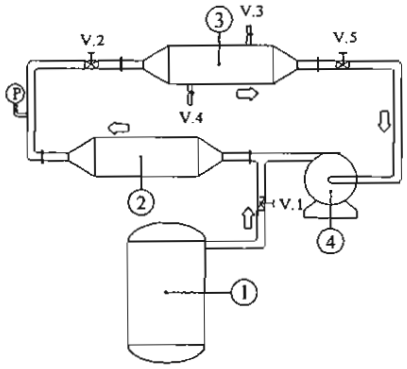


Figure 1. Schematic diagram of the experimental set-up

RESULTS AND DISCUSSION

Compressive characteristics i.e., hardness, initial slope and number of peaks of force-deformation curve of durian slices during drying are discussed as follows:

1. Hardness

Effect of moisture ratio and temperature on hardness

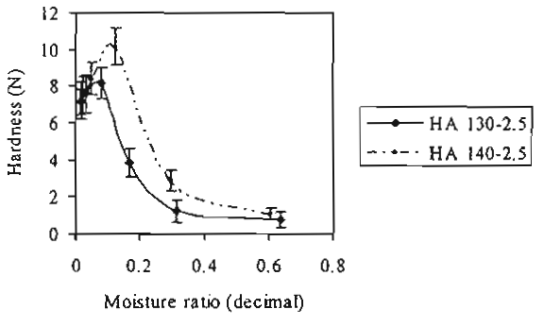


Figure 2. Effect of moisture ratio and temperature on hardness of durian slices

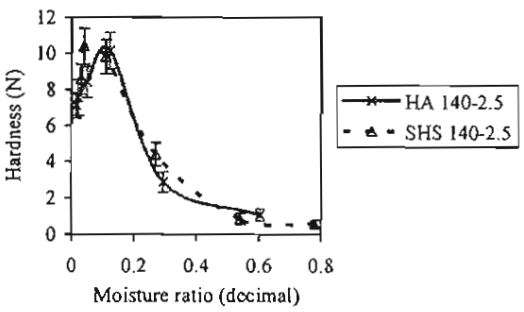


Figure 3. Effect of drying medium type on hardness of durian slices

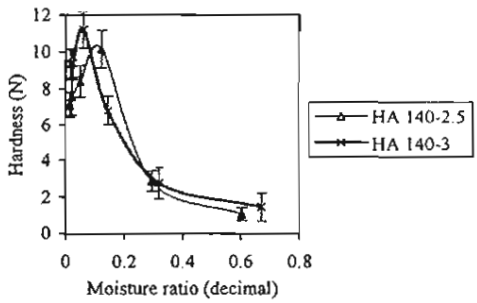


Figure 4. Effect of material thickness on hardness of durian slices dried at various drying conditions

The higher operating temperature produced a more rigid outer structure. The structure acted as a barrier for water vapor to escape, thus resulting in the formation of bubbles within the sample surface. During the drying of foodstuff, stresses develop within the sample that causes internal tissue sprit, rendering a more open structure with an enhanced porosity [9].

The increase in hardness occurred during the initial stage of drying when the water at the surface was removed and consequently the durian surface became stiffer. Afterward, the hardness of the samples dropped substantially as shown in Fig. 2. For both drying media, the durian slices dried at higher temperature had the tougher surface thus, making hardness of the product increased with increasing temperature.

Effect of drying medium type on hardness

It was known that in case of using superheated steam, gelatinization was expected to more completely occur than in case of using hot air. The gelatinized surfaces were predicted to cause hard crust. This was probably the reason that why hot air drying resulted in the smaller hardness value of dried sample than superheated steam drying (Fig. 3).

Effect of material thickness on hardness

Effect of material thickness on hardness of dried sample was shown in Fig. 4. It can be observed that at the end of drying process, the thicker sample had greater hardness than the thinner sample. Nonetheless, the hardness difference was not significant.

2. Initial slope of force-deformation curve

Effect of moisture ratio and temperature on the initial slope of force-deformation curve

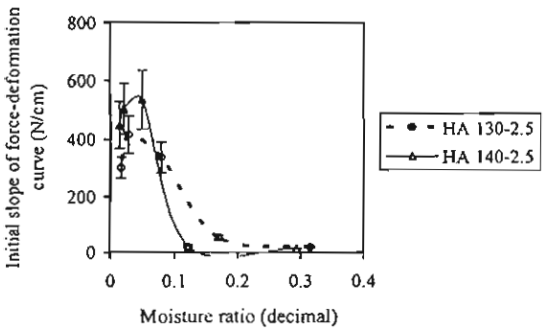


Figure 5. Effect of moisture ratio and temperature on initial slope of force-deformation curve.

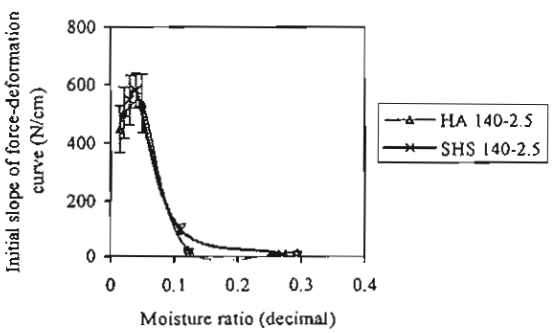


Figure 6. Effect of drying medium type on initial slope of force-deformation curve.

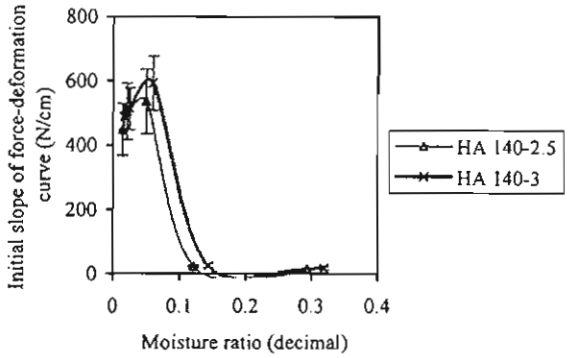


Figure 7. Effect of material thickness on the initial slope of force-deformation curve during drying at different conditions

For all drying conditions, the trend between the initial slope of force-deformation curve and the product moisture content was similar to the relationship between hardness and moisture content. During drying, the decrease in moisture content caused an increase in the initial slope of force-deformation at first, reaching the maximum value, and then decreasing with the further removal of moisture. For the final product, a higher temperature corresponding to higher initial slope of force-deformation curve was shown in Fig. 5.

Effect of drying medium type on the initial slope of force-deformation curve

Changing drying medium from superheated steam to hot air led to the lower initial slope of force-deformation curve. However, the slope difference was not significant (Fig. 6).

Effect of material thickness on the initial slope of force-deformation curve

The effect of material thickness on the initial slope of force-deformation curve was depicted in Fig. 7. It was found that the influence of material thickness was not much pronounced.

3. Number of peaks of force-deformation curve

Generally, porosity is influenced by number of peaks of force-deformation curve before the sample failed. Several works has shown that these characteristics may be used as an index for sensory attributes such as crispiness and brittleness [10,11]. Therefore, it is necessary to study the factors affecting number of peaks of force-deformation curve.

Effect of moisture ratio and temperature on number of peaks of force-deformation curve

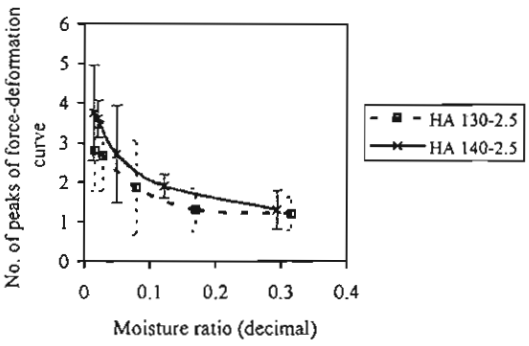


Figure 8. Effect of moisture ratio and temperature on number of peaks of force-deformation curve.

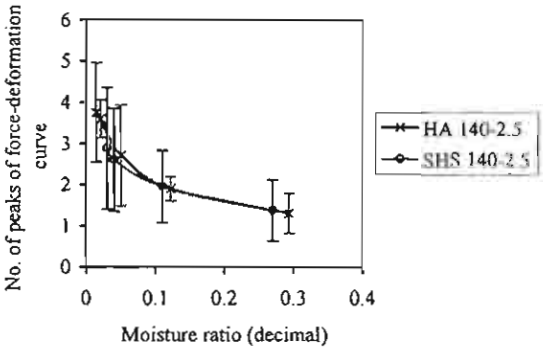


Figure 9. Effect of drying medium type on number of peaks of force-deformation curve.

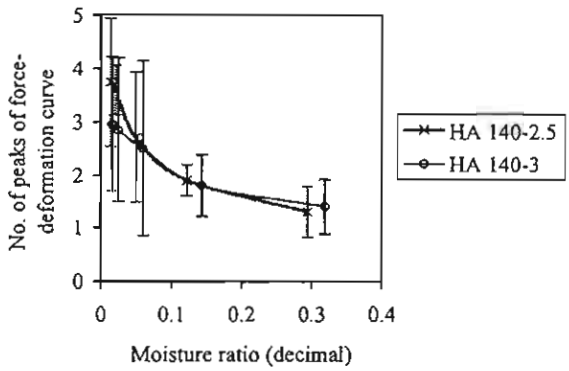


Figure 10. Effect of material thickness on number of peaks of force-deformation curve during drying at different conditions

It is observed from Fig. 8 that number of peaks of force-deformation curve was increased as decreased moisture ratio. The higher temperature resulted in the higher number of peaks of force-deformation curve but the difference was not significant.

Effect of drying medium type on number of peaks of force-deformation curve

Fig. 9 shows that drying with hot air provided material with more number of peaks of force-deformation curve than drying with superheated steam. Nevertheless, the difference of number of peaks was not significant ($p>0.05$).

Effect of material thickness on number of peaks of force-deformation curve

Similar to effect of drying medium type, the effect of material thickness on number of peaks of force-deformation curve was not pronounced as shown in Fig. 10.

CONCLUSIONS

Hardness and initial slope of force-deformation curve of dried durian gradually increased with decreasing moisture ratio, then they sharply raised to the maximum values and abruptly dropped. The initial increasing values of hardness and initial slope according to decreased moisture ratio were due to the stiffer sample after removal of moisture and the substantial drops of both values were probably due to the increase in porosity.

The relationship between number of peaks of force-deformation curve and moisture ratio stated that the number of peaks increased with reducing moisture ratio. However, no obvious effects of temperature, drying medium type and thickness on number of peaks were found.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to acknowledge the contribution of The Thailand Research Fund that has provided funding for this research.

REFERENCES

1. Lim, T.K., Horticulture Section, Darwin, (Sept 2003), Durian, http://www.durainpalace.com/images/asutinfo1.jpg
2. Chantaburi Horticultural Research Center (Sept 2003), Durian production in Thailand, http://www.durianpalace.com/CHRC/Durian_Production_in_Thailand.htm
3. Jamradloedluk, J., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S., and Prachayawarakorn, S., 2003, Drying of durian slices in superheated steam and hot air, *Proceedings of the Third Asia-Pacific Drying Conference*, Bangkok, pp. 667-677.
4. Watts, K.C., and Bilanski, W.K. (1991), Stress relaxation of alfalfa under constant deformation, *Transactions of ASAE*, Vol. 34, pp. 2491-2498.
5. Cenkowski, S., Zhang, Q., Bielewiez, J., and Britton, M.G. (1992), Effects of maturity stage on mechanical properties of canola seeds, *Transactions of ASAE*, Vol. 35, pp. 1243-1248.
6. Nsonzi, F., and Ramaswamy, H.S. (1998), Quality of osmo-convective dried blueberries, *Drying Technology*, Vol. 16, pp. 705-723.
7. Krokida, M.K., and Maroulis, Z.B. (1999), Effect of microwave drying on some quality properties of dehydrated products, *Drying Technology*, Vol. 17, pp. 449-466.
8. Krokida, M.K., Karathanos, V.T., and Maroulis, Z.B. (2000), Compression analysis of dehydrated agricultural products, *Drying Technology*, Vol. 18, pp. 409-419.
9. McMinn, W.A.M., and Magee, T.R.A. (1997), Physical characteristics of dehydrated potato part I, Vol. 33, pp. 37-48.
10. Voisey, P.W., and Stanley, D.W. (1979), Interpretation of instrumental results in measuring bacon crispness and brittleness, Journal of Canadian Institution of Science and Technology, Vol. 12, pp. 7.
11. Owusu-Ansah, J., Van d Voort, F.R., and Stanley, D.W. (1984), Textural and microstructural changes in cornstarch as a function of extrusion variables, Journal of Canadian Institution of Science and Technology, Vol. 17, pp. 65

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน

PORK DRYING USING SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

ณรงค์ อึ้งกิมบ้วน[1,*] สมชาติโสภณรณฤทธิ์[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2] และ อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[1]
[1]คณะพลังงานและวัสดุ [2]คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยทำการศึกษาจลนศาสตร์ของการอบแห้ง สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น การเปลี่ยนแปลงสีของผลิตภัณฑ์ภายใต้เงื่อนไขการทดลอง คือ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน 130, 140, 150 และ 160^{0}C ความเร็วตัวกลางเท่ากับ 2.1 m/s และความดันของระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 106 kPa จากผลการศึกษาพบว่า ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของเนื้อหมูเมื่ออบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะน้อยกว่าเมื่ออบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิเดียวกัน ทำให้อัตราการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะต่ำกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน เนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีสีกว่าเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

คำสำคัญ : การอบแห้ง / เนื้อหมู / ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

Abstract : The objective of this research was to comparatively study the drying pork using superheated steam and hot air. Effective diffusion coefficient, drying kinetics, and color change of dried pork were studied. Experiments were conducted on the following conditions: drying temperatures of 130, 140, 150, and 160^{0}C, the media velocity of 2.1 m/s, and operating pressure of superheated steam of 106 kPa. The result showed that the drying rate of pork dried by superheated steam was lower than that dried by hot air because of the lower effective diffusion coefficient of superheated steam. The color of pork dried by superheated steam was more reddish than that dried by the hot air.

Keywords: Drying / Pork / Superheated Steam

* **Corresponding author.** Tel.: (02)-4708695 ext 112
E-mail address: uengkimbuan@yahoo.com (N.Uengkimbuan)

บทนำ

เนื้อสัตว์ถือว่าเป็นแหล่งอาหารที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง การแปรรูปเนื้อสัตว์มีจุดประสงค์เพื่อเก็บรักษาคุณค่าทางอาหาร อีกทั้งยังเป็นการเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์ซึ่งมีได้หลายวิธี คือการตากแห้งโดยใช้แสงแดดจะต้องใช้ระยะเวลาค่อนข้างมาก และยังมีปัญหาทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์เนื่องจากฝุ่นและแมลง การแปรรูปอาหารจึงใช้เครื่องอบแห้งด้วยอากาศร้อนซึ่งสามารถทำให้ระยะเวลาในการอบแห้งลดลง แต่เมื่อใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนสูง ๆ จะทำให้คุณภาพและคุณค่าทางอาหารของผลิตภัณฑ์สูญเสียไป ด้วยเหตุนี้มีการนำเอาไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาใช้เป็นตัวกลางอบแห้งแทนอากาศร้อน [1]

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีข้อดีเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนหลายประการ [2] เช่น ประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงเนื่องจากมีการนำความร้อนแฝงของการกลั่นเป็นไอกลับมาใช้ใหม่ ไม่มีออกซิเจนในระบบทำให้ลดการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่น ลดปัญหาสิ่งแวดล้อม รวมทั้งลดเวลาในการอบแห้งเนื่องจากมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสูงกว่าอากาศสำหรับการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงกว่า inversion temperature [3] แต่การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งก็มีข้อเสียบางประการ เช่น การเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวผลิตภัณฑ์ทำให้ต้องใช้เวลาในการอบแห้งนานขึ้น การสูญเสียทางคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ไวต่อความร้อน ดังนั้นจึงนิยมใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสำหรับผลิตภัณฑ์ที่ไม่ใช่อาหาร แต่ในปัจจุบันมีการนำเอาไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาใช้ในอุตสาหกรรมการอบแห้งอาหาร เนื่องจากพบว่ามีข้อดีทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง เช่น ผลิตภัณฑ์มีรูพรุนมากและการหดตัวน้อยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน [4, 5]

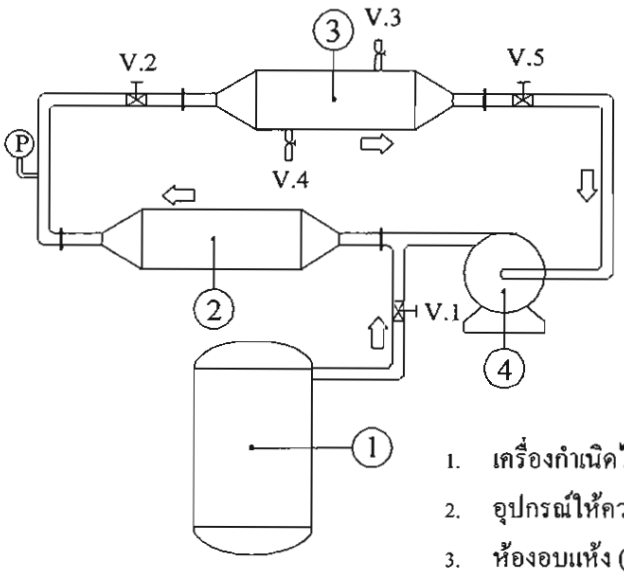
ลักษณะโครงสร้างของเนื้อสัตว์เป็นโครงสร้างแบบ anisotropic ดังนั้นการแพร่ของน้ำภายในเนื้อสัตว์ในแต่ละทิศทาง (ในทิศทางตั้งฉากและขนานกับกล้ามเนื้อ) จึงแตกต่างกัน ซึ่งมีงานวิจัยพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำในทิศทางขนานกับกล้ามเนื้อ จะมีค่ามากกว่าในทิศทางตั้งฉากกับกล้ามเนื้อประมาณ 30% [6]

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยทำการศึกษาอัตราการอบแห้งและสมบัติทางกายภาพบางประการของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยตัวกลางทั้งสอง

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการทดลอง (ดังรูปที่ 1) ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก คือ 1) เครื่องกำเนิดไอน้ำ (boiler) เพื่อผลิตไอน้ำความดันสูงกว่าบรรยากาศเล็กน้อย 2) อุปกรณ์ให้ความร้อน (superheater) เพื่อทำไออิ่มตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ขนาด 13.5 kW โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID มีค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$ 3) ห้องอบแห้งแบบงวด (Drying chamber) ขนาด 30x30x10 cm 4) พัดลม (Blower) เป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม

การทำงานของระบบเริ่มต้นด้วยการอุ่นระบบโดยใช้อากาศร้อนไปยังอุณหภูมิที่ต้องการทำการอบแห้ง เพื่อป้องกันการกลั่นตัวของไอน้ำภายในระบบอบแห้งขณะทำการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จากนั้นปล่อยไอน้ำอิ่มตัวจากเครื่องกำเนิดไอน้ำให้ไหลผ่านอุปกรณ์ให้ความร้อน เพื่อไอน้ำอิ่มตัวเปลี่ยนสถานะเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งโดยควบคุมความดันภายในระบบอบแห้งให้คงที่ประมาณ 106 kPa หลังจากนั้นไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะไหลผ่านห้องอบแห้งในแนวขนานกับวัสดุ โดยที่ปริมาณไอน้ำทั้งหมดจะนำกลับมาใช้ใหม่เพื่อให้การใช้พลังงานเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ



1. เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler)
2. อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater)
3. ห้องอบแห้ง (Drying chamber)
4. พัดลม (Blower)

รูปที่ 1 ไดอะแกรมระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

การเตรียมตัวอย่าง

เนื้อหมูที่ใช้ทำการศึกษาจะใช้เฉพาะส่วนของเนื้อสันนอก (loin) โดยทำการแช่แข็งเนื้อหมูแล้วหั่นตัวอย่างให้มีความหนาประมาณ 3 มม. ในทิศทางตั้งฉากกับกล้ามเนื้อเพื่อให้น้ำภายในเนื้อหมูเคลื่อนที่ออกจากเนื้อหมูในทิศทางขนานกับกล้ามเนื้อ หลังจากนั้นตัดตัวอย่างให้มีขนาด 3X3 cm สำหรับใช้ในการอบแห้ง

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

จากการทดลองกำหนดให้รูปร่างของเนื้อหมูที่ใช้ในการศึกษากลไกการอบแห้งมีลักษณะเป็นแผ่นแบนกว้างและการถ่ายเทความชื้นเกิดขึ้นในทิศทางเดียว โดยที่ขณะทำการอบแห้งอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์เท่ากับอุณหภูมิของตัวกลางอบแห้ง เราสามารถหาความชื้นของผลิตภัณฑ์ที่เวลาใด ๆ ได้จากสมการการแพร่ทางทฤษฎี [7]

$$MR = \frac{8}{\pi^2}\sum_{n=0}^{\infty}\frac{1}{(2n+1)^2}\exp[-(2n+1)^2\frac{\pi^2 D_{eff}\, t}{L^2}] \qquad (1)$$

โดยที่ MR คืออัตราส่วนความชื้นไร้หน่วย, $MR = (M_t - M_{eq}) / (M_{in} - M_{eq})$

D_{eff} คือสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลมีหน่วยเป็น m^2/min

t คือเวลาในการอบแห้งมีหน่วยเป็นนาที

L คือความหนาครึ่งหนึ่งของวัสดุมีหน่วยเป็นเมตร

M_t คือความชื้นที่เวลาใด ๆ มีหน่วยเป็นร้อยละมาตรฐานแห้ง

M_{in} คือความชื้นที่เวลาเริ่มต้น มีหน่วยเป็นร้อยละมาตรฐานแห้ง

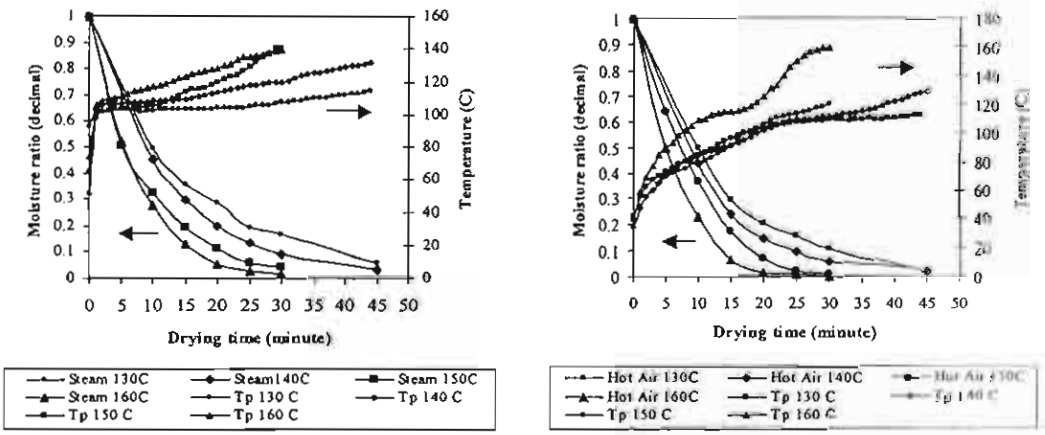
M_{eq} คือความชื้นสมดุล มีหน่วยเป็นร้อยละมาตรฐานแห้ง โดยให้มีค่าเท่ากับศูนย์ เนื่องจากทำการอบแห้งที่อุณหภูมิมากกว่า 100°C

การทดสอบสี

การวัดสีจะทำการวัดการเปลี่ยนแปลงสีของเนื้อหมูขณะทำการอบแห้งโดยใช้เครื่องวัดสีอัตโนมัติ ชนิด Model BYK-Gardner ซึ่งจะแสดงค่าสี 3 อย่างคือ ค่าสีเขียวหรือแดง (a) ค่าสีน้ำเงินหรือเหลือง (b) และค่าความสว่าง (L) โดยในงานวิจัยนี้จะพิจารณาเฉพาะการเปลี่ยนแปลงของสีแดงเท่านั้น

ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

การเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์



(ก) ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (ข) อากาศร้อน

รูปที่ 2 การเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (ก) และอากาศร้อน (ข) ที่อุณหภูมิอบแห้งต่าง ๆ

รูปที่ 2ก และ 2ข แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่าง ๆ กัน พบว่าเมื่ออุณหภูมิของตัวกลางอบแห้งสูงขึ้นจะทำให้อัตราการอบแห้งเนื้อหมูสูงขึ้นทั้งการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยเมื่อพิจารณาที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกันพบว่า การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะให้อัตราการอบแห้งสูงกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

ในการหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลจากสมการที่ 1 จะใช้เทคนิคของการวิเคราะห์ถดถอยแบบไม่เป็นเชิงเส้น (nonlinear regression) โดยค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูสำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่สัมพันธ์กับอุณหภูมิในรูปสมการของอาร์รีเนียส (Arrhenius's equation) ดังต่อไปนี้

ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง : $$D_{eff} = 1.00 * 10^{-6} \exp(-\frac{14110}{R(273+T)}) \qquad R^2 = 98.57\% \qquad (3)$$

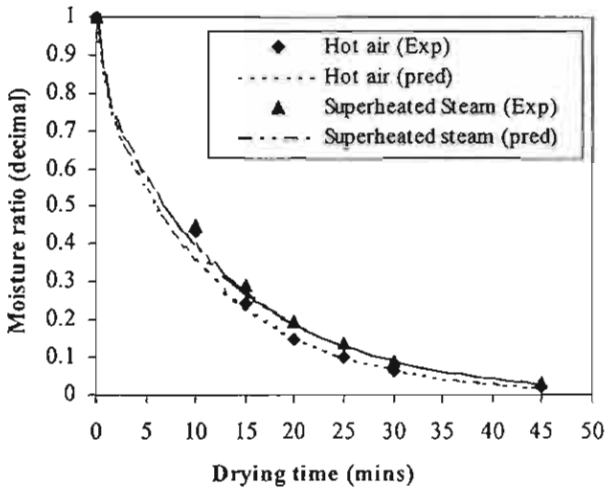
อากาศร้อน : $$D_{eff} = 1.00 * 10^{-6} \exp(-\frac{13636}{R(273+T)}) \qquad R^2 = 97.23\% \qquad (4)$$

ตารางที่ 1 ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิต่าง ๆ

Temperature (°C)	Effective diffusion coefficient ($x10^{-8}$ m^2/min)	
	Hot air	Superheated steam
130	1.708	1.483
140	1.885	1.642
150	2.071	1.809
160	2.264	1.985

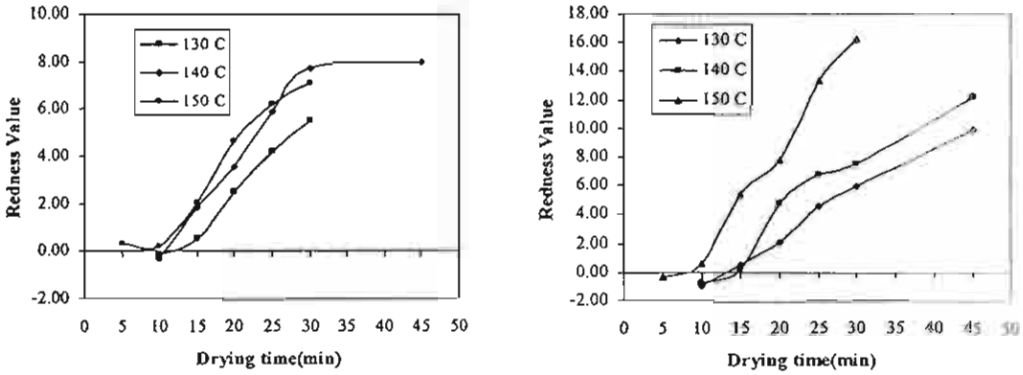
ตารางที่ 1 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่ได้จากสมการที่ 3 และ 4 เมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งต่าง ๆ กันพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูจะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้น และในช่วงอุณหภูมิอบแห้งที่ทำการศึกษาพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูเมื่ออบแห้งด้วยอากาศร้อน จะมีค่ามากกว่าเมื่ออบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ดังนั้นจะทำให้อัตราการอบแห้งเนื้อหมูด้วยอากาศร้อนจะสูงกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

รูปที่ 3 แสดงการเปรียบเทียบผลของการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเนื้อหมูขณะทำการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่ได้จากการทดลองและจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ พบว่าผลที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน



รูปที่ 3 การเปรียบเทียบผลของการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเนื้อหมูที่ได้จากการทดลองและจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 140°C

การเปลี่ยนแปลงสี



(ก) อากาศร้อน (ข) ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงค่าสีแดงของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน (ก) และไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (ข) ที่อุณหภูมิอบแห้งต่าง ๆ

การเปลี่ยนแปลงสีของเนื้อหมูที่ทำการอบแห้งจะพิจารณาจากการเปลี่ยนแปลงของค่าแสดงสีแดง จากผลการทดสอบการเปลี่ยนสีของเนื้อหมูที่อบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ

อบแห้งต่าง ๆ กัน ดังแสดงในรูปที่ 4ก และ 4ข ตามลำดับ พบว่าเมื่อใช้ระยะเวลาและอุณหภูมิในการอบแห้งมากขึ้นจะทำให้เนื้อหมูมีสีแดงมีค่ามากขึ้น โดยที่การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะทำให้เนื้อหมูมีสีแดงมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกัน เนื่องจากในช่วงแรกของการอบแห้งอุณหภูมิของเนื้อหมูที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะสูงกว่าที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน (ดังรูปที่ 2 ก และ 2ข) ทำให้ระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาล (browning reaction) ของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนจึงทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังการอบแห้งมีสีแดงเข้มกว่า

สรุปผล

จากการศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนพบว่า เมื่อทำการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จะให้อัตราการอบแห้งต่ำกว่าเมื่ออบแห้งด้วยอากาศร้อน เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง มีค่าน้อยกว่าเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ในขณะที่เนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีสีแดงเข้มกว่าเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนการวิจัย และขอขอบคุณภาควิชาวิทยาศาสตร์การอาหาร คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยบูรพา ที่ให้ความช่วยเหลือด้านเครื่องมือทดสอบสีอาหาร จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

1. Mujumdar, A.S. (1995), Superheated steam drying. Handbook of industrial drying, 2nd edition Vol. 2, Macel Dekker Inc.
2. Wimmerstedt, R. (1994), Steam drying: history and future, Drying'94, Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94) Vol. A, Australia, pp. 3-14
3. Schwartze, J., and Brocker, S. (2002), A theoretical explanation for the inversion temperature. Chemical Engineering Journal, Vol. 86, pp. 61-67.
4. Moreira, G.R., (2001), Impingement drying of foods using hot air and superheated steam. Journal of Food Engineering, Vol. 49, pp. 291-295
5. Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, G.R., and Yamsaengsung, R. (1999), Superheated steam impingement drying of tortilla chips, Drying Technology, Vol.17(1&2), pp. 191-213.
6. Gou, P., Comaposada, J., and Arnau, J. (2002), Meat pH and meat fibre direction effects on moisture diffusivity in salted ham muscles dried at 5°C, Meat Science, Vol. 61, pp. 25-31.
7. Crank, J. 1975. The Mathematics of Diffusion. 2nd. Bristol, J.W. Arrowsmith LTD.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ

DRYING OF PADDY USING RICE HUSK AS AN ADSORPTION MEDIUM

กิตติศักดิ์ วิธินันทกิตต์[1,*] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2] อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1]
[1]คณะพลังงานและวัสดุ [2]คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ เพื่อศึกษาอัตราส่วนระหว่างปริมาตรแกลบกับข้าวเปลือก อุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้นของแกลบที่มีผลต่อระยะเวลาในการดูดซับ และความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก โดยทำการทดลองในภาชนะหุ้มฉนวนที่ปิดสนิทเพื่ออบแห้งข้าวเปลือกจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33%d.b. โดยใช้อัตราส่วนระหว่างแกลบต่อข้าวเปลือกเท่ากับ 0.8, 1.5 และ 2.0 ต่อ 1 โดยปริมาตร (0.14, 0.26 และ 0.34:1 โดยมวล) และอุณหภูมิแกลบเริ่มต้น 33, 45, 60 และ 90^{0}C ซึ่งสอดคล้องกับความชื้นแกลบประมาณ 11.5, 5.0, 2.5 และ 0.8%d.b. จากการทดลอง พบว่าเมื่อใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นแกลบต่ำสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้เร็วกว่าการใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นสูง เนื่องจากมีความแตกต่างของความชื้นเริ่มต้นระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกที่มากกว่า นอกจากนี้ยังพบว่า การอบแห้งที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกสูงสามารถอบแห้งได้เร็วกว่าที่อัตราส่วนผสมต่ำ เนื่องจากการเพิ่มปริมาณแกลบทำให้มีพื้นที่ในการดูดซับความชื้นได้มากขึ้น และในการวิเคราะห์คุณภาพของข้าว พบว่าอุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบและอัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของร้อยละต้นข้าวและความขาว

ABSTRACT

This research is to study paddy drying using rice husk as an adsorbent medium. The effects of the volumetric mixing ratio between rice husk and paddy, temperature and initial moisture content of rice husk on the adsorption time and final moisture contents of paddy were determined. The experiments were conducted in the closed insulated plastic vessels to dry 33%d.b. paddy by using rice husk at the volumetric mixing ratios of 0.8:1, 1.5:1, and 2.0:1; corresponding to mass ratios of 0.14:1, 0.26:1, and 0.34:1, and the initial rice husk temperatures of 33, 45, 60, and 90^{0}C; corresponding to moisture contents of 11.5, 5.0, 2.5 and 0.8% d.b., respectively. The experimental results showed that rice husk with low moisture content faster desorption rate of paddy moisture content than that with high moisture content. This is because of high moisture gradient between paddy and rice husk with low moisture content. The high mixing ratio resulted in the faster desorption rate of paddy moisture

* **Corresponding author**. Tel.: (02)-4708695 ext 112
E-mail address: k_yong28@hotmail.com (K.Witinantakit)

content than the low on. Initial temperatures of rice husk and the mixing ratios between rice husk and paddy have no effect on head rice yield and whiteness of paddy.

คำสำคัญ: แกลบ, การดูดซับ, สารดูดความชื้น

บทนำ

ประเทศไทยเป็นประเทศที่มีอากาศร้อนชื้น ข้าวเปลือกหลังการเก็บเกี่ยวมีความชื้นค่อนข้างสูง ซึ่งจำเป็นต้องผ่านกระบวนการอบแห้ง เพื่อลดความชื้นของข้าวเปลือกให้สามารถเก็บรักษาได้ยาวนานขึ้นโดยไม่สูญเสียคุณภาพ การใช้สารดูดความชื้นผสมกับข้าวเปลือกเป็นวิธีการหนึ่งในการลดความชื้นของข้าวเปลือกให้ลดต่ำลงระดับหนึ่ง เพื่อยืดระยะเวลาในการเก็บให้นานขึ้นก่อนที่จะทำการอบแห้งให้มีความชื้นอยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา และการใช้สารดูดความชื้นเป็นการดูดซับความชื้นของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิต่ำทำให้เมล็ดข้าวเปลือกไม่เกิดการแตกร้าวเมื่อเปรียบเทียบกับการลดความชื้นอย่างรวดเร็วโดยใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูง

สารดูดความชื้น (adsorbent) จะดูดซับไอน้ำในอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าต่ำกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบๆ และจะคายไอน้ำให้กับอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าสูงกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบๆ ความดันไอน้ำที่ผิวสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงขึ้นตามอุณหภูมิและปริมาณความชื้นของสารดูดความชื้นที่สูงขึ้น และมีแนวโน้มสู่จุดสมดุลกับความดันของไอน้ำบริเวณรอบ ๆ ตามเวลาที่ผ่านไป ปริมาณน้ำที่ดูดซับโดยสารดูดความชื้นที่จุดนี้เรียกว่า ความจุสมดุล (equilibrium capacity) [1, 2] การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้สารดูดความชื้นขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่าง คือ สมบัติของสารดูดความชื้น ความชื้นเริ่มต้นและปริมาณสารดูดความชื้น Yamaguchi และคณะ [3], Sturton และคณะ [4] และ Raghavan และคณะ [5] ได้ศึกษาอัตราส่วนโดยมวลระหว่างสารดูดความชื้นกับเมล็ดพืช พบว่าการใช้อัตราส่วนผสมที่สูงขึ้นสามารถลดความชื้นของเมล็ดพืชได้มากขึ้น และการคลุกเคล้ากันระหว่างสารดูดความชื้นและเมล็ดพืชที่ทั่วถึงเป็นปัจจัยหนึ่งที่สามารถลดความชื้นของเมล็ดพืชได้ดียิ่งขึ้น [3] นอกจากนี้อุณหภูมิเริ่มต้นของสารดูดความชื้นที่สูงสามารถลดความชื้นของเมล็ดพืชได้เพิ่มขึ้นระดับหนึ่ง [5] และการใช้สารดูดความชื้นที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำสามารถลดความชื้นของเมล็ดพืชได้ดีกว่าการใช้สารดูดความชื้นที่มีความชื้นเริ่มต้นสูง [4]

แกลบเป็นผลพลอยได้ส่วนหนึ่งจากการสีข้าวเปลือกซึ่งมีปริมาณค่อนข้างมากเพียงพอต่อความต้องการ แกลบมีลักษณะที่บางและมีรูพรุนสามารถดูดซับความชื้นได้ดี ดังนั้นงานวิจัยนี้ได้ใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับความชื้น เพื่อศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก ความชื้นและอุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบต่างๆ กัน และคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง คือ ร้อยละต้นข้าวและความขาว

อุปกรณ์และวิธีการ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาตัวแปรต่างๆ คือ ข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 30-33%d.b. โดยใช้แกลบอุณหภูมิเริ่มต้น 33, 45, 60 และ 90°C ซึ่งสอดคล้องกับความชื้นแกลบประมาณ 11.5, 5.0, 2.5, 0.8%d.b.ตามลำดับ โดยมีอัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกประมาณ 0.8, 1.5 และ 2.0 ต่อ 1 โดยปริมาตร (0.14, 0.26 และ 0.34:1 โดยมวล) ข้าวเปลือกหลังจากอบแห้งจะนำไปทดสอบคุณภาพของข้าวเปลือกทางด้านกายภาพ ได้แก่ร้อยละต้นข้าว และความขาว ซึ่งรายละเอียดของการทดลองมีดังนี้

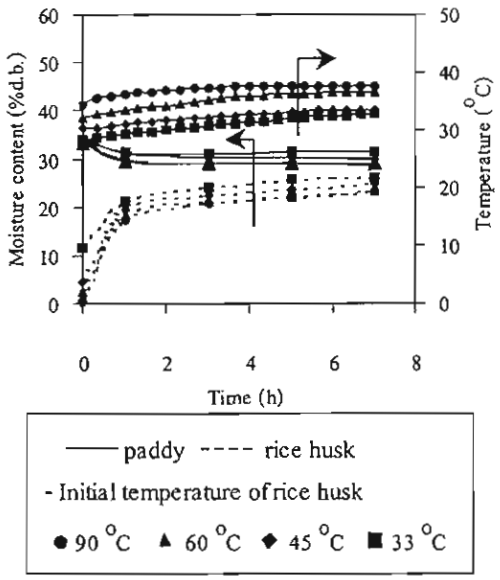
การทดลองนี้ได้ใช้ถังขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในประมาณ 18 cm สูงประมาณ 22 cm หุ้มด้วย urethane foam หนาประมาณ 2 cm และใยแก้ว (Glass wool) หนาประมาณ 10 cm ข้าวเปลือกที่ใช้ในการทดลองจะถูกทำให้ชื้น แล้วนำไปเก็บในห้องเย็นที่อุณหภูมิ 3-5°C เป็นเวลา 7 วัน ก่อนการทดลองได้นำข้าวเปลือกที่เก็บไว้ในห้องเย็นออกมาทิ้งไว้ในบรรยากาศแวดล้อม จนกระทั่งอุณหภูมิของข้าวเปลือกใกล้เคียงกับอุณหภูมิแวดล้อม ส่วนแกลบที่ใช้ทดลองจะนำไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าตามอุณหภูมิที่กำหนดไว้ ในการทดลองแต่ละครั้งจะใช้ข้าวเปลือกประมาณ 1280 g ผสมกับแกลบตามเงื่อนไขแต่ละการทดลอง และวัดอุณหภูมิของผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบภายในถังโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกผล (รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ –100-1300°C ความละเอียด ± 0.2% ของค่าที่อ่านได้) จากนั้นนำของผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบมาแยกแกลบออกโดยใช้ลมเป็นตัวเป่าแกลบออกจากข้าวเปลือก แล้วนำข้าวเปลือกที่ผ่านการแยกแกลบไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนมีความชื้นเหลือประมาณ 16%d.b. สุดท้ายนำข้าวเปลือกไปทดสอบคุณภาพการสี และตรวจสอบความขาวของข้าวสารด้วยเครื่องวัดความขาว Kett-C300

สำหรับการหาความชื้นของข้าวเปลือก จะเก็บตัวอย่างครั้งละประมาณ 50 g ไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

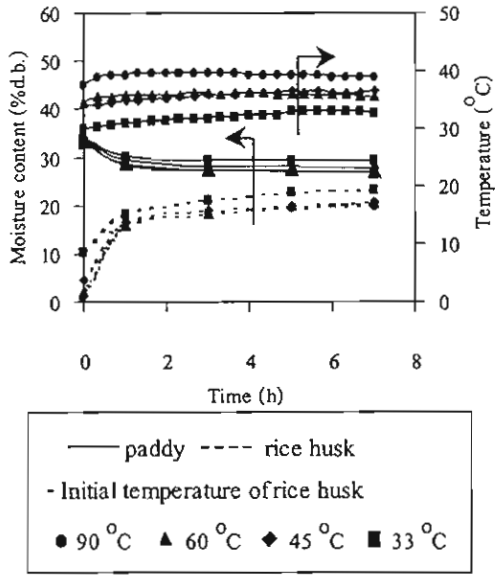
ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

การเปลี่ยนแปลงตามเวลาของอุณหภูมิของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกภายในถัง

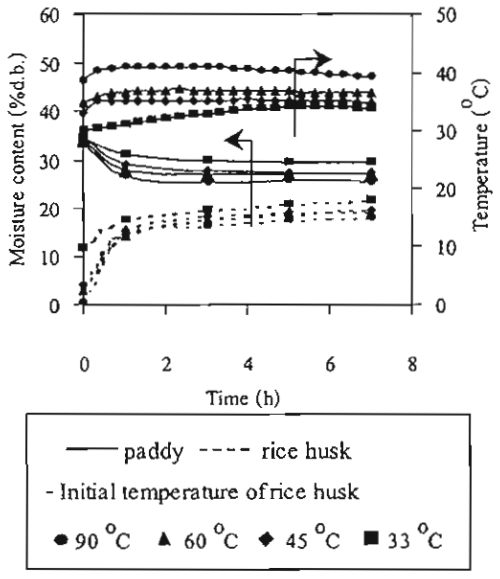
ในการทดลองได้นำแกลบที่อุณหภูมิเริ่มต้น 33, 45, 60 และ 90°C ผสมกับข้าวเปลือกที่อุณหภูมิประมาณ 30°C ที่อัตราส่วน 0.8, 1.5 และ 2:1 โดยปริมาตร (0.14, 0.26 และ 0.34:1 โดยมวล) แกลบมีความหนาแน่นน้อยกว่าข้าวเปลือกประมาณ 5 เท่า เมื่อผสมกับข้าวเปลือกตามเงื่อนไขการทดลองต่างๆ ส่งผลให้อุณหภูมิของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกในถังมีค่าประมาณ 31-40°C ซึ่งอุณหภูมิของผสมในถังจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิเริ่มต้นและมวลของแกลบที่สูงขึ้น ส่วนการเปลี่ยนแปลงตามเวลาของอุณหภูมิของผสมภายในถังที่แต่ละเงื่อนไขการทดลองมีค่าประมาณ 1-3°C ดังแสดงในรูปที่ 1



(ก) อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก 0.8:1 โดยปริมาตร (0.14:1 โดยมวล)

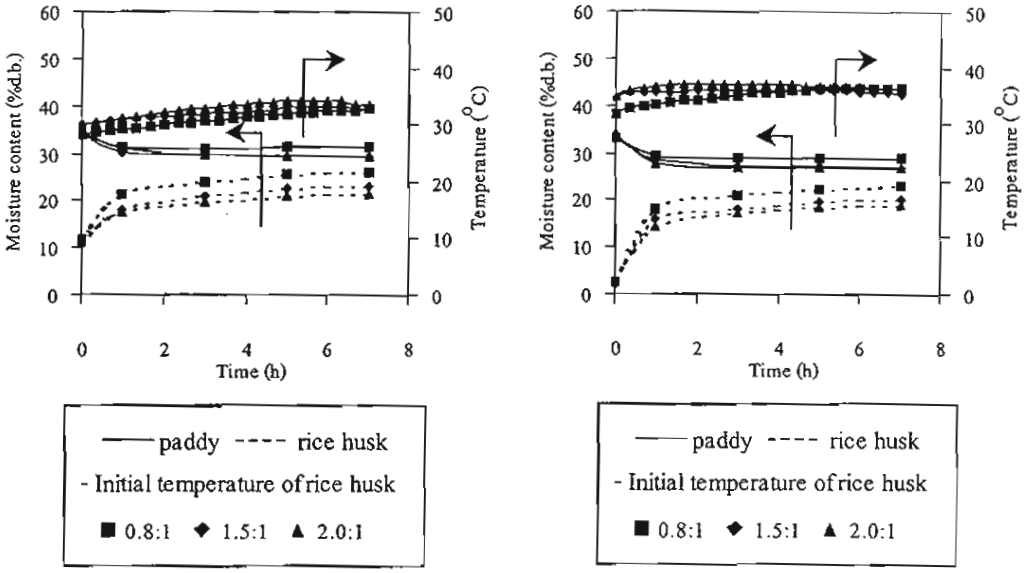


(ข) อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก 1.5:1 โดยปริมาตร (0.26:1 โดยมวล)



(ค) อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก 2.0:1 โดยปริมาตร (0.34:1 โดยมวล)

รูปที่ 1 การเปลี่ยนแปลงตามเวลาของความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ และอุณหภูมิของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกภายในถัง ที่อุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบต่างๆ กัน



(ก) อุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบ 33°C (ข) อุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบ 60°C

รูปที่ 2 การเปลี่ยนแปลงตามเวลาของความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ และอุณหภูมิของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกภายในถัง ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกต่างๆ กัน

ผลของความชื้นและอุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบต่อการเปลี่ยนแปลงตามเวลาของความชื้นข้าวเปลือกและแกลบระหว่างการดูดซับ

จากผลการทดลองโดยใช้แกลบอุณหภูมิเริ่มต้น 33, 45, 60 และ 90°C ซึ่งสอดคล้องกับความชื้นแกลบประมาณ 11.5, 5.0, 2.5, 0.8%d.b.ตามลำดับ พบว่าการใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นต่ำสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้มากและเร็วกว่าการใช้แกลบที่มีความชื้นเริ่มต้นสูง ดังแสดงในรูปที่ 1 เนื่องจากความแตกต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นของแกลบกับข้าวเปลือกมีค่ามาก และแกลบที่มีอุณหภูมิเริ่มต้นสูงเมื่อผสมกับข้าวเปลือกทำให้อุณหภูมิของข้าวเปลือกสูงขึ้น ส่งผลให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกแพร่ออกมาที่ผิวของเมล็ดได้มากขึ้นทำให้แกลบสามารถดูดซับความชื้นได้ดี

ผลของอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกต่อการเปลี่ยนแปลงตามเวลาของความชื้นข้าวเปลือกและแกลบระหว่างการดูดซับ

จากการทดลองเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก พบว่าการใช้อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกที่สูงขึ้นจาก 0.8:1 เป็น 1.5:1 โดยปริมาตร สามารถลดความชื้นของ

ข้าวเปลือกได้เร็วกว่าดังแสดงในรูปที่ 2 เนื่องจากการใช้ปริมาณแกลบที่มากขึ้นเปรียบเสมือนการเพิ่มพื้นที่ผิวและความสามารถในการดูดซับความชื้นได้มากขึ้น แต่การเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกที่มากเกินไปจาก 1.5:1 เป็น 2:1 โดยปริมาตร ไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้มากนักส่งผลให้ความชื้นของข้าวเปลือกมีค่าแตกต่างกันน้อย

การเปลี่ยนแปลงร้อยละต้นข้าวและความขาวของข้าวสารในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง

จากการวิเคราะห์ร้อยละต้นข้าวและความขาวหลังผ่านการดูดซับความชื้น พบว่า มีความแตกต่างของร้อยละต้นข้าวและความขาวในแต่ละเงื่อนไขการทดลองเพียงเล็กน้อย และส่วนใหญ่มีแนวโน้มลดลงจากค่าร้อยละต้นข้าวและความขาวอ้างอิง เนื่องจากการดูดซับความชื้นของข้าวเปลือกเป็นการดูดซับความชื้นที่อุณหภูมิต่ำจึงไม่มีผลกระทบต่อคุณภาพของข้าวมากนัก ซึ่งค่าร้อยละต้นข้าวและความขาวในทุกเงื่อนไขการทดลองอยู่ในเกณฑ์ที่ดี ดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 การเปลี่ยนแปลงร้อยละต้นข้าวและความขาว

เงื่อนไขการทดลอง		ร้อยละต้นข้าว		ความขาว	
อุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบ (^{o}C)	อัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกโดยปริมาตร (โดยมวล)	ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง	ร้อยละต้นข้าว	ความขาวอ้างอิง	ความขาว
33	0.8 (0.14)	58.1	58.1	56.0	55.5
	1.5 (0.26)		58.5		55.8
	2.0 (0.34)		58.5		56.2
45	0.8 (0.14)		57.5		55.4
	1.5 (0.26)		57.8		56.0
	2.0 (0.34)		57.9		55.9
60	0.8 (0.14)	59.7	58.8	58.4	57.2
	1.5 (0.26)		58.9		58.6
	2.0 (0.34)		58.9		58.0
90	0.8 (0.14)		58.5		58.2
	1.5 (0.26)		59.5		57.6
	2.0 (0.34)		60.2		57.3

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33%d.b. โดยเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก ความชื้นเริ่มต้นและอุณหภูมิของแกลบ พบว่าการใช้อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกที่สูงขึ้นถึงระดับหนึ่งเป็นการเพิ่มพื้นที่ผิวและความสามารถในการดูดซับความชื้นของแกลบ และการใช้ความชื้นเริ่มต้นของแกลบต่ำทำให้มีความแตกต่างของความชื้นเริ่มต้นระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้อัตราการดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือกสูงขึ้น และสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้มากขึ้นด้วย สำหรับคุณภาพข้าว พบว่า ร้อยละต้นข้าวและความขาวของข้าวสารมีค่าแตกต่างกันไม่มากนักในแต่ละเงื่อนไขของการทดลอง

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย และสถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่กรุณาให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพความขาวของข้าวสาร จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

1. American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers (1993), 1993 ASHRAE *Handbook: Fundamentals*, Atlanta, GA. : ASHRAE, pp. 19.1-19.6.
2. Ruthven, D.M. (1984), *Principles of Adsorption & Adsorption Processes*, John Wiley & Sons, New York, pp. 1-27.
3. Yamaguchi, S. and Kawasaki, H. (1994), Basic Research for Rice Drying with Silica Gel, *Drying Technology*, Vol. 12 No. 5, pp. 1053-1067.
4. Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. (1983), Moisture Exchange between Corn and the Desiccant Bentonite in an Intimate Mixture, *Canadian Agricultural Engineering*, Vol. 25, No. 1, pp. 139-141.
5. Raghavan, G.S.V., Alikhani, Z., Fanous, M. and Block, E. (1988), Enhanced Grain Drying by Conduction Heating Using Molecular Sieves, *Transactions of the ASAE*, Vol. 31 No. 4 pp. 1289-1294.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การอบแห้งผลไม้และสมุนไพรโดยใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล

FRUIT AND HERB DRYING USING COMBINED TECHNIQUES OF HEAT PUMP AND FAR-INFRARED RADIATION

ศรีมา แจ้คำ* สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ อดิศักดิ์ นาถกรณกุล

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาวิจัย การอบแห้งผลไม้และสมุนไพรโดยใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล โดยทำการทดลองอบแห้งมะละกอเส้น ข่า และตะไคร้ ตลอดจนศึกษาถึงปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพในการทำงานของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล ในการศึกษาใช้อุณหภูมิในการอบแห้ง 55 องศาเซลเซียส อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแท่งรังสีอินฟราเรดไกล 45 องศาเซลเซียส ผลการศึกษา พบว่า ผลิตภัณฑ์ที่ความชื้นเริ่มต้นสูงรังสีอินฟราเรดไกลช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้มากที่สุด ช่วยให้ผลิตภัณฑ์ในห้องอบแห้งมีความการกระจายตัวของความชื้นสม่ำเสมอและคุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์อยู่ในเกณฑ์ดี การอบแห้งมะละกอเส้นซึ่งมีความชื้นเริ่มต้น 2,300 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง ช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้มากที่สุดเท่ากับ 30% ลดการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ 3% ค่าสมรรถนะของปั๊มความร้อนเท่ากับ 3.56 และจากการวิเคราะห์ทางด้านเศรษฐศาสตร์เมื่อใช้มะละกอเส้นเป็นผลิตภัณฑ์ในการอบแห้ง พบว่า เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล มีระยะเวลาการคืนทุนเร็วกว่าเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนประมาณ 2 เดือน

ABSTRACT

Combined techniques between heat pump and far-infrared (FIR) radiation was used to dry fruit and herb in this study. Sliced papaya, galingale and lemongrass were dried in this combined-technique dryer in order to investigate its performance and energy consumption. Color of these products dried by this dryer at drying temperature of 55°C and controlled temperature for FIR operation of 45°C was also investigated. The experimental results showed that the FIR-heat pump dryer can reduce drying time for high moisture products and to distribute products' moisture contents uniformly during drying process in the chamber. Color quality of the products dried by this combined dryer was in a good condition. Drying sliced papaya with an initial moisture content of 2,300 %db gave the maximum drying time reduction of 30%, specific energy consumption reduction of 3% and coefficient of performance of about 3.56. Economical comparison between FIR-heat pump dryer and heat pump dryer in case of using sliced papaya as a drying product showed that FIR-heat pump dryer has faster rate of return than that of heat pump dryer, approximately two months.

คำสำคัญ : การอบแห้ง / ปั๊มความร้อน / รังสีอินฟราเรด

---

* **Corresponding author**. Tel.: (02)-2944758; fax: (02)-2944759
E-mail address: Srima_j@hotmail.com

1. บทนำ

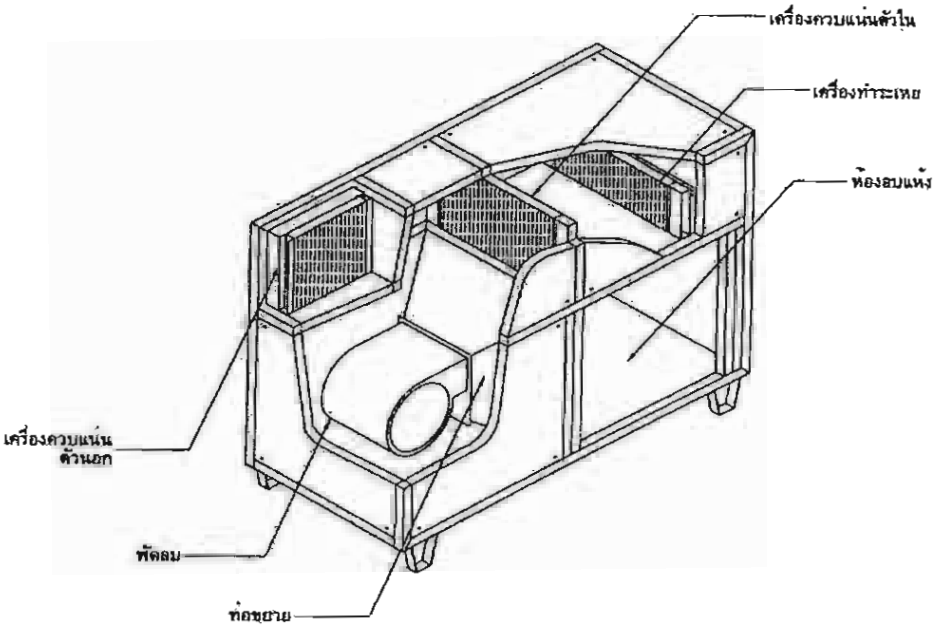
ประเทศไทยเป็นประเทศที่มีการประกอบอาชีพทางเกษตรกรรมเป็นหลัก มีพืชผลทางการเกษตรหลายชนิดที่ทำรายได้ให้แก่ประเทศ เช่น ข้าว ข้าวโพด ถั่วเหลือง และผลไม้ต่างๆ เป็นต้น ผลผลิตของพืชผลทางการเกษตรเหล่านี้มีมาก จนเกินความต้องการของตลาดและมีราคาต่ำ ดังนั้น จึงต้องมีวิธีการเก็บรักษา และการแปรรูปเพื่อเพิ่มมูลค่าให้กับผลผลิตทางการเกษตรดังกล่าว การอบแห้งเป็นกระบวนการแปรรูปผลิตผลทางการเกษตรที่รู้จักกันอย่างแพร่หลาย และได้รับความนิยมกันอย่างกว้างขวาง ในปัจจุบันเทคโนโลยีการอบแห้งผลผลิตทางการเกษตรโดยใช้ปั๊มความร้อนเป็นวิธีการที่นิยมใช้ เพื่อรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง วิธีการนี้ใช้อุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้งต่ำ ทำให้ช่วยรักษากลิ่นและสีของผลิตภัณฑ์ไว้ได้ แต่ก็มีข้อเสียคือใช้เวลาในการอบแห้งค่อนข้างนานส่งผลให้สิ้นเปลืองพลังงาน การนำกระบวนการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลมาประยุกต์ใช้ร่วมกับปั๊มความร้อน จึงเป็นวิธีที่น่าสนใจในการลดเวลาในการอบแห้งให้น้อยลง เพื่อลดการสิ้นเปลืองพลังงานโดยยังคงรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้อยู่ในเกณฑ์ดี ดังนั้นภาคอุตสาหกรรมจึงจำเป็นต้องมีการพัฒนาเครื่องต้นแบบในการแปรรูปผลิตผลทางการเกษตร โดยเฉพาะอย่างยิ่งการลดเวลาในการอบแห้งให้มากที่สุด

จากเหตุผลดังกล่าวข้างต้น จึงได้มีแนวคิดที่จะนำรังสีอินฟราเรดมาประยุกต์ใช้ร่วมกับปั๊มความร้อน [1,2] โดยคาดว่าจะช่วยลดเวลาและการใช้พลังงานรวมทั้งรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งให้อยู่ในเกณฑ์ดี ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมุ่งที่จะศึกษาการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับกระบวนการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ตลอดจนปัจจัยต่างๆ ที่เกี่ยวข้อง เพื่อใช้เป็นแนวทางในการอบแห้งพืชผลทางการเกษตรที่เหมาะสมต่อไป

2. อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล ได้ออกแบบรถเข็น 2 คัน และติดตั้งแท่งรังสีอินฟราเรดไกลในแนวตั้งฉากกับพื้นห้องอบแห้ง ระหว่างรถเข็นทั้งสองจำนวน 2 แท่ง และติดตั้งตรงด้านข้างของรถเข็นคันที่ 2(ทางออกของลมร้อน)อีก 1 แท่ง แต่ละหลอดมีขนาด 650 W โดยระยะห่างระหว่างแท่งรังสีอินฟราเรดกับผลิตภัณฑ์อบแห้งเท่ากับ 0.10 เมตร ปั๊มความร้อนมีขนาดเครื่องควบแน่นตัวใน 4.6 kW เครื่องควบแน่นตัวนอก 2.2 kW เครื่องทำระเหย 3.66 kW เครื่องอัดไอ 1.3 kW รถเข็นแต่ละคันบรรจุผลิตภัณฑ์ได้ 12 ถาด รวมทั้งหมดบรรจุผลิตภัณฑ์ได้ 24 ถาด ทำการทดลองอบแห้งมะละกอเส้น ข่า และตะไคร้แบบระบบปิด โดยใช้อุณหภูมิในการอบแห้ง 55 องศาเซลเซียส อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแท่งรังสีอินฟราเรด 45 องศาเซลเซียส อุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ วัดโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกข้อมูล รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ –100-1300 องศาเซลเซียส ความละเอียด $\pm$ 0.2% ของค่าที่อ่าน ความเร็วอากาศอบแห้งที่ท่อลมอากาศไหลกลับ วัดโดย

ใช้ hot wire anemometer ปริมาณการใช้ไฟฟ้าได้จากการอ่านค่าที่ กิโลวัตต์เอาว์-มิเตอร์ และวัดกระแสไฟฟ้าโดยใช้ Clip on meter ปริมาณน้ำที่ควบแน่นออกจากเครื่องทำระเหยรายชั่วโมง วัดได้โดยใช้เครื่องชั่งแบบดิจิตอล (รับน้ำหนักได้สูงสุด 2,100 g และอ่านได้ละเอียด 0.01 g) สำหรับเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนได้แสดงไว้ในรูปที่ 1



รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

การวิเคราะห์และวิจารณ์ผลการทดลองการอบแห้งผลไม้และสมุนไพร ด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน(HPD) และแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล (HPD&FIR) จะวิเคราะห์เปรียบเทียบระหว่างเครื่องอบแห้งทั้งสองแบบ โดยคำนึงถึงปัจจัยที่มีผลกระทบต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้ง รวมทั้งการวิเคราะห์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ เพื่อหาระยะเวลาการคืนทุนของเครื่องอบแห้งทั้งสองแบบ

3.1 ผลกระทบของอัตราการไหลของอากาศอบแห้ง ต่อประสิทธิภาพการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล

เนื่องจากความเร็วของอากาศภายในห้องอบแห้งมีผลกระทบ ทำให้เกิดการพาความร้อนแบบบังคับ ระหว่างผิวแท่งรังสีอินฟราเรดกับอากาศภายในห้องอบแห้ง ซึ่งพบว่า พลังงานความร้อนที่สูญเสีย

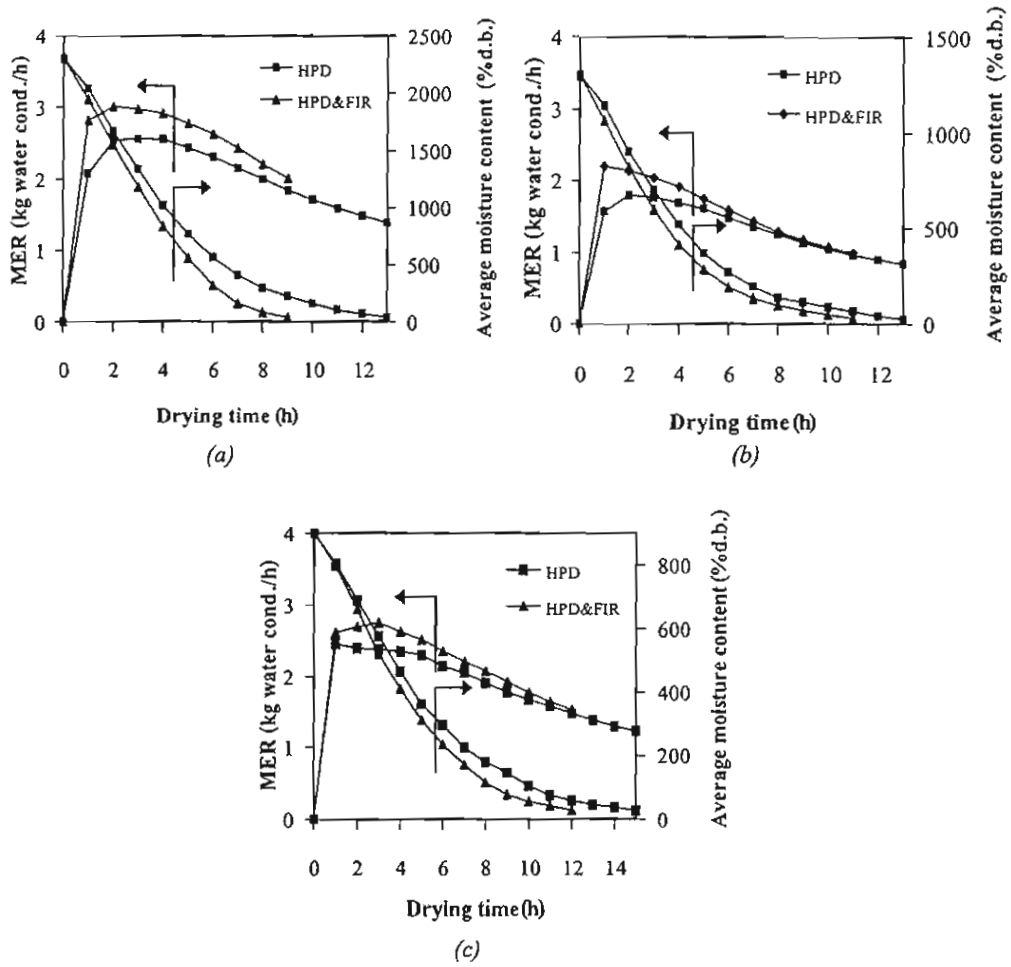
เนื่องจากการพาความร้อนมีค่ารวมทั้งหมดประมาณ 700 W และพลังงานที่ใช้ประโยชน์จากการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลทั้งหมดมีค่าเท่ากับ 350 W จะเห็นว่า 66.6% สูญเสียไปกับการพาความร้อน และพลังงานที่เหลือใช้จริงสำหรับการแผ่รังสีเท่ากับ 33.4%

3.2 ผลกระทบของความชื้นเริ่มต้นต่อการลดระยะเวลาการอบแห้ง ของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล

ในการศึกษาผลกระทบของรังสีอินฟราเรดไกล ในช่วงความชื้นเริ่มต้นที่แตกต่างกัน (ดูตารางที่ 1) พบว่าการอบแห้งมะละกอเส้นซึ่งมีความชื้นเริ่มต้นสูงที่สุด การใช้รังสีอินฟราเรดไกลร่วมกับปั๊มความร้อนจะช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้มากที่สุดถึง 4 ชั่วโมง เนื่องจากรังสีอินฟราเรดที่แผ่ไปยังผลิตภัณฑ์ส่วนมากจะถูกดูดกลืนโดยชั้นฟิล์มบางๆของน้ำที่มีอยู่ในผลิตภัณฑ์ การดูดกลืนรังสีอินฟราเรดไกลก็จะมีประสิทธิภาพสูง ทำให้ลดเวลาในการอบแห้งได้มาก สำหรับการอบแห้งข่า ช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้ 2 ชั่วโมง และการอบตะไคร้ ช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้ 3 ชั่วโมง พอสรุปได้ว่าในการอบแห้งข่าและตะไคร้ รังสีอินฟราเรดไกลมีส่วนช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้ระดับหนึ่ง สำหรับมะละกอเส้นซึ่งมีความชื้นเริ่มต้นที่สูงกว่า สามารถลดเวลาได้มากที่สุด

3.3 ผลกระทบของการใช้รังสีอินฟราเรดต่อสมรรถนะ ของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน

จากผลการอบแห้งมะละกอเส้น ข่า และตะไคร้ เมื่อเปรียบเทียบกราฟ Moisture extraction rate (MER) ของผลิตภัณฑ์ทั้งสาม(รูปที่ 2) พบว่า ช่วงเริ่มต้นของการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล ค่า MER สูงกว่าการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว หลังจากนั้นจะเริ่มลดลงกระทั่งมีค่าใกล้เคียงกันในช่วงท้ายของการอบแห้ง แสดงว่าการใช้รังสีอินฟราเรดสามารถช่วยลดเวลาในการอบแห้งช่วงแรก แต่ในช่วงท้ายของการอบแห้ง ผลิตภัณฑ์เริ่มแห้งทำให้ปริมาณน้ำภายในผลิตภัณฑ์ลดลง การดูดซับรังสีอินฟราเรดไกลจึงต่ำลง ทำให้รังสีอินฟราเรดไกลไม่มีส่วนช่วยในการระเหยน้ำในช่วงท้ายของการอบแห้ง สมรรถนะของปั๊มความร้อน ($COP_{hp,used}$) ของการอบแห้งผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำโดยใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล มีค่าน้อยกว่าการอบแห้งที่ใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว เนื่องจากการใช้รังสีอินฟราเรดทำให้อุณหภูมิอากาศอบแห้งขาออกจากห้องอบแห้งมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้ความร้อนที่เหลือในสารทำความเย็นต้องไประบายทิ้งที่คอนเดนเซอร์ตัวนอกมากขึ้น ทำให้คอนเดนเซอร์ตัวในระบายความร้อนได้น้อยลง สำหรับผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นเริ่มต้นสูง สมรรถนะของปั๊มความร้อน ($COP_{hp,used}$) ที่อบโดยใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล มีค่ามากกว่าการอบแห้งที่ใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว เนื่องจากอุณหภูมิอากาศอบแห้งขาเข้าและขาออกจากห้องอบแห้งมีความแตกต่างกันมากกว่าเมื่อเทียบกับการใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว



รูปที่ 2. การเปลี่ยนแปลง MER และความชื้นเฉลี่ยของ *(a)* มะละกอเส้น *(b)*ข่า และ *(c)* ตะไคร้ เทียบกับเวลา (อุณหภูมิอากาศร้อนเข้าห้องอบแห้ง 55 องศาเซลเซียส)

3.4 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ เพื่อหาระยะเวลาการคืนทุนระหว่างเครื่องอบแห้งที่ใช้ปั๊มความร้อนและเครื่องอบแห้งที่ใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล

จากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ ระยะเวลาการคืนทุนของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียวประมาณ 11 เดือน และระยะเวลาการคืนทุนของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกลใช้เวลาประมาณ 9 เดือน จะเห็นว่า การลงทุนกับเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดไกล สามารถคืนทุนได้เร็วกว่า เนื่องจากใช้เวลาในการอบแห้งต่อครั้งน้อยกว่า ทำให้ประหยัดเวลา และสามารถบริหารเครื่องในการอบแห้งเพื่อให้ได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ได้ดีกว่าเครื่องอบแห้งที่ใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว

ตารางที่ 1 สรุปผลการทดลองอบแห้งผลไม้และสมุนไพร

Description	Test Drying.					
	มะละกอเส้น		ข่า		ตะไคร้	
	HP	HP&FIR	HP	HP&FIR	HP	HP&FIR
Condition of product						
Average moisture before drying (%d.b.)	2,300	2,300	1,300	1,300	900	900
Average moisture after drying (%d.b.)	39.8	38.7	15.1	16.8	10.3	9.6
Initial weight (kg)	19.2	19.2	12	12	21	21
Final weight (kg)	1.052	1.02	1.004	1.092	2.522	2.458
Moisture removed (kg)	18.15	18.18	11.00	10.91	18.48	18.54
Drying air conditions						
Average temperature (^{0}C)	55	55	55	55	55	55
Set point temperature of infrared (^{0}C)	-	45	-	45	-	45
Evaporator by-pass air (%)	55	55	55	55	55	55
Energy consumption of infrared (kWh)	-	6	-	6.4	-	7.8
Energy consumption of heat pump dryer (kWh)	**25.5**	**18.8**	**26.1**	**21.8**	**29.1**	**24**
Total energy consumption(kWh)	**25.5**	**24.8**	**26.1**	**28.2**	**29.1**	**31.8**
Drying time (h)	13	9	13	11	15	12
Performance of heat pump dryer						
drying rate (kg water evap. / h)	1.40	2.02	0.85	0.99	1.23	1.55
MER (kg water cond. / h)	1.39	2.00	0.84	0.99	1.22	1.53
SMER (kg water evap. / kWh)	**0.71**	**0.73**	**0.42**	**0.39**	**0.63**	**0.58**
SEC (MJ / kg water evap.)	**5.06**	**4.91**	**8.54**	**9.31**	**5.67**	**6.17**
$COP_{hp,used}$	**3.29**	**3.56**	**3.38**	**3.14**	**3.24**	**2.67**
COP_{hp}	**3.99**	**4.34**	**3.67**	**3.83**	**4.04**	**4.26**

4. สรุปผลการทดลอง

จากการอบแห้งผลไม้และสมุนไพรด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล พบว่าที่ความชื้นเริ่มต้นสูง การแผ่รังสีอินฟราเรดจะมีส่วนดึงความชื้นออกจากผลิตภัณฑ์ได้มาก การระเหยน้ำช่วงแรกจะมีปริมาณมาก เป็นผลให้การอบแห้งเร็วขึ้น และยังพบว่าการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะจะใกล้เคียงกันที่ความชื้นเริ่มต้นสูงและจะเพิ่มขึ้นในกรณีความชื้นเริ่มต้นต่ำ และที่ความชื้นเริ่มต้นของผลิตภัณฑ์ต่ำ ค่าสมรรถนะของปั๊มความร้อนเมื่อใช้ร่วมกับอินฟราเรดไกลโดยรวม ($COP_{hp,used}$) จะน้อยกว่า การอบโดยใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว สำหรับคุณภาพด้านสีและกลิ่นอยู่ในเกณฑ์ดีและใกล้เคียงกัน ดังนั้นการใช้รังสีอินฟราเรดไกลร่วมกับปั๊มความร้อนจึงไม่มีผลกระทบต่อคุณภาพด้านสีและกลิ่นของผลิตภัณฑ์ จากการทดลองยังพบว่า ผลของการพาความร้อนภายในห้องอบแห้งทำให้เกิดการสูญเสียความร้อนที่ผิวแท่งอินฟราเรด ซึ่งจากการทดลองปรากฏว่าเกิดการสูญเสียความร้อนจากการพาถึง 700 W และเหลือการใช้งานในส่วนของการแผ่รังสี 350 W เท่านั้น ดังนั้น จำเป็นต้องออกแบบและติดตั้งตำแหน่งของแท่งรังสีอินฟราเรด ให้เกิดความสูญเสียความร้อนจากการพาให้น้อยที่สุด เพื่อประสิทธิภาพในการแผ่รังสีของแท่งอินฟราเรดไกล

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

1. Tan, S.L., Chou, S.K., Mujumdar, A.S. and Chua, K.J. 2001, "Convective and Intermittent radiative drying of model foods, Effect on Drying Kinetics and Co lour Change. In ACD 2001; pp. 537-546.
2. กิตติศักดิ์ วิธินันทกิตต์. (2545), วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพฯ.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การอบแห้งถั่วเหลืองด้วยฟลูอิไดซ์เบดแบบไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

SOYBEAN DRYING USING SUPERHEATED STEAM FLUIDIZED BED

ปาวีณา ปรัชญาวศิน [1,*] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ [2] และ สมเกียรติ ปรัชญาวรากร [1]

[1] *ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์*
[2] *คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ 10140*

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลของอุณหภูมิและความชื้นที่มีต่อสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล จลนศาสตร์การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส ค่าการละลายของโปรตีน และกรดอะมิโนไลซีนของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชั่นโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ภายใต้เงื่อนไขการทดลองดังนี้ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วง 120-150°C และความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง 13.5-36% มาตรฐานแห้ง จากผลการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้งซึ่งอธิบายด้วยค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลมีค่าเพิ่มขึ้นแบบเอ็กโปเนนเชียลกับอุณหภูมิ นอกจากนั้นอัตราการอบแห้งมีค่าสูงเมื่อความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองมีค่าสูง และจากการอบแห้งถั่วเหลืองที่อุณหภูมิสูงส่งผลให้เกิดการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลือง ซึ่งสามารถอธิบายด้วยปฏิกิริยาอันดับหนึ่งแบบปรับปรุงโดยพบว่าค่าคงที่การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมีค่าสูงเมื่ออุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองสูง เมื่อพิจารณาผลของการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสร่วมกับค่าการละลายของโปรตีน และกรดอะมิโนไลซีนพบว่าควรใช้อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วง 120-135°C ในการอบแห้งถั่วเหลือง และการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชั่นโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเหมาะกับถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำกว่า 20% มาตรฐานแห้ง โดยสามารถลดปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสและความชื้นได้ในช่วงที่เหมาะสม สำหรับถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงควรใช้การอบแห้งแบบสองขั้นตอนเพื่อหลีกเลี่ยงการให้ความร้อนกับถั่วเหลืองมากเกินไป

Abstract

This research presents the effect of temperature and moisture to effective diffusion coefficient, kinetics of urease inactivation, protein solubility and lysine quality of soybean drying with superheated steam fluidization technique. The experiments were carried at superheated steam temperature 120-150°C and initial

* **Corresponding author.** Tel.: (02)-5212295
E-mail address: paveena_prachayawasin@hotmail.com

moisture content 13.5-36% dry basis. The result showed that the drying rate was exponentially increased with superheated steam temperature and it was interpreted by the effective diffusion coefficient. In addition, the drying rate is also faster with higher initial moisture content. During soybean drying at high temperature, the activity of urease enzyme was inactivated and its inactivation was explained modified first order reaction of which the reaction constant is related superheated steam temperature and the initial moisture content in away that the higher rate of inactivation followed with higher temperature and initial moisture content. The kinetics of urease inactivation, along with protein solubility and lysine content, suggest that the soybean should be treated with superheated steam at the temperature ranging from 120 to 135°C. The superheated steam fluidized-bed technique can simultaneously be applied for both drying and inactivating such components in soybean by a single operation when the initial moisture content falls in a suitable range, approximately lower than 20%d.b. At elevated initial moisture content, two-stage drying technique is recommended in order to avoid excessive cooked soybeans.

คำสำคัญ: ถั่วเหลือง, สารยับยั้งทริปซิน, เอนไซม์ยูริเอส, ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

บทนำ

ถั่วเหลืองเป็นพืชที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง โดยเฉพาะสารอาหารประเภทโปรตีน แต่มีราคาถูกเมื่อเทียบกับอาหารประเภทอื่นๆที่มีสารอาหารโปรตีนสูง ดังนั้นในอุตสาหกรรมจึงนิยมนำถั่วเหลืองมาใช้เลี้ยงสัตว์ แต่พบว่าในถั่วเหลืองดิบไม่สามารถนำมาใช้เป็นอาหารสัตว์ได้ทันที เนื่องจากภายในถั่วเหลืองมีสารยับยั้งโภชนาการหลายชนิด โดยเฉพาะอย่างยิ่งสารยับยั้งทริปซิน ซึ่งมีผลต่อการเกิดการขยายตัวของตับอ่อน รวมไปถึงการทำให้สัตว์เกิดการชะงักการเจริญเติบโต [1] อย่างไรก็ดีสารยับยั้งทริปซิน สามารถทำลายได้เมื่อให้ความร้อนที่สภาวะเหมาะสม

การอบแห้งเป็นเทคนิคหนึ่งที่นิยมใช้ในการลดความชื้นของถั่วเหลืองโดยอาศัยการแลกเปลี่ยนความร้อนจากตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งไปสู่ถั่วเหลืองเพื่อระเหยน้ำภายในถั่วเหลืองให้ต่ำลง โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงนั้นนอกจากสามารถลดความชื้นในถั่วเหลืองยังสามารถสารยับยั้งทริปซินได้ด้วย C.A. Osella และคณะ [2] ทำการทดลองอบแห้งถั่วเหลืองความชื้นเริ่มต้น 14-31%มาตรฐานแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันโดยใช้อากาศร้อน จากการทดลองพบว่าอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 110 และ 120°C สามารถลดสารยับยั้งทริปซินได้ตามเกณฑ์ได้เฉพาะช่วงความชื้นเริ่มต้นสูงแต่ใช้เวลาค่อนข้างนาน และที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C สามารถลดสารยับยั้งทริปซินได้ตามเกณฑ์ในทุกความชื้นและใช้เวลาสั้น

อย่างไรก็ดี ในปัจจุบันมีการนำไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาใช้ในการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันผลิตภัณฑ์ชนิดต่างๆ [3,4,5] เนื่องจากข้อดีของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่มีเหนือการใช้อากาศร้อน เช่น ประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงเนื่องจากมีการนำความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ กลับมาใช้ใหม่ รวมทั้งไม่มีมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม และมีความปลอดภัยสูง นอกจากนั้นความแตกต่างที่สำคัญสำหรับสิ่งที่เกิดขึ้นในการอบแห้งระหว่างการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับอากาศร้อน คือในการอบแห้งด้วย

ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง เมื่อไอน้ำร้อนยวดยิ่งสัมผัสกับวัสดุที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าจะเกิดการควบแน่นของไอน้ำบนผิวของวัสดุส่งผลให้การถ่ายเทความร้อนจากไอน้ำร้อนยวดยิ่งไปสู่วัสดุเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้อุณหภูมิของวัสดุเพิ่มขึ้นได้เร็วเมื่อเทียบกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ซึ่งหากนำถั่วเหลืองมาอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งน่าจะลดสารยับยั้งทริปซินได้เร็วกว่าการใช้อากาศร้อน

ในงานวิจัยนี้จึงมุ่งที่จะศึกษาผลของการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งถั่วเหลืองด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชั่นที่มีต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล จลนศาสตร์การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส ค่าการละลายของโปรตีน และปริมาณกรดอะมิโนไลซีน

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการทดลอง ประกอบด้วยส่วนประกอบหลักๆ คือ 1) เครื่องกำเนิดไอน้ำ (boiler) 2) อุปกรณ์ให้ความร้อน (superheater) เพื่อทำไออิ่มตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งขนาด 13.5 kW 3) ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอก ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 cm ความสูง 100 cm 4) พัดลม (Blower) แบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง ความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 3.2 m/sซึ่งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม

การอบแห้งถั่วเหลืองด้วยไอน้ำร้อนยิ่งยวดทำการทดลองโดยป้อนถั่วเหลืองปริมาณ 1.3 kg ลงในห้องอบแห้ง โดยทำการอบแห้งถั่วเหลืองความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 13.5 19.5 และ36% มาตรฐานแห้ง ที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120 135 และ 150°C

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

ในการศึกษากลไกการอบแห้งถั่วเหลือง โดยกำหนดให้รูปทรงของถั่วเหลืองเป็นทรงกลม การถ่ายเทความชื้นเกิดในแนวรัศมี เราสามารถหาความชื้นของถั่วเหลืองที่เวลาใดๆได้จากสมการการแพร่ทางทฤษฎี [6]

$$\frac{M(t)}{M_{in}} = \frac{6}{\pi^2}\sum_{n=1}^{\infty}\frac{1}{n^2}\exp\left(\frac{-n^2\pi^2 D_{eff}t}{r^2}\right) \qquad (1)$$

เมื่อ M(t) คือปริมาณความชื้นของถั่วเหลืองเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยเวลา t (% มาตรฐานแห้ง) M_{in} คือความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง D_{eff} คือค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล (m^2/s) t คือเวลาในการอบแห้ง (วินาที) และ r คือรัศมีของถั่วเหลือง (เมตร) ซึ่งหากความชื้นในถั่วเหลืองมีผลต่ออัตราการอบแห้ง เราสามารถหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลจากวิธีของความชัน (method of slope) [7] ดังแสดงในสมการที่ 2

$$\frac{d(M(t)/M_{in})}{dt} = \frac{-6D_{eff}}{r^2}\sum_{n=1}^{\infty}\exp\left(\frac{-n^2\pi^2 D_{eff}t}{r^2}\right) \qquad (2)$$

จลนศาสตร์การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส

ในการหาปริมาณUrease inactivationของถั่วเหลืองอาศัยการทำปฏิกิริยาระหว่างเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองกับยูเรีย ซึ่งทำการทดลองตามวิธีของ Rasmussen [8] โดยถั่วเหลืองที่ดีควรมีค่า Urease inactivation 80-90% (หรือค่า Residual urease activity 10-20%) โดยจลนศาสตร์การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสสามารถอธิบายได้ด้วยปฏิกิริยาอันดับหนึ่งแบบปรับปรุง (modified first order reaction)

$$\frac{(C-C_{eq})}{(C_0-C_{eq})}=\exp(-kt) \qquad (3)$$

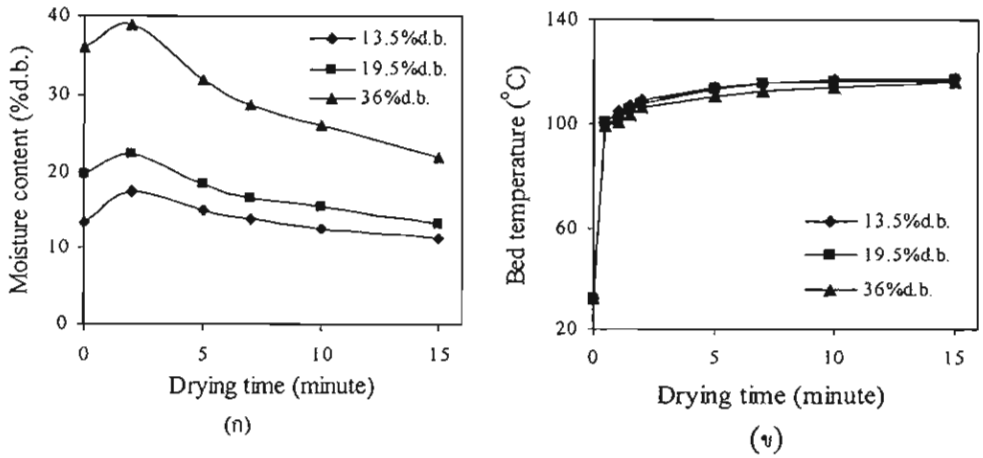
โดยค่า k คือ ค่าคงที่การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส (นาที $^{-1}$) และ C C_0 และ C_{eq} คือ ปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสที่เหลือ ณ เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง ตอนเริ่มต้น และที่สภาวะสมดุล (%) ตามลำดับ

ค่าการละลายของโปรตีน (protein solubility) และกรดอะมิโนไลซีน (lysine)

ค่าการละลายของโปรตีนทำการทดลองตามมาตรฐาน AOCS BA 10-65 [9] โดยค่าการละลายของโปรตีน คือ ร้อยละของปริมาณโปรตีนในถั่วเหลืองที่ละลายในสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น 0.2 % ต่อปริมาณโปรตีนที่มีอยู่ในถั่วเหลืองทั้งหมด และสำหรับการหาปริมาณกรดอะมิโนไลซีนในถั่วเหลือง ทำการทดลองตามวิธี AccQ• Tag [10] ซึ่งสามารถวิเคราะห์ด้วยเทคนิค High performance liquid chromatography ที่ต่อเข้ากับเครื่องวิเคราะห์ฟลูออเรสเซนต์ (Fluorescence detector)

ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

การเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์



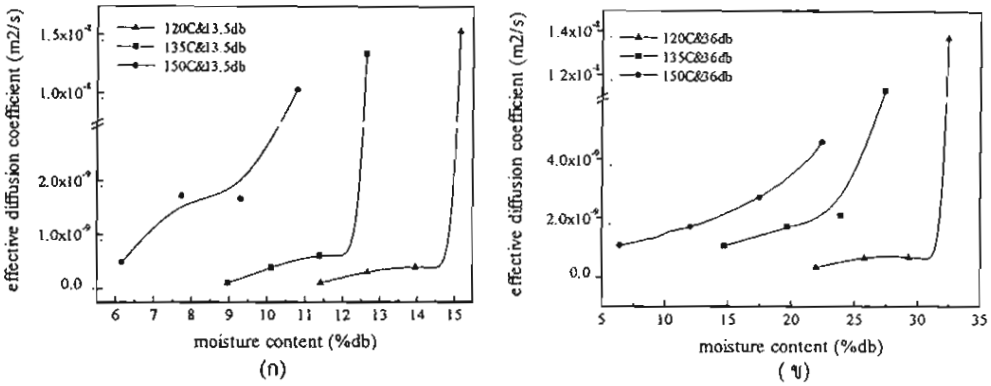
รูปที่ 1 การเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิภายในเบดของถั่วเหลืองที่ความชื้นเริ่มต้นต่างๆ ที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C

การเปลี่ยนแปลงความชื้นของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแสดงในรูปที่ 1ก พบว่าการเปลี่ยนแปลงของความชื้นสามารถแบ่งเป็น 2 ช่วง โดยในช่วงแรกของการอบแห้งความชื้นของถั่วเหลืองสูงขึ้น เนื่องจากเมื่อไอน้ำร้อนยวดยิ่งสัมผัสถั่วเหลืองที่มีอุณหภูมิต่ำกว่าส่งผลให้เกิดการควบแน่นที่ผิวและเกิดการดูดซับเข้าสู่เมล็ดถั่วเหลือง ซึ่งผลดังกล่าวทำให้อุณหภูมิภายในเบดของถั่วเหลืองสูงขึ้นอย่างรวดเร็วดังแสดงในรูป 1ข จากนั้นความชื้นของถั่วเหลืองจะมีค่าลดลงเนื่องจากเกิดการระเหยน้ำภายในเมล็ดถั่วเหลือง

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

ในการหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลจากสมการที่ 2 สามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2 โดยความสัมพันธ์ของค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของถั่วเหลืองกับอุณหภูมิและความชื้นของถั่วเหลืองแสดงดังสมการที่ 4 เมื่อ T คืออุณหภูมิของเบด (K) และ M คือความชื้นของถั่วเหลือง(มาตรฐานแห้งแบบทศนิยม) จากสมการจะเห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลมีค่าสูงเมื่ออุณหภูมิและความชื้นของถั่วเหลืองมีค่าสูง

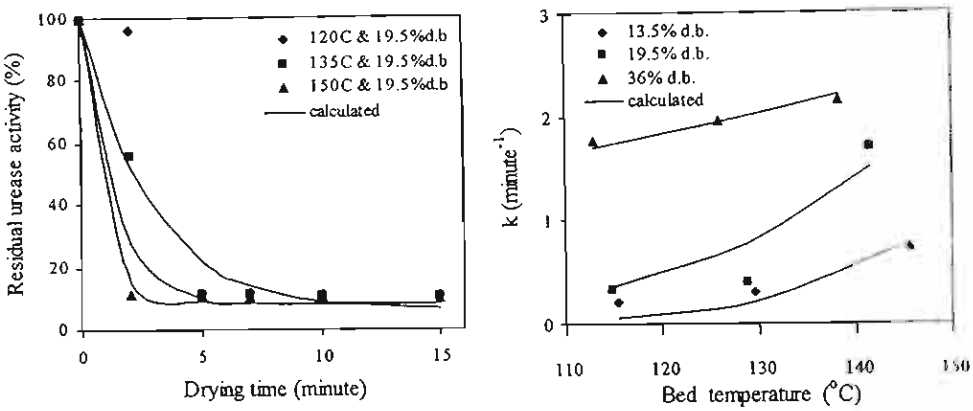
$$D_{eff} = [5.4364 \times 10^{-20} + 5.111 \times 10^{-18} M^{2}] \exp(0.053718T) \qquad (4)$$



รูปที่ 2 ความสัมพันธ์ของสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลกับความชื้นของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิต่างๆ

จลนศาสตร์การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส

ในการอบแห้งถั่วเหลืองด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งพบว่าการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมีการลดลงเป็นเอ็กซ์โปเนนเชียล โดยการลดลงเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงต้นของการอบแห้งดังแสดงในรูป 3ก และในการหาค่าคงที่การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส (k) จากสมการที่ 3 พบว่าค่าคงที่การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมีค่าสูงเมื่ออุณหภูมิภายในเบดและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองที่นำมาอบแห้งมีค่าสูงดังแสดงในรูปที่ 3ข ซึ่งความสัมพันธ์ของค่า k และ C_{∞} กับอุณหภูมิภายในเบด (K) และความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง(มาตรฐานแห้งแบบทศนิยม) แสดงดังสมการที่ 5 และ 6 ตามลำดับ



(ก) (ข)

รูปที่ 3 การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

$$k = \left(5.7696 \times 10^{-18} + 1.3531 \times 10^{-16} M_{in}^{2} - \frac{8.59758 \times 10^{-15}}{T} \right) \exp(-0.245571 M_{in} T + 97.7304 M_{in} + 0.09702 T) \quad (5)$$

$$C_{eq} = (-0.047523 + 0.071742 M_{in}^{2} + 0.000122 T) \exp\left(-\frac{978.15 M_{in}}{T} + \frac{3227.286}{T} \right) \quad (6)$$

ค่าการละลายของโปรตีน (protein solubility) และกรดอะมิโนไลซีน (lysine)

เมื่อนำถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งที่มีปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสผ่านเกณฑ์มาตรฐานที่กำหนดมา วิเคราะห์ค่าการละลายของโปรตีน จากผลการทดลองพบว่าถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งจะมีค่าลดลงเมื่อเทียบกับถั่วเหลืองดิบที่ยังไม่ผ่านการอบแห้งที่มีค่าการละลายของโปรตีนประมาณ 95% โดยการอบแห้งถั่วเหลืองความชื้นเริ่มต้น 13.5% มาตรฐานแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C พบว่าใช้เวลาในการอบแห้งเพียง 7 นาที สามารถลดเอนไซม์ยูรีเอสได้ตามเกณฑ์และค่าการละลายของโปรตีน รวมถึงปริมาณกรดอะมิโนไลซีนยังอยู่ในเกณฑ์ดี ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบผลการทดลองดังกล่าวกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนพบว่าการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งถั่วเหลืองใช้เวลาสั้นกว่าถึง 4 เท่า [2]

สำหรับการอบแห้งถั่วเหลืองความชื้นเริ่มต้นสูง ถึงแม้ว่าจะมีข้อดีในแง่การลดปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสได้เร็วกว่าการอบแห้งถั่วเหลืองความชื้นเริ่มต้นต่ำ รวมถึงค่าการละลายของโปรตีนยังมีค่าสูงกว่าเกณฑ์ แต่อย่างไรก็ตามถั่วเหลืองที่ได้มีความชื้นหลังการอบแห้งสูงกว่าเกณฑ์ที่เก็บรักษาได้ ดังนั้นจึงจำเป็นต้องใช้เวลาในการอบแห้งนานขึ้นเพื่อลดปริมาณความชื้นได้ตามเกณฑ์ ซึ่งการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งถั่วเหลืองเป็นเวลานานส่งผลให้ค่าการละลายของโปรตีนลดลงต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐาน ดังนั้นการอบแห้งถั่วเหลืองความชื้นเริ่มต้นสูงควรประยุกต์ใช้การอบแห้งแบบ2 ขั้นตอน โดยในช่วงแรกควรอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพื่อลดเอนไซม์ยูรีเอสตามด้วยการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่ำเพื่อป้องกันการเสียสภาพของโปรตีน รวมทั้งลดปริมาณความชื้นให้ได้ตามเกณฑ์ในการเก็บรักษา

ตารางที่ 1 ค่าการละลายของโปรตีนและปริมาณกรดอะมิโนไลซีนของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่สภาวะต่างๆ

ความชื้นเริ่มต้น (%d.b.)	อุณหภูมิขาเข้า(°C)	เวลาอบแห้ง(นาที)	ความชื้นหลังอบแห้ง(%d.b.)	ค่าการละลายของโปรตีน(%)	กรดอะมิโนไลซีน (mg/g of soybean)
ถั่วเหลืองดิบ			-	94.28	2.85
13.5	120	7	13.95	85.66	2.80
	135	5	12.44	71.76	2.76
	150	5	10.67	54.94	-
19.5	120	5	18.34	85.20	2.67
	135	5	16.52	82.25	2.71
	150	5	14.06	72.90	2.82
36	120	2	38.95	80.59	-
	135	2	34.14	81.38	-
		15	14.70	59.41	-
	150	2	31.61	75.13	-
		10	11.42	53.59	-
มาตรฐาน			< 14	73-85	> 2.40

สรุปผล

จากการศึกษาการอบแห้งถั่วเหลืองด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของถั่วเหลืองมีค่าสูงเมื่ออุณหภูมิและความชื้นของถั่วเหลืองมีค่าสูง สำหรับการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งสามารถอธิบายได้ด้วยปฏิกิริยาอันดับหนึ่งแบบปรับปรุง โดยค่าคงที่การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมีค่าสูง เมื่ออุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองที่นำมาอบแห้งมีค่าสูง การอบแห้งถั่วเหลืองด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชั่นโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการให้ความร้อนสามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการลดความชื้นและปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำกว่า 20% มาตรฐานแห้งได้ดีโดยค่าการละลายของโปรตีนและปริมาณกรดอะมิโนไลซีนในถั่วเหลืองมีค่าสูงกว่าเกณฑ์ แต่สำหรับถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงควรใช้การอบแห้ง 2 ขั้นตอนมาประยุกต์ใช้ในการอบแห้งเพื่อหลีกเลี่ยงการให้ความร้อนแก่ถั่วเหลืองมากเกินไป

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุนที่ใช้ในการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

1. Rackis, J.J., McGhee, J.E. and Booth, A.N.(1975), Biological Threshold Level of Soybean Trypsin Inhibitor, *Cereal Chemistry*, Vol. 52, pp. 85-92.
2. Osella, C.A., Gordo, N.A., Gonzalez, R.J., Tosi, E. and Re, E. (1997), Soybean Heat-treated Using a Fluidized Bed, *Lebensmittel Wissenshaft und Technologie*, Vol. 30, pp.676-680.
3. Jensen, A.S. (1992), Pressurized Drying in Fluid Bed with steam, *Procedings of the Eighth International Drying Symposium*, Amsterdam, pp.1593-1601.
4. Seyed-Yagoobi, J., Moreira, R.G. and Yamsaengsung, R. (1998), Soperheated Steam Impingment Drying of Tortilla Chips, *Procedings of the Eleventh International Drying Symposium*, Vol. B, Halkidiki, Greece, pp. 1221-1228.
5. Stubbing, T.J. (1993), Airless Drying : Its Invention, Method and Application, *Transaction of the Institution of Chemical Engineering, Procedings of the Eighth International Drying Symposium*,Vol. 71, pp.488-495.
6. Crank, J. (1975). The Mathematics of Diffusion. 2nd. Bristol, J.W. Arrowsmith LTD
7. Saravacos, G.D., Raouzeos, G.S. (1986), Diffusivity of moisture in air drying of raisins, *Drying'86*, Vol. 2, Mujumdar, A.S.. (ed), Hemisphere, McgrawHill, pp.487-491.
8. Rasmussen. (2002), Determination of residual urease avtivity., *http:// www.analytichem.com/Applications/Kjeldahl/*
9. American Oil Chemists' Society (AOCS), (1979), *Method BA 10-65*.
10. Water AccQ-Tag Instruction Manual. Lysine determination. Manual no. WAT052874. Revo April, 1993.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การศึกษาหาแนวทางในการอบแห้งกระเทียมที่เหมาะสม

APPROPRIATE STRATEGY FOR DRYING GARLIC

ณรงค์ศักดิ์ แก้วนิล[1], สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2], สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1], อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[1]

[1]คณะพลังงานและวัสดุ [2]คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ ศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิและความเร็วของอากาศที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งและการเปลี่ยนแปลงคุณภาพของกระเทียม จากการทดลองอบแห้งกระเทียมแบบปอกเปลือก พบว่าการลดลงของความชื้นอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงโดยสามารถแบ่งได้เป็นสองช่วงคือช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก ในช่วงนี้อุณหภูมิและความเร็วของอากาศที่สูงมีผลทำให้อัตราการอบแห้งสูง สำหรับช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สองนั้นพบว่าเฉพาะอุณหภูมิเท่านั้นที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง คุณภาพของกระเทียมที่เปลี่ยนแปลงหลังจากผ่านการอบแห้ง พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำโครงสร้างเนื้อของกระเทียมเกิดเป็นรูพรุนขนาดเล็กและเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงรูพรุนมีขนาดโตขึ้น ส่งผลให้การอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำเกิดการหดตัวของเนื้อกระเทียมสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง นอกจากนี้จากการวัดการเปลี่ยนแปลงสีโดยวัดในรูปของค่า L, a และ b พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำค่า L มีค่าสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง สำหรับค่า a และ b มีค่าใกล้เคียงกัน ปริมาณการสูญเสียสารประกอบน้ำมันหอมระเหยหลังการอบแห้งกระเทียมที่เหลือจากการอบแห้งกระเทียมที่อุณหภูมิต่ำมีน้อยกว่าที่อุณหภูมิสูง

ABSTRACT

The objective of this research is to study the influences of drying temperatures and air velocities on the drying rate and the garlic qualities. The experimental results for peel clove garlic drying have shown that the decrease of moisture content could be divided into two falling rate periods. In the first falling rate period, the drying rate increased with the increase of drying temperature and air velocity. For the second falling rate period, the drying rate was limited by diffusion mechanisms and the diffusion coefficient depended solely on the temperature. Garlic structure changed when it exposed to hot air. Higher temperature caused larger pores inside the garlic tissues. Color of garlic was generally varied with drying temperature. The higher temperature resulted in the lower L value. However, a and b values were slightly different for the range of drying temperatures studied (50-70^{0}C). The experimental results indicated that loss of volatile oil was larger for garlic dried at low temperature

*** Corresponding author.** Tel.: (02)-4708695 ext 112
E-mail address: adnakrab@yahoo.com

than that dried at high temperature. Moreover, air velocity had no significant effect on garlic qualities.
คำสำคัญ: กระเทียม, น้ำมันหอมระเหย, สัมประสิทธิ์การแพร่

บทนำ

กระเทียม (*allium sativum linn.*) เป็นพืชที่นิยมปลูกกันมากในแถบภาคเหนือของประเทศไทย โดยปกติการเก็บรักษากระเทียมหลังการเก็บเกี่ยวจะต้องเก็บไว้ในที่แห้งเพื่อป้องกันการเน่าเสีย การอบแห้งกระเทียมเป็นวิธีการรักษาคุณภาพของกระเทียมอย่างหนึ่ง เพื่อให้คุณภาพของกระเทียมคงสภาพไว้มากที่สุด ประกอบกับปัจจุบันคนเริ่มให้ความสนใจสุขภาพมากขึ้นโดยหันมาใช้พืชสมุนไพรช่วยในการรักษาโรค กระเทียมเป็นพืชสมุนไพรชนิดหนึ่งที่มีสรรพคุณในการป้องกันและรักษาโรคได้หลายชนิดเช่น โรคความดันโลหิตสูง โรคหัวใจและหลอดเลือดรวมทั้งการลดระดับไขมันในเส้นเลือด ฯลฯ [1] ซึ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมาได้มีการศึกษาอบแห้งกระเทียมและผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรหลายชนิดด้วยกัน เช่น Sharma และ Prasad [2]ได้ศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งกระเทียมโดยใช้อากาศร้อนและใช้ microwave ร่วมกับอากาศร้อน Ponciano และคณะ [3] ได้ศึกษาอบแห้งกระเทียมด้วยอากาศร้อนโดยอบแห้งแบบชั้นบาง พบว่าการอบแห้งจะอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง สำหรับคุณภาพของกระเทียม Dawn Ambrose และ Sreenarayanan [4] พบว่าปริมาณวิตามินซี และสารประกอบน้ำมันหอมระเหย หลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยพลังงานแสอาทิตย์ สำหรับในงานวิจัยนี้ได้ทดลองอบแห้งกระเทียมที่เงื่อนไขต่างๆ เพื่อทำนายอัตราการอบแห้งและการเปลี่ยนแปลงทางด้านคุณภาพของกระเทียมโดยศึกษาปริมาณน้ำมันหอมระเหยที่เหลือหลังการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

ในการทดลองใช้เครื่องอบแห้งเป็นแบบเมล็ดพืชอยู่กับที่เพื่ออบแห้งกระเทียมในลักษณะเป็นแบบชั้นบาง ซึ่งอากาศถูกดูดเข้าภายในระบบโดยพัดลมขนาด ½ hp ผ่านเข้าสู่ heater แล้วไหลเข้าสู่ด้านล่างของห้องอบแห้งผ่านกระเทียมขึ้นสู่ด้านบน อากาศทั้งหมดจะถูกปล่อยทิ้งออกนอกระบบ ห้องอบแห้งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 cm. ความเร็วของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 0.7 และ 1.7 m/s และอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 50, 60 และ 70^{o}C กระเทียมที่นำมาใช้อบแห้งมี ความชื้นเริ่มต้นอยู่ในช่วง 181 – 203%d.b. อบแห้งจนเหลือความชื้นอยู่ในช่วง 3- 15%d.b. โดยทำการวัดอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งทางเข้า ทางออก ของห้องอบแห้ง อุณหภูมิภายในเมล็ด อุณหภูมิกระเปาะแห้ง และอุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศแวดล้อม โดยใช้สายเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องเก็บข้อมูลมีความถูกต้อง ± 1^{o}C การวิเคราะห์ปริมาณสารประกอบน้ำมันหอมระเหยใช้วิธีของ Shankaranarayana และคณะ [5] ส่วนการถ่ายภาพกระเทียมเพื่อดูลักษณะโครสร้างของเนื้อเยื่อกระเทียมใช้เครื่อง SEM ที่ผลิตจากบริษัท LEICA CAMBRIDGE TLD. รุ่น Stereosoan 206 โดยการหั่นเนื้อกระเทียมตัดขวางกับท่อ

ลำเลียงน้ำให้หนาประมาณ 2-3 mm. หลังจากนั้นนำตัวอย่างกระเทียมมาถ่ายภาพโดยใช้เครื่อง SEM ในการวัดค่าการเปลี่ยนแปลงสีจะใช้เครื่องวัดสียี่ห้อ JUKI รุ่น JP-700

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

ในการอบแห้งกระเทียมสมมติให้กระเทียมมีลักษณะเป็นทรงกลมโดยอบแห้งกระเทียมแบบปอกเปลือกซึ่งจะเกิดช่วงอัตราการอบแห้งลดลงสองช่วงคือช่วงอัตราการอบแห้งช่วงแรกและช่วงที่สอง และใช้สมการของ Fick second low ซึ่งแสดงดังสมการที่ (1) มาทำนายอัตราการอบแห้งทั้งสองช่วงโดยวิธี finite difference มาคำนวณหาค่าคงที่ของการอบแห้งทั้งสองช่วง ในงานวิจัยนี้สมมุติค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลตลอดการอบแห้งมีค่าคงที่

การเคลื่อนที่ของความชื้นผ่านเนื้อกระเทียมสำหรับช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก

ในช่วงแรกของการอบแห้ง ช่วงนี้จะเกิดการระเหยของความชื้นที่บริเวณผิวของเนื้อกระเทียม ซึ่งการระเหยของความชื้นจะเป็นไปอย่างรวดเร็ว โดยในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก (first falling rate period) ความเร็วของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งและอุณหภูมิมีผลต่ออัตราการอบแห้งโดยกลไกการเคลื่อนที่ของน้ำถูกควบคุมด้วยความต้านทานที่บริเวณผิวของกระเทียมซึ่งสามารถอธิบายด้วยสมการที่ (1) โดยสมมติให้กระเทียมมีลักษณะเป็นรูปทรงกลมและขณะอบแห้งเนื้อกระเทียมจะเกิดการหดตัวทำให้ระยะทางการเคลื่อนที่ของน้ำเปลี่ยนแปลงไปจึงจำเป็นต้องใช้การวิเคราะห์เชิงตัวเลขมาช่วยในการแก้ปัญหาโดยสามารถกำหนดตำแหน่งจุดศูนย์กลางของรัศมีให้เท่ากับ r_o และตำแหน่งรัศมีนอกสุดเท่ากับ R โดยแบ่งจำนวน node ได้ตั้งแต่ตำแหน่ง i =0 ถึง i = N ซึ่งตำแหน่งที่ r_o กำหนดให้เป็น i = 0 และที่ตำแหน่งรัศมี R เป็น i = N โดยในช่วงระหว่างหนึ่ง node จะเท่ากับ Δr

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{2}{r}(\frac{\partial M}{\partial r})] \quad (1)$$

$$-D\frac{\partial M}{\partial r}\Big|_{r=R} = k(M_s - M_{eq}) \quad (2)$$

นอกจากสมการที่ (2) แล้วยังมีสภาวะเงื่อนไขเริ่มต้นและสภาวะขอบเขตเพิ่มเติมดังต่อไปนี้

$$M(r,0) = M_{in} \quad (3)$$

$$\frac{\partial M}{\partial r}(0,t) = 0 \quad (4)$$

ความชื้นเฉลี่ยของกระเทียมสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (5)

$$M = \int M_{i,t} * \frac{1}{V} dv \quad (5)$$

การหดตัวของเนื้อกระเทียมสามารถอธิบายด้วยสมการที่ (6)

$$\frac{V_t}{V_{in}} = a\exp(-b\frac{M}{M_{in}}) \quad (6)$$

การเคลื่อนที่ของความชื้นผ่านเนื้อของกระเทียมสำหรับอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง

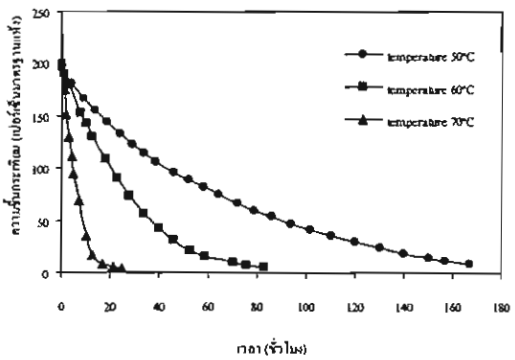
ในช่วงอัตราการอบแห้งช่วงที่สองอัตราการอบแห้งจะเป็นไปอย่างช้าๆซึ่งสามารถสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายอัตราการอบแห้งโดยพิจารณาการแพร่ของความชื้นในรูปของค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ สำหรับวิธีการคำนวณจะเหมือนกับช่วงแรกของการอบแห้งแต่จะแตกต่างกันที่จะต้องกำหนดเงื่อนไขเริ่มต้นและสภาวะขอบเขตของการคำนวณใหม่เป็นดังนี้

$$M(r,0) = M_{in} \quad (7)$$

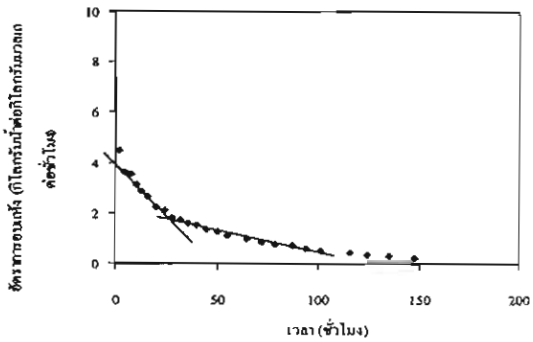
$$M(R,t) = M_{eq} \quad (8)$$

ผลและวิจารณ์

รูปที่ 1 เป็นการทดลองอบแห้งกระเทียมที่อุณหภูมิต่างๆโดยใช้ความเร็วอากาศ 0.7 เมตรต่อวินาที พบว่า เมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งยิ่งสูงอัตราการอบแห้งจะมีค่าเพิ่มมากขึ้น จากการเปรียบเทียบการอบแห้งระหว่างอุณหภูมิ 70 กับ 60°C พบว่าอุณหภูมิอบแห้งที่ 70°C ความชื้นภายในกระเทียมจะลดลงเร็วกว่าที่อุณหภูมิ 60°C ดังนั้นอุณหภูมิจึงเป็นตัวแปรสำคัญที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง



รูปที่ 1 การเปลี่ยนแปลงของความชื้นกระเทียมภายใต้อุณหภูมิอบแห้งต่างๆ ที่ความเร็ว 0.7 m/s



รูปที่ 2 อัตราการอบแห้งกระเทียมที่อุณหภูมิ 50°C ความเร็ว 1.7 m/s

รูปที่ 2 เป็นผลของอัตราการอบแห้งกระเทียมที่อุณหภูมิ 50°C ความเร็วของอากาศ 1.7 m/s พบว่าสามารถแบ่งช่วงอัตราการอบแห้งได้เป็นสองช่วงสำหรับการอบแห้งที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศอื่นๆพบว่าผลของอัตราการอบแห้งมีแนวโน้มเหมือนกับการอบแห้งที่อุณหภูมิ 50 °C

เนื่องจากช่วงแรกเป็นการอบแห้งในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่หนึ่งสามารถหาค่าคงที่ของการอบแห้ง (k) โดยใช้สมการที่ (2) พบว่าความเร็วของอากาศและอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งจะมีผลต่อค่าคงที่ของการอบแห้ง จากตารางที่ 1 จะเห็นว่าการอบแห้งที่ความเร็วของอากาศและอุณหภูมิยิ่งสูงจะทำให้ค่าของ k สูงขึ้น

นอกจากนี้จากตารางที่ 1 ยังพบว่าอุณหภูมิอบแห้งมีผลต่อค่าของความชื้นวิกฤติขณะที่ความเร็วของอากาศไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงความชื้นวิกฤติ จากการทดลองพบว่าความชื้นวิกฤติอยู่ในช่วง 67 ถึง 122%d.b.ซึ่งหลังจากการอบแห้งในช่วงความชื้นที่ต่ำกว่านี้จะเป็นการอบแห้งในช่วงอัตราการอบแห้งช่วงที่สอง

ตารางที่ 1 แสดงค่าคงที่ของการอบแห้ง ความชื้นวิกฤติและค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของความชื้นที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศต่างๆ

อุณหภูมิอบแห้ง (°C)	ความเร็วอากาศ (m/s)	ค่าคงที่ของการอบแห้ง (m/h)	ความชื้นเริ่มต้น (% d.b.)	ความชื้นที่จุดวิกฤติ (%d.b.)	Diffusion (m^2/h)
50	0.7	0.00035	194.41	122.9	$1.851*10^{-8}$
50	1.7	0.0018	203.3	120.9	$2.052*10^{-8}$
60	0.7	0.00040	198.51	108.86	$5.821*10^{-8}$
60	1.7	0.0022	192.34	107.47	$5.998*10^{-8}$
70	0.7	0.0018	202.11	69.35	$2.601*10^{-7}$
70	1.7	0.0025	181.32	67.27	$2.755*10^{-7}$

สำหรับในช่วงของอัตราการอบแห้งช่วงที่สองนั้น การเคลื่อนที่ของน้ำเกิดขึ้นเนื่องจากผลต่างความเข้มข้นภายในเนื้อวัสดุ และค่าคงที่ของอัตราการอบแห้งสามารถอธิบายด้วยค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล ซึ่งแสดงในตารางที่ 1 พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำในกระเทียมที่อุณหภูมิ 70°C จะมีค่าสูงกว่าที่อุณหภูมิ 60 และ 50°C แสดงว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ สำหรับความเร็วของอากาศไม่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง

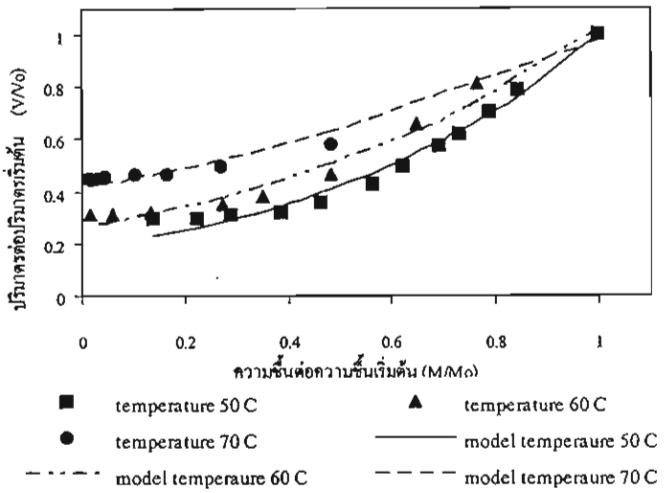
สำหรับผลของการหดตัวของเนื้อกระเทียมเมื่อผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 3 พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสัดส่วนของการหดตัวของเนื้อกระเทียมจะหดตัวได้น้อยกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ จากผลการทดลองการหดตัวของเนื้อกระเทียม พบว่าจะมีลักษณะเป็นเอ็กซ์โปเนนเชียลกับสัดส่วนของความชื้น (ความชื้นต่อความชื้นเริ่มต้น) ซึ่งอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งเป็นตัวแปรหลักที่มีผลต่อการหดตัวของเนื้อกระเทียม ซึ่งสามารถอธิบายได้ด้วยสมการที่ 6 โดยค่าคงที่ a และ b มีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิดังสมการต่อไปนี้

$$a = 684171.982* \exp(-4907.86/T) \qquad R^2 = 0.997 \quad MRS = 0.0000225 \qquad (9)$$

$$b = 0.043884* T - 15.9188 \qquad R^2 = 0.993 \quad MRS = 0.000868 \qquad (10)$$

รูปที่ 4 เป็นภาพถ่ายด้วย SEM ที่ใช้กำลังขยาย 20.3X และนำมา scan ด้วยด้วยเครื่อง scanner ปรับความละเอียดเท่ากับ 300 DPI พบว่าเนื้อของกระเทียมเมื่อผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำจะเกิดรูพรุนที่มีขนาดเล็ก ส่งผลให้เมื่อเวลาอบแห้งผ่านไปกระเทียมจะเกิดการหดตัวมากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับอุณหภูมิอบแห้งที่สูงกว่า เนื่องจากเนื้อกระเทียมจะค่อยๆหดตัวอย่างช้าๆเพราะผิวนอกของเนื้อกระเทียม

ไม่เกิดการแข็งตัวประกอบกับการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำความดันไอที่เกิดขึ้นภายในเนื้อกระเทียมมีค่าต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง ซึ่งการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงเนื้อของกระเทียมจะเกิดเป็นรูพรุนที่มีขนาดของรูพรุนใหญ่ขึ้นตามลำดับ



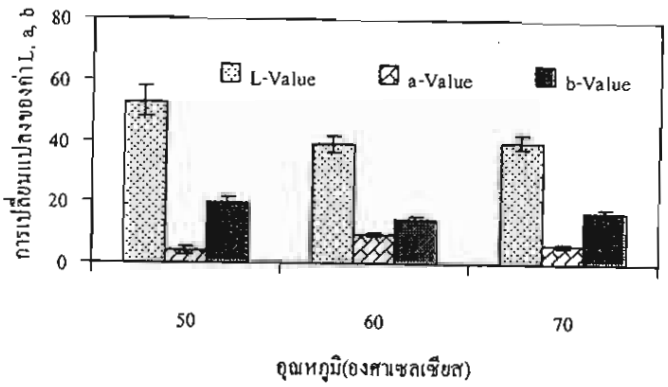
รูปที่ 3 การหดตัวของกระเทียมเมื่อผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่าง ๆ



รูป ก รูป ข รูป ค

รูปที่ 4 โครงสร้างของเนื้อเยื่อกระเทียมที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิ 50 60 และ 70^{o}C ตามลำดับ

รูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงค่า L, a และ b ของกระเทียมที่ได้จากการอบแห้งที่อุณหภูมิ 50, 60 และ 70 องศาเซลเซียส โดยค่า L, a และ b ในช่วงเริ่มต้นมีค่าอยู่ในช่วง 67.64 ถึง 67.56 , -3.39 ถึง -3.42 และ 11.35 ถึง 11.76 ตามลำดับ ซึ่งจะอบแห้งกระเทียมจนเหลือความชื้นประมาณ 5 ถึง 15 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จากรูปพบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของค่า L, a และ b โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำค่า L มีค่าสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง สำหรับค่า a และ b จะมีค่าใกล้เคียงกัน



รูปที่ 5 แสดงค่าของ L, a, b ของกระเทียมแบบปอกเปลือกจากการอบแห้งภายใต้อุณหภูมิต่างๆ

ตารางที่ 2 ผลของการสูญเสียปริมาณสารประกอบน้ำมันหอมระเหยในกระเทียมที่อบแห้งกระเทียมที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศต่างๆ

อุณหภูมิอบแห้ง (^{o}C)	ความเร็วอากาศ (m/s)	ปริมาณVolatile oil เริ่มต้น (mg oil/g dry matter)	ปริมาณVolatile oil หลังการอบแห้ง (mg oil /g dry matter)	เปอร์เซ็นต์การสูญเสีย Volatile oil
50	0.7	10.8	2.7	75
50	1.7	7.2	1.5	78
60	0.7	9.6	3.3	65
60	1.7	10.7	3.4	67
70	0.7	9.6	2.8	71
70	1.7	10.6	3.2	70

การสูญเสียสารประกอบน้ำมันหอมระเหย

จากตารางที่ 2 พบว่าเปอร์เซ็นต์การสูญเสียน้ำมันหอมระเหยจะสูญเสียมากสุดที่อุณหภูมิ 50 รองลงมาคือ 70^{o}C สำหรับที่ 60^{o}C จะเกิดการสูญเสียน้อยที่สุด นอกจากนี้ยังพบว่า ความเร็วของอากาศไม่มีผลต่อปริมาณของสารประกอบน้ำมันหอมระเหยที่ได้

สรุป

จากการศึกษาการอบแห้งกระเทียมพันธุ์เชียงใหม่ด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศต่างๆ พบว่าสามารถแบ่งช่วงอัตราการอบแห้งออกเป็นสองช่วงคือ ช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกและช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง โดยค่าความชื้นวิกฤติอยู่ในช่วง 67 ถึง 122%d.b. ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกอัตราการแพร่ของความชื้นขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและความเร็วของอากาศที่ใช้ในการอบแห้ง สำหรับในช่วงอัตราการอบแห้งช่วงที่สองการเคลื่อนที่ของน้ำสามารถอธิบายได้ด้วยสมการการแพร่ซึ่งอุณหภูมิจะมีผลต่ออัตราการอบแห้งเพียงอย่างเดียว ลักษณะโครงสร้างเนื้อเยื่อของกระเทียมเมื่อผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่างๆ พบว่าเนื้อของกระเทียมเกิดรูพรุน การอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำรูพรุนที่เกิดขึ้นจะมีขนาดเล็กและเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงขนาดรูพรุนจะโตขึ้น และในการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง

ยังพบอีกว่าเนื้อเยื่อกระเทียมเกิดการหดตัวน้อยกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ สำหรับการเปลี่ยนแปลงสีของกระเทียมโดยวัดในรูปของค่า L, a และ b พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำค่า Lมีค่าสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง ส่วนค่า a และ b มีค่าใกล้เคียงกัน การสูญเสียสารประกอบน้ำมันหอมระเหยพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำมีแนวโน้มเปอร์เซ็นต์การสูญเสียมากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงเช่นกัน ยกเว้นการอบแห้งอบแห้งที่อุณหภูมิ 70°C พบว่ามีเปอร์เซ็นต์การสูญเสียสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C โดยความเร็วของอากาศไม่มีผลต่อการปริมาณของสารประกอบน้ำมันหอมระเหย

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนด้านการเงินในการทำวิจัย

รายการสัญลักษณ์

D = ค่าสัมประสิทธิการแพร่, m^2/h

D_{eff} = ค่าสัมประสิทธิการแพร่ประสิทธิผล, m^2/h

D_o = ค่าคงที่ของสัมประสิทธิการแพร่, m^2/h

M = ความชื้นเฉลี่ย, % d.b.

M_{eq} = ความชื้นสมดุล, % d.b.

M_{in} = ความชื้นเริ่มต้น, % d.b.

M_s = ความชื้นที่ผิวนอกสุดของกระเทียม, % d.b.

E_a = ค่าพลังงาน, kJ/mole-K

k = ค่าคงที่ของการอบแห้ง, m/h

r = รัศมีกระเทียม, m

R = ค่าคงที่ของก๊าซสมบูรณ์, kJ/kg mole-K

t = เวลา, h

T = อุณหภูมิสัมบูรณ์, K

V = ปริมาตรของกระเทียม, m^3

v = ความเร็วของอากาศ, m/s

V_{in} = ปริมาตรเริ่มต้นของกระเทียม, m^3

V_t = ปริมาตรของกระเทียมที่เวลาอบแห้งใดๆ, m^3

เอกสารอ้างอิง

1. ปาริชาติ สักกะทำนุ และ บรรจบ ชุณหสวัสดิกุล (2540), *กระเทียมสมุนไพรเสริมสุขภาพจากงานวิจัยล่าสุด*, พิมพ์ครั้งที่ 8, รวมทัศน์, กรุงเทพฯ, หน้า 21-75.
2. Sharma, G.P. and Prasad (2001), Drying of garlic (allium sativum) cloves by microwave-hot air combination, *Journal of Food Engineering*, Vol. 50, No. 2, pp. 99-105.
3. Ponciano S. Madamba P.S., Driscoll Robert H. and Ken A. Buckle K.A. (1996), The thin-layer drying characteristics of garlic slices, *Journal of Food Engineering*, Vol. 29, No. 1, pp. 75-97.
4. Ambrose C.P. Dawn and Sreenarayanan, V.V. (1998), Studies on the dehydration of garlic, *Journal Food Science Technology*, Vol. 35, No. 3, pp. 242-244.
5. Shankaranarayana, M.O., Abraham, K.O., Raghavan, B. and Natarajan, C.P. (1981), Determination of flavour strength in alliums (onion and garlic), *Indian Food Packer*, Vol. 35, No. 1, pp. 3-8.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การอบแห้งข้าวนึ่งสำหรับข้าวหอมโดยเทคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

THE DRYING FOR PARBOILING AROMATIC RICE USING SUPERHEATED-STEAM FLUIDIZED BED

เฉลิมพร เอี่ยมมิ[1], พัชรี ตั้งตระกูล[2], ชัยยงค์ เตชะไพโรจน์[3], สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

[1]นักศึกษาปริญญาโท, [2]นักวิจัยชำนาญการ, [3]อาจารย์, [4] ศาสตราจารย์

[1,4]คณะพลังงานและวัสดุ , มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ, กรุงเทพฯ

[2]สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร , มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ เขตจตุจักร, กรุงเทพฯ

[3]คณะวิศวกรรมศาสตร์และเทคโนโลยีอุตสาหกรรม, มหาวิทยาลัยศิลปากร สนามจันทร์, นครปฐม

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้ได้ศึกษาการอบแห้งข้าวนึ่งสำหรับข้าวหอมด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดมีไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลาง ซึ่งพิจารณาถึงอิทธิพลของระยะเวลาที่ใช้ในการแช่ข้าวเปลือกและระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้งที่มีต่อการเพิ่มปริมาณต้นข้าว สี White belly คุณภาพการหุงต้มและ การเกิด gelatinization ทำการทดลองโดยใช้ข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นก่อนแช่ 15.7% d.b. แช่ในน้ำอุณหภูมิ 80°C เป็นเวลา 0.5-3 ชั่วโมง จากนั้นนำมาอบแห้ง ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C เป็นระยะเวลา 0.5-7 นาที ความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่งเท่ากับ 3.0 m/s และความสูงของเบด 10 cm จากผลการศึกษาพบว่า การแช่และการอบแห้งสามารถเพิ่มปริมาณต้นข้าวได้สูงสุด 67.9% เมื่อแช่เป็นระยะเวลา 3 ชั่วโมง และอบแห้ง 2 นาที โดยคุณภาพด้านความขาว จะลดลงตามเวลาที่เพิ่มขึ้นของการแช่และการอบแห้ง ส่วน White belly จะเพิ่มสูงขึ้นกว่าข้าวอ้างอิงทุกเงื่อนไขการทดลอง นอกจากนี้ จากการวิเคราะห์การเกิด gelatinization ด้วยเครื่อง DSC ข้าวที่แช่นาน 3 ชั่วโมงและอบแห้ง 2 นาที เกิดการ gelatinization มากกว่าข้าวที่แช่เป็นระยะเวลา 2 ชั่วโมงและอบแห้ง 2 นาทีโดยมี Degree of gelatinization เท่ากับ 88.5% และ78% ตามลำดับ

ABSTRACT This research is to study the drying for parboiling aromatic rice using superheated steam fluidized bed drying. The effects of soaking times and drying times on the head rice yield, color, white belly, cooking quality and gelatinization are considered. In the experiments, paddy with initial moisture content of 15.7% d.b. was soaked by hot water at temperature of 80°C for 0.5-3 hours. Next, paddy was dried at 150°C for 0.5-7 minutes at superheated steam velocity of 3.0 m/s and bed height of 10 cm. Experimental results found that the soaking time of 3 hour and drying time of 2 minutes provide considerable increase in head rice yields which the maximum value of 67.9%. Moreover, whiteness are the good criteria; however, it will be reduced with increase in soaking and drying time. White belly of all condition are increased more than rice reference. Besides, the gelatinization analysis by DSC, paddy with soaking time of 3 hours and drying 2 minutes appears to have the gelatinization more than the one with

soaking time of 2 hours and drying 2 minutes (Degree of gelatinization of 88.5 and 78% for soaking time of 3 and 2 hours respectively).

Keywords: การอบแห้งข้าวเปลือก, ข้าวหอมมะลิ, ฟลูอิไดซ์เบด

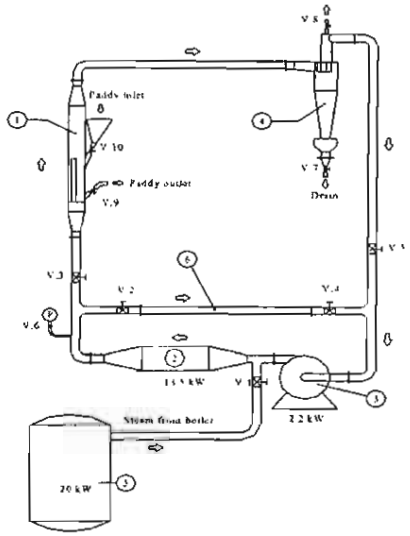
บทนำ

ประเทศไทยเป็นประเทศที่ผลิตข้าวหอมที่สำคัญ ผลผลิตข้าวหอมนอกจากใช้บริโภคในประเทศยังสามารถส่งออกในปีหนึ่งๆนั้นมีมูลค่าหลายพันล้านบาท ข้าวนึ่งเป็นส่วนหนึ่งของมูลค่าข้าวที่ประเทศไทยส่งออกในแต่ละปี การผลิตข้าวนึ่งแบ่งออกได้เป็น 3 ขั้นตอนหลักๆคือ การแช่ (Soaking) การนึ่ง (Steaming) และการอบแห้ง (Drying) ถ้าสามารถลดขั้นตอนการผลิตโดยการรวมกระบวนการในการผลิตซึ่งจะสามารถลดต้นทุนและประหยัดพลังงานในขั้นตอนนั้นด้วย ซึ่งจะทำให้ประเทศไทยสามารถแข่งขันและมีความได้เปรียบทางด้านการค้ามากขึ้น Kar และคณะ [1] พบว่าความร้อนจะทำให้น้ำแพร่เข้าไปในเมล็ดได้อย่างรวดเร็ว ทำให้สามารถลดระยะเวลาในกระบวนการผลิตข้าวนึ่งลงได้มาก แต่ระยะเวลาและอุณหภูมิตลอดจนน้ำที่ใช้ในการแช่มีอิทธิพลต่อคุณภาพข้าวนึ่งที่ได้ Bhattacharya [2] ได้นำข้าวเปลือกไปทำการแช่น้ำอุณหภูมิ 70°C เป็นระยะเวลา 3 ชั่วโมงจากนั้นจึงนำไปนึ่งด้วยไอน้ำภายใต้ความดันต่างๆ คือ 101-304 kPa (ระบบปิด) ระยะเวลา 0-60 นาที พบว่าการเปลี่ยนสีของข้าวนึ่ง ทั้งหมดเป็นไปตามจลนศาสตร์อันดับศูนย์ ถ้าระยะเวลาที่ใช้ในกระบวนการผลิตนานและความดันที่ใช้เพิ่มมากขึ้น จะมีผลทำให้ข้าวสารที่ได้มีความเหลืองเพิ่มขึ้น Toshinori และคณะ [3] ได้ศึกษาถึงผลกระทบของอุณหภูมิและระยะเวลาในการนึ่ง พบว่าเมื่ออุณหภูมินึ่งสูงร้อยละความขาวของเมล็ดข้าวจะลดลงและเมื่อระยะเวลาในการนึ่งมากขึ้นความขาวของเมล็ดข้าวมีแนวโน้มลดลง Taechapairoj และคณะ [4] ได้ศึกษา การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ที่ความชื้นเริ่มต้น 44.4% มาตรฐานแห้ง ให้เหลือความชื้นสุดท้าย 16-28% มาตรฐานแห้ง โดยใช้อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 150-170°C ความสูงของเบด 10-15 cm และความดันสมบูรณ์ของไอน้ำในระบบเหนือบรรยากาศเล็กน้อย พบว่าอุณหภูมิของไอน้ำมีผลต่อการอบแห้งมากกว่าความสูงของเบดและความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกมีอิทธิพลต่อร้อยละ White belly นอกจากนี้ พบว่าทำให้ได้ปริมาณต้นข้าวเพิ่มขึ้น แต่สีของข้าวสารที่ขัดสีแล้วมีสีที่เข้มขึ้นเมื่ออุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้นและเมื่อนำไปทดสอบคุณภาพจะมีลักษณะคล้ายข้าวนึ่งมาก จากกระบวนการผลิตข้าวนึ่งดังกล่าวข้างต้น อาจรวมขั้นตอนการนึ่งและการอบแห้งเข้าเป็นขั้นตอนเดียวกันโดยการประยุกต์ใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการนึ่งและอบแห้งในฟลูอิไดซ์เบด จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีข้อดีบางประการ เช่น อัตราการอบแห้งสูงและการกำจัดกลิ่นของผลิตภัณฑ์ เป็นต้น [5, 6]

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้จึงได้ศึกษาผลของการผลิตข้าวนึ่งโดยการรวมกระบวนการนึ่งและการอบแห้งข้าวนึ่งข้าวหอมไว้ด้วยกัน ตลอดจนสมบัติของข้าวทางด้านกายภาพและการเกิด gelatinization ของข้าวหอมที่ได้หลังจากผ่านกระบวนการอบแห้งข้าวนึ่งโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดที่ใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลาง

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองศึกษาในการงานวิจัยนี้เป็นเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด โดยมีไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางชนิดอบแห้งเป็นงวด แสดงดังรูปที่ 1 มีรายละเอียดดังนี้ ห้องอบแห้งเป็นรูปทรงกระบอกทำด้วยสแตนเลส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 cm และสูง 100 cm อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater) มีขนาด 13.5 kW โดยมีเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID มีค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$ พัดลม (Blower) เป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง (Backward – curved centrifugal blower) มอเตอร์ขนาด 2.2 kW สามารถปรับความเร็วรอบของพัดลมได้ เครื่องดักฝุ่น (Cyclone) เป็นแบบ Reverse flow ทำด้วยสแตนเลส เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler) ออกแบบความดันใช้งานสูงสุด 3.5 bars โดยมีวาล์วระบายไอน้ำเพื่อระบายไอน้ำเมื่อความดันเกินพิกัด ตั้งที่ค่าความดัน 3.5 bars ความสามารถผลิตไอน้ำได้ 31 kg/h ที่อุณหภูมิ $100^{\circ}C$ ความดันบรรยากาศ หรือเทียบได้กับพลังงานความร้อน 20 kW ใช้ไฟฟ้า 380/3/50



รูปที่ 1 ไดอะแกรมระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการทดลอง 1) Drying chamber 2) Superheater; 3) Blower; 4) Cyclone; 5) Boiler; 6) Bypass line; 7) V= Valve, P = Pressure gauge

เงื่อนไขการทดลองในงานวิจัยนี้คือแช่ข้าวเปลือกที่อุณหภูมิน้ำแช่ $80^{\circ}C$ เวลาในการแช่ 0.5-3 ชั่วโมง นำไปอบแห้งที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง $150^{\circ}C$ เวลาในการอบแห้ง 0.5-7 นาที ความสูงเบดของข้าวเปลือก 10 cm ความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 3.0 m/s ความดันของระบบเหนือบรรยากาศเล็กน้อยเพื่อป้องกันการรั่วเข้าของอากาศจากนั้นนำข้าวที่ผ่านการอบแห้งแล้วมาปล่อยไว้ให้เย็นตัวลงที่อุณหภูมิห้องภายในถุงปิดสนิทเพื่อป้องกันการสูญเสียความชื้น จากนั้นนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนมีความชื้นเหลือ 16% d.b. สุดท้ายนำข้าวไปทดสอบคุณภาพต่อไปซึ่งการทดสอบคุณภาพต่างๆ จากการทดลองทำการทดสอบ 2 ซ้ำ

สำหรับการหาความชื้นของข้าวเปลือกใช้ตู้อบไฟฟ้า (oven) โดยการวัดความชื้นของข้าวเปลือกจะทำโดยอบข้าวเปลือกตัวอย่างที่อุณหภูมิ$103^{\circ}C$ เป็นเวลา 72 ชั่วโมง สำหรับคุณภาพของข้าวทางด้านกายภาพ

ได้แก่ เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว เปอร์เซ็นต์ความขาว และ % white belly

- เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวคือน้ำหนักของต้นข้าวที่ผ่านการอบแห้งหารด้วยน้ำหนักข้าวเปลือก
- เปอร์เซ็นต์ความขาววัดได้จากเครื่องวัดความขาวของ Kett model C-300
- เปอร์เซ็นต์ white belly คือจำนวนของข้าวที่เป็นจุดขาวขุ่นในเมล็ดข้าวใน 100 เมล็ด โดยการสุ่มตัวอย่าง

นอกจากนี้ ยังได้ทำการวิเคราะห์การเกิด gelatinization โดยใช้เครื่อง Differential Scanning Calorimetry (Pyris-I, Perkin) และโครงสร้างระดับไมโครด้วย Scanning Electron Micrographs (JSM-5600LV/JSM5600 Japan)

ผลและวิจารณ์

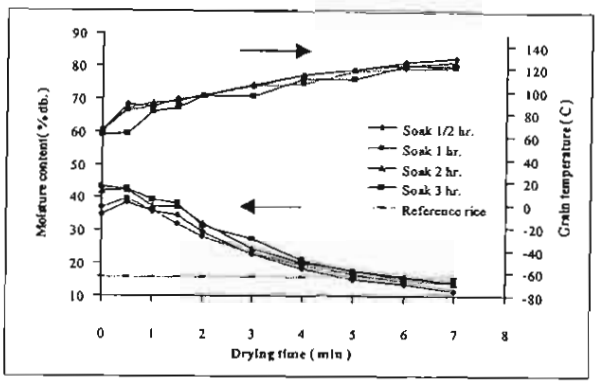
การเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือก

จากรูปที่ 2 แสดงความสัมพันธ์ของร้อยละความชื้นและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกที่เวลาในการแช่และการอบแห้งต่าง ๆ พบว่าความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้นเดียวกัน (15.7% d.b.) เพิ่มขึ้นตามระยะเวลาในการแช่และเมื่อนำไปอบแห้งที่เวลาการอบแห้งต่างกัน พบว่าในช่วงเวลาการอบแห้ง 0.5 นาที ความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นเนื่องจากไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีอุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือก จึงทำให้ไอน้ำเกิดการควบแน่นและเกิดชั้นฟิล์มของของเหลวขวางทิศทางการไหลของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ส่งผลให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นเพิ่มมากขึ้นซึ่งเปรียบเทียบได้กับช่วงการนึ่ง (Steaming) ของการผลิตข้าวนึ่งและเมื่อระยะเวลาการอบแห้งเพิ่มมากขึ้นความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกลดลงมีแนวโน้มใกล้เคียงกันเป็นไปตามจลนศาสตร์ของการอบแห้ง เพราะว่าความชื้นของเมล็ดส่วนใหญ่จะอยู่ที่ภายในเมล็ด อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกจึงเพิ่มมากขึ้นตามระยะเวลาการอบแห้งโดยอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่ระยะเวลาสั้นเพิ่มขึ้นเร็วกว่าเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านระยะเวลาการแช่นาน เนื่องจากเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่ระยะเวลาสั้นมีความชื้นน้อยกว่าทำให้เกิดช่วงระยะเวลาการอบแห้งลดลงเร็วกว่า ส่งผลให้ผิวของเมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อเปรียบเทียบกับข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลานานเมล็ดข้าวเปลือกยังมีความชื้นสูงจึงมีช่วงอัตราการอบแห้งคงที่นานอุณหภูมิเมล็ดจึงเพิ่มขึ้นช้ากว่า

ปริมาณต้นข้าว

รูปที่ 3 แสดงความสัมพันธ์ของร้อยละความชื้นและร้อยละต้นข้าว ที่เวลาในการแช่และการอบแห้งที่เวลาต่าง ๆ จากการทดลองพบว่าเมื่อความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกเริ่มต้นที่ผ่านการแช่อย่างเดียว (เวลาการอบแห้ง 0 นาที) มีค่าต่ำ จะได้ร้อยละต้นข้าวลดลงต่ำกว่าข้าวอ้างอิง (50.2%) และถ้าความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกสูงขึ้นตามระยะเวลาการแช่ที่นานขึ้น ร้อยละต้นข้าวจะเพิ่มสูงขึ้นตามไปด้วย ร้อยละต้นข้าวของข้าวเปลือกที่ผ่าน การอบแห้งตามระยะเวลาต่างๆ จะสูงขึ้นและค่อนข้างคงที่ (66-68% มาตรฐานแห้ง) ที่ความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวเปลือกสูงและจะลดลงอย่างรวดเร็วที่ความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 18-20% มาตรฐานแห้งเนื่องจากการเกิดgelatinization สามารถอธิบายได้ดังนี้ ภายในเมล็ดข้าวนั้นประกอบด้วยกลุ่มแป้งและโปรตีนเกาะตัวกัน ส่วนที่เป็นแอมิโลสจะละลายและดูดซับน้ำทำให้เกิดการพองตัวของเม็ดแป้งเมื่อได้รับอุณหภูมิสูงกัน

ส่วนที่เป็นแอมิโลสจะละลายและดูดซับน้ำทำให้เกิดการพองตัวของเม็ดแป้งเมื่อได้รับอุณหภูมิสูงขึ้นและทำให้โครงสร้างของเม็ดแป้งเกิดการเปลี่ยนแปลงแบบผันกลับไม่ได้ เช่นส่วนผลึกหาย

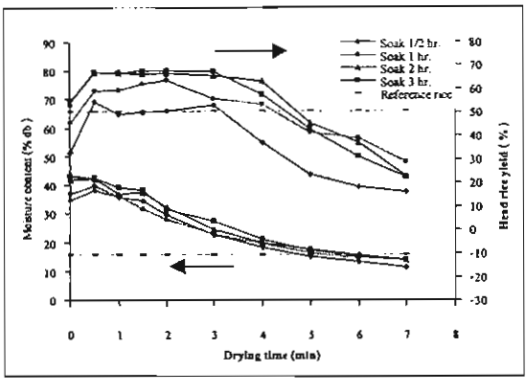


รูปที่ 2 ความสัมพันธ์ของร้อยละความชื้นและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกที่เวลาในการแช่และการอบแห้งต่าง ๆ

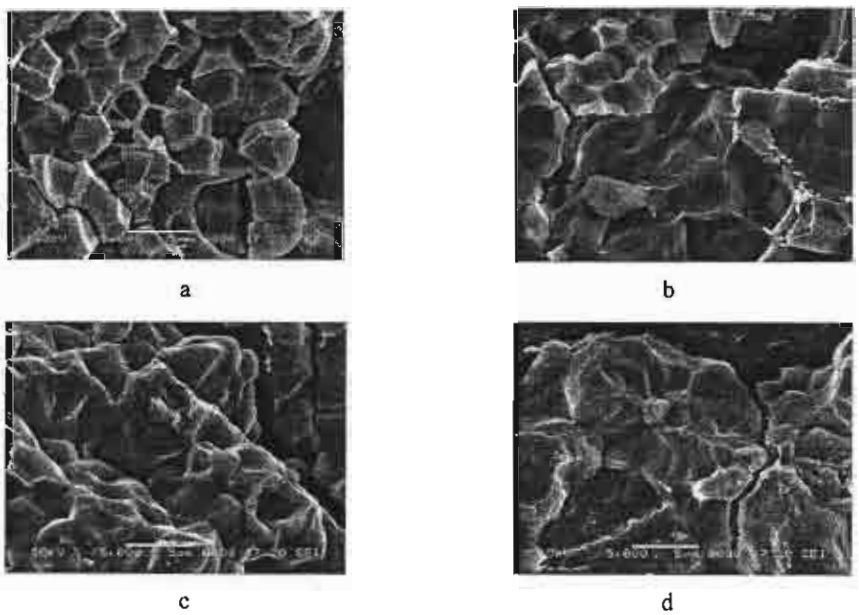
ไป (Crystalline melting) ไม่เห็นลักษณะกากบาท (Loss of birefringence) โดยโมเลกุลจะยึดเกาะเข้าด้วยกันทำให้โครงสร้างแข็งแรงขึ้น [7] รอยร้าวหรือรอยแตกภายในเมล็ดสามารถประสานกันมากขึ้นดังรูปที่ 4 และเมื่อนำมาทำให้แห้งเมล็ดข้าวจะมีลักษณะแข็งใสเหนียวทนต่อการขัด เมื่อนำเมล็ดไปขัดสีจะได้ร้อยละต้นข้าวสูง การเกิด gelatinization มากหรือน้อยขึ้นกับอุณหภูมิ ปริมาณความชื้นในเมล็ดข้าวเปลือก และระยะเวลาที่เหมาะสม ถ้าความชื้นเริ่มต้นสูงจะทำให้ช่วงเวลาการเกิดgelatinization มากขึ้นส่งผลให้ร้อยละต้นข้าวสูง ซึ่งสอดคล้องกับผลการวิเคราะห์การเกิดgelatinization ของข้าวที่ผ่านกระบวนการโดยเครื่อง DSC ดัง ตารางที่ 1 ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ข้าวที่แช่ระยะเวลานานขึ้นมีร้อยละต้นข้าวสูงขึ้น จากการทดลองใช้อุณหภูมิน้ำแช่เริ่มต้น 80°C ซึ่งสูงกว่าอุณหภูมิการเกิด gelatinization ของข้าวขาวดอกมะลิ 105 ซึ่งมีอุณหภูมิการเกิด gelatinization ประมาณ 64-68°C [8] ในกรณีที่ร้อยละต้นข้าวที่เวลาการแช่ 0.5 และ 1 ชั่วโมงต่ำกว่าข้าวอ้างอิง เนื่องจากช่วงเวลาในการเกิด gelatinized สั้นทำให้ได้ร้อยละต้นข้าวลดลงและสาเหตุที่ความชื้นสุดท้ายต่ำที่เวลา การอบแห้งต่าง ๆ ได้ร้อยละต้นข้าวลดลงต่ำมาก เนื่องจากใช้เวลาการอบแห้งนานเกินไปทำให้ปริมาณความร้อนส่วนใหญ่ที่ใช้ในการระเหยน้ำถูกนำไปเพิ่มอุณหภูมิแก่เมล็ดข้าวเปลือกเมล็ดข้าวจึงมีอุณหภูมิสูงขึ้นมากเกิน โครงสร้างเม็ดแป้งเกิดการเปลี่ยนแปลงถึงขั้นเกิดเป็นโพรงอากาศลักษณะคล้ายการเดือดของน้ำแป้งขึ้นภายในเมล็ดข้าวดังรูปที่ 5 ทำให้เกิดการแตกหักได้ง่ายและอีกประการหนึ่งเมื่อนำเมล็ดข้าวเปลือกออกจากห้องอบแห้ง เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิสูงและเกิดการเย็นตัวอย่างรวดเร็วจึงเกิดความแตกต่างของอุณหภูมิและความชื้นที่บริเวณผิวและแกนกลางของเมล็ด ทำให้เกิดความเค้นขึ้นภายในเมล็ดนำไปสู่การเกิดรอยร้าว เมื่อนำไปขัดสีจึงได้ร้อยละต้นข้าวลดลง

ความขาวของข้าวสาร

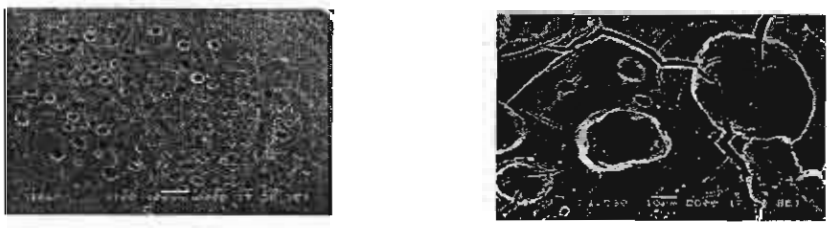
รูปที่ 6 แสดงความสัมพันธ์ของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและความขาวของข้าวสาร ที่เวลาในการ



รูปที่ 3 ความสัมพันธ์ของร้อยละความชื้นและร้อยละต้นข้าว ที่เวลาในการแช่และการอบแห้งที่เวลาต่าง ๆ

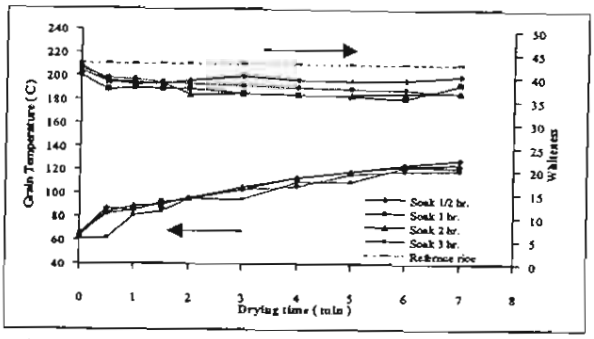


รูปที่ 4 ลักษณะการเกิดgelatinizationของข้าวโดยเครื่อง Scanning electron micrographs
(a)โครงสร้างของเม็ดสตาร์ชข้าวอ้างอิง (b) ข้าวที่ผ่านการแช่ 0.5 และอบแห้ง 2 นาที
(c)ข้าวที่ผ่านการแช่ 1 ชั่วโมงและอบแห้ง 2 นาที (d) ข้าวที่ผ่านการแช่ 2 ชั่วโมงและอบแห้ง 2 นาที



รูปที่ 5 ลักษณะการเกิดgelatinizationของข้าวที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลา 0.5 ชั่วโมง และอบแห้ง 7 นาที โดยเครื่อง Scanning electron micrographs (a) ภาพขยาย X100 (b) ภาพขยาย X 1000

แช่และการอบแห้งที่เวลาต่าง ๆ จากการทดลองพบว่าข้าวที่ผ่านการแช่และการอบแห้งจะมีความขาวลดลงต่ำกว่าข้าวอ้างอิงในทุกเงื่อนไขการทดลอง การเปลี่ยนแปลงสีของข้าวดังกล่าวเป็นผลเนื่องมาจากสารประกอบ



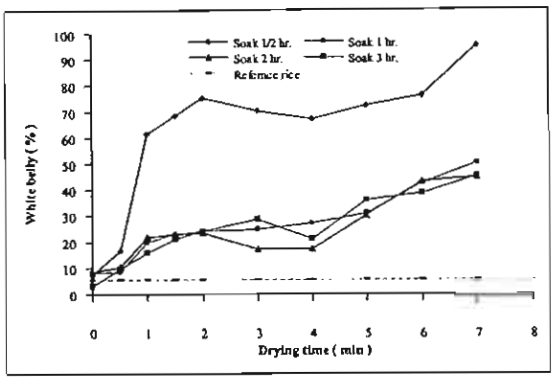
รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและความขาวของข้าวสาร ที่เวลาในการแช่และการอบแห้งที่เวลาต่าง ๆ

ที่อยู่ในเมล็ดข้าวเปลือกเกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมีโดยเกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาล (Browning reaction) แบบเมลลาร์ด โดยมีความร้อนเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เมื่อน้ำตาลที่มีอยู่ในข้าวได้รับความร้อน ซึ่งความร้อนจะไปทำให้พันธะระหว่างโมเลกุลภายในน้ำตาลหลุดออกจากกันกลายเป็นน้ำตาลโมเลกุลต่ำและเมื่อให้ความร้อนต่อไปพันธะภายในน้ำตาลโมเลกุลต่ำจะหลุดออกจากกันและเกิดเป็นสารประกอบคีโตนขึ้นมา ซึ่งสารดังกล่าวเป็นสารที่ทำให้เกิดสีคล้ำในเมล็ดข้าวและสีน้ำตาลอาจมีส่วนเกิดจากสีของเปลือกข้าวซึมแพร่เข้าสู่เนื้อเมล็ดขณะแช่และติดแน่นขณะอบแห้ง ระหว่างการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีช่วงการเกิดการควบแน่นของไอน้ำอุณหภูมิของเมล็ดต่ำกว่าจุดเดือดของน้ำและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วทำให้เกิดความแตกต่างของความดันไอภายในเมล็ดข้าวเปลือก ความดันไอภายนอกเมล็ดจะสูงกว่าภายในเมล็ดจึงเกิดการแพร่ความชื้นเข้าภายในเมล็ดและพาเอาสารประกอบและสารสีของข้าวเปลือกและข้าวกล้องที่อยู่บริเวณผิวซึมแพร่เข้าไปภายในเมล็ด ด้วยเหตุดังกล่าวจึงทำให้ข้าวมีความขาวลดต่ำลงหรือมีสีเหลืองเพิ่มขึ้นตามระยะเวลาที่ใช้ในการแช่และอบแห้ง

ร้อยละ White belly

รูปที่ 7 แสดงความสัมพันธ์ของปริมาณ White belly ของข้าวสาร ที่เวลาในการแช่และการอบแห้งที่เวลาต่าง ๆ พบว่าปริมาณ White belly ของข้าวสารเพิ่มขึ้นมากกว่าข้าวอ้างอิงในทุกเงื่อนไขการทดลอง ข้าวที่ผ่านการแช่ระยะเวลาสั้นและอบแห้งระยะเวลานานจะมีแนวโน้มการเพิ่มในปริมาณที่สูงขึ้นกว่าข้าวที่แช่ระยะเวลาการแช่มากขึ้นและระยะเวลา การอบแห้งน้อยลง จากคุณสมบัติของข้าวที่ใช้ในการทดลองคือ ข้าวขาวดอกมะลิ 105 เป็นพันธุ์ข้าวที่มีปริมาณแอมิโลสต่ำ จากการทดลองพบว่าปริมาณ White belly เพิ่มขึ้น สามารถอธิบายได้คือ White belly เกิดจากการหักเหของแสงที่ส่องผ่านเมล็ดข้าวทำให้มองเห็นมีลักษณะขาวขุ่นตรงกลางเมล็ดข้าวสาร [9] เนื่องจากแอมิโลเพกตินมีโครงสร้างของโมเลกุลเป็นกิ่งก้านสาขาเมื่อเกิดการพองตัวเป็นเจลโมเลกุลซ้อนทับกันแสงที่สองผ่านจึงเกิดการหักเหทำให้มองเห็นเมล็ดข้าวมีลักษณะขาวขุ่น

ส่วนแอมิโลสโครงสร้างของโมเลกุลเป็นเส้นตรงการหักเหของแสงจึงน้อยกว่า ดังนั้นในช่วงที่ใช้ระยะเวลาการอบแห้งที่มากขึ้นข้าวที่มีปริมาณแอมิโลสต่ำเมื่อเกิด gelatinization ภายในเมล็ดขึ้นปริมาณ



รูปที่ 7 ความสัมพันธ์ของปริมาณ White belly ของข้าวสาร ที่เวลาในการแช่และการอบแห้งที่เวลาต่าง ๆ

แอมิโลสไม่สามารถไปแทรกอุดตามโครงสร้างของแอมิโลเพกตินภายในเมล็ดได้ทั่วถึงและนอกจากนี้โครงสร้างของเม็ดแป้งเปลี่ยนแปลงมีลักษณะเกิดเป็นโพรงอากาศคล้ายการเดือดของน้ำแป้ง(รูปที่ 5) ทำให้เกิดการหักเหของแสงมากขึ้นจึงมีปริมาณ White belly เพิ่มมากขึ้นตามไปด้วย

การเกิด gelatinization ของข้าวโดยใช้เครื่อง Differential Scanning Calorimeter (DSC)

การวิเคราะห์ค่าเอนทัลปีที่เปลี่ยนแปลง (ΔH) แสดงผลดังตารางที่ 1 จะเห็นว่า T_{onset} หรืออุณหภูมิเริ่มต้นในการเกิด gelatinized ของข้าว, T_{peak} หรืออุณหภูมิสูงสุดในการเกิด gelatinized และ $T_{conclusion}$ หรืออุณหภูมิสุดท้ายในการเกิด gelatinized ของข้าวที่ผ่านการแช่และอบแห้งสูงขึ้นจากข้าวอ้างอิง แสดงให้เห็นว่าข้าวที่ผ่านการแช่และอบแห้งได้เกิดการเจลาทิไนซ์ไปบางส่วนแล้ว ค่า ΔH หรือพลังงานที่เปลี่ยนแปลงระหว่างการเกิด gelatinized จะแสดงถึงการใช้พลังงานความร้อนในการทำให้ข้าวสุก จากตารางที่ 1 จะเห็นว่าข้าวอ้างอิง

ตารางที่ 1 ผลการวิเคราะห์การเกิด gelatinization ของข้าวโดยใช้เครื่อง DSC

ตัวอย่างข้าว	Temperature(^{o}C)			ΔH	Degree
	T onset	T peak	T conclusion	(J/g)	of gelatinization
อ้างอิง 15.7% มาตรฐานแห้ง	63.8	69.0	72.3	3.32	0
แช่ 0.5 ชั่วโมง	63.7	68.8	70.9	3.27	1.5
แช่ 1 ชั่วโมง	63.9	68.7	72.2	3.11	6.3
แช่ 2 ชั่วโมง	63.6	68.7	72.3	2.9	12.6
แช่ 3 ชั่วโมง	63.7	68.7	72.0	2.62	21.1
แช่ 0.5 ชั่วโมงอบแห้ง 2 นาที	63.8	68.8	71.9	2.28	31.3
แช่ 1 ชั่วโมงอบแห้ง 2 นาที	63.9	68.8	72.0	1.29	61.1
แช่ 2 ชั่วโมงอบแห้ง 2 นาที	68.0	68.8	71.7	0.73	78.0
แช่ 3 ชั่วโมงอบแห้ง 2 นาที	68.2	68.8	71.7	0.38	88.5

ค่า ΔH จะลดลงตามระยะเวลาการแช่เช่นกันนั่น แสดงถึงว่าข้าวที่ผ่านการแช่ ได้เกิดการ gelatinized ไปบางส่วนแล้วจึงใช้พลังงานความร้อนในการทำให้ข้าวสุกน้อยลง ข้าวที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลา 3 ชั่วโมง มีค่า ΔH น้อยกว่าข้าวที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลา 0.5 ชั่วโมง แสดงให้เห็นว่าข้าวที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลายาวนานจะเกิดการเจลาทิไนซ์มากกว่าข้าวที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลาสั้นซึ่งเมื่อนำมาคิดเป็น Degree of gelatinization ข้าวที่แช่ 0.5 ชั่วโมงจะมีค่า 1.5% และข้าวที่แช่ 3 ชั่วโมงจะมีค่า 21% และเมื่อผ่าน การอบแห้งที่ระยะเวลา 2 นาที ข้าวที่แช่ 0.5 ชั่วโมงจะมีค่า 31.3% และข้าวที่แช่ 3 ชั่วโมงจะมีค่า 88.5% จากการวิเคราะห์การเกิด gelatinization ของข้าวโดยใช้เครื่อง DSC นี้เป็นการยืนยันว่าข้าวที่แช่นานกว่า (แช่ 3 ชั่วโมง) เกิดการgelatinization มากกว่าข้าวที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลาน้อยกว่า (แช่ 0.5 ชั่วโมง) ที่ระยะเวลาในการอบแห้งค่าเดียวกัน

สรุปผลการทดลอง

จากการศึกษาการอบแห้งข้าวนึ่งสำหรับข้าวหอมโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง พบว่าร้อยละต้นข้าวเพิ่มมากขึ้นเมื่อใช้ระยะเวลาการแช่และอบแห้งนานขึ้นซึ่งได้ร้อยละต้นข้าวสูง 65-67% ที่เวลาการอบแห้ง 1.5-3 นาที และลดลงเมื่อใช้เวลาการอบแห้งมากกว่า 3 นาทีขึ้นไป เมื่อใช้เวลาในการอบแห้งนานความร้อนที่เพิ่มขึ้นเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลของข้าวจึงส่งผลให้ความขาวของข้าวลดลงตามการเพิ่มขึ้นของระยะเวลาการแช่และการอบแห้ง เมื่อเวลาในการอบแห้งนานขึ้นทำให้ช่วงเวลาการเกิดgelatinization มากขึ้น แต่เนื่องจากพันธุ์ข้าวที่ใช้ทดลองเป็นพันธุ์ข้าวที่มีแอมิโลสต่ำ ทำให้แอมิโลสไม่สามารถอุดตามรอยแตกร้าวได้ทั่วถึงส่งผลทำให้ปริมาณ White belly เพิ่มมากขึ้นในทุกเงื่อนไขการทดลอง การทดสอบเนื้อสัมผัสของข้าวสุก เวลาอบแห้งที่เพิ่มขึ้นมีผลทำให้ข้าวสุกมีความแข็งและร่วนมากขึ้น เนื่องจากการเกิด gelatinization ทำให้ความสามารถในการดูดซับน้ำและละลายน้ำลดลง และจากการวิเคราะห์การเกิด gelatinization ของข้าวด้วยเครื่อง DSC เป็นการยืนยันว่าข้าวที่แช่และอบแห้งที่ระยะเวลานานกว่าจะเกิดการgelatinization มากกว่า โดยมีร้อยละDegree of gelatinization สูงสุดเท่ากับ 88.5% ที่ระยะเวลาการแช่ 3 ชั่วโมงและอบแห้ง 2 นาที

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนอย่างต่อเนื่อง

เอกสารอ้างอิง

1. Kar, N., Jain, R.K., Srivastav. P.P. (1999), Parboiling of Dehusked Rice, *Journal of Food Engineering*, Vol. 9, pp.17-22.

2. Bhattacharya, S. (1996), Kinetics on Colour Changes in Rice due to Parboiling, *Journal of Food Engineering*, Vol. 29, pp. 99-106.

3. Toshinori, K., Bhattacharya, K.R., and Ali, S.Z. (1993), Effect of Processing Conditions on the Color

Intensity of Parboiled Rice, *Journal of Society of Agricultural Structures Japan*, Vol. 20, No. 1, pp. 153-160.

4. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronarit, S., Wetchacama, S., and Prachayawarakorn, S. (2003), Superheated Steam Fluidised Bed Paddy Drying , *Journal of food Engineering* , pp. 67-73.
5. Tang, Z., Cenkowski, S. and Muir, W.E. (2000), Dehydration of sugar-beet pulp in superheated steam and hot air, *Transactions of the ASAE*, Vol. 43(3), pp. 685-689.
6. Iyota, H., Nishimura, N., Onuma, T. and Nomura, T. (2001), Drying of sliced raw potatoes in superheated steam and hot air, *Drying Technology*, Vol.19(7), pp.1411-1424.
7. Lai, H. (2000), Effects of Hydrothermal Treatment on the Physicochemical Properties of Pregelatinized Rice Flour, *Food Chemistry*, Vol. 72, pp. 455-463.
8. ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี, กรมวิชาการเกษตร. (2542), การวิเคราะห์คุณภาพข้าวหอมมะลิทางเคมี, ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี สถาบันวิจัยข้าว กรมวิชาการเกษตร, 70 หน้า
9. Kim, S.S., Lee, S.E., Kim, O.W., Kim, D.C. (2000), Physicochemical Characteristics of Chalky Kernels of Cook Rice, *Cereal Chemistry*, Vol.77, pp. 376-379.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

อิทธิพลของการกระจายขนาดรูพรุนที่มีต่อการเคลื่อนที่ของน้ำในวัสดุรูพรุน

EFFECT OF PORE SIZE DISTRIBUTION ON WATER TRANSPORT INSIDE POROUS MATERIALS

ปรีดา ปรากฏมาก[1,*] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2]

[1] *คณะพลังงานและวัสดุ* [2] *คณะวิศวกรรมศาสตร์*

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการพัฒนาแบบจำลองโครงข่ายวัสดุรูพรุนแบบสองมิติ เพื่อศึกษาอิทธิพลของรูปแบบการแจกแจงขนาดท่อรูพรุนที่มีต่ออัตราการอบแห้ง ภายใต้สภาวะอุณหภูมิคงที่โดยใช้สมการการแพร่ในสภาวะไม่คงตัวตามกฎของฟิค มาอธิบายกลไกการเคลื่อนที่ของน้ำในวัสดุรูพรุน โดยรูพรุนมีรูปแบบสุ่มการแจกแจงแบบเส้นโค้งปกติและการแจกแจงแบบเอกรูปภายใต้ฟังก์ชันความหนาแน่นของความน่าจะเป็น ผลของการแจกแจงขนาดรูพรุนที่มีต่ออัตราการเคลื่อนที่ของน้ำภายในโครงข่ายรูพรุนอธิบายด้วยค่าความชื้นเฉลี่ยและทัศนะการกระจายความชื้นภายในโครงข่ายซึ่งแสดงเป็นความเข้มสีระดับเทา ผลการศึกษาพบว่าเมื่อเปลี่ยนลักษณะทางโครงสร้างของโครงข่ายให้เป็นระเบียบในลักษณะแบบก้นหอย (Spiral) พบว่าโครงข่ายที่จัดเรียงแบบ Inward spiral ให้การแพร่ของน้ำดีกว่าโครงข่ายที่เรียงแบบ Outward spiral

Abstract

This research was theoretically studied on the water transport in a 2-D pore network by considering the influence of throat distribution on drying rate under unsteady state condition. The moisture movement within network of pores is presumably followed with Fick's law of diffusion. The simulations have shown that the moisture movement within network of pores randomly distributed according to probability density functions i.e. uniform and normal distributions becomes different which can be interpreted by the average moisture content. A 2-D representation of network composition gradients in spaces has been developed using grey-scale colour to represent pore moisture content.In addition to pore size distribution, the geometrically arranged pore network shows some effect in which the spiral inward structure shows the higher potential capability of removing water from the network, comparing to either random or spiral outward structures.

คำสำคัญ : การอบแห้ง/โครงข่ายรูพรุน / วัสดุรูพรุน

* **Corresponding author**. Tel.: 0-1711-9781 E-mail address: preedaenergy@yahoo.com

1. บทนำ

ปัจจุบันการอบแห้งวัสดุรูพรุนมีความสำคัญในอุตสาหกรรมหลายประเภทเช่น การเคลือบผิววัสดุ การอบแห้งอาหาร กระดาษ สิ่งทอ ไม้ วัสดุก่อสร้าง เซรามิก อุปกรณ์อิเล็กทรอนิกส์และยาเป็นต้น ประโยชน์ของการอบแห้งวัสดุรูพรุนก็เพื่อลดปริมาตรและน้ำหนัก เพื่อการถนอมรักษาอาหาร ตลอดจนช่วยให้กระบวนการการผลิตดีขึ้น กลไกการเคลื่อนที่ของน้ำในระดับรูพรุนซึ่งมีโครงสร้างภายในที่ซับซ้อนยากต่อการทำความเข้าใจ ดังนั้นการพัฒนาแบบจำลองเชิงคณิตศาสตร์ของโครงข่ายรูพรุนมีส่วนช่วยทำให้เข้าใจสภาพการเคลื่อนที่ของน้ำภายในวัสดุรูพรุน และเป็นแนวทางในการสามารถปรับปรุงประสิทธิภาพของผลิตภัณฑ์ให้ดีขึ้น

เดิมทีมีการใช้แบบจำลองโครงข่ายรูพรุนเพื่ออธิบายการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในคะตะลิสต์และการไหลของน้ำในช่องว่างหินใต้ผืนดิน[1] ต่อมาได้มีการนำหลักการดังกล่าวเข้ามาประยุกต์ใช้ในการอธิบายการอบแห้งวัสดุรูพรุน ซึ่งมีการศึกษากันอย่างแพร่หลายอาทิเช่น ศึกษาปัจจัยของอุณหภูมิที่มีต่อความชื้นภายในวัสดุโดย Huinink และคณะ[2] พบว่าความแตกต่างของอุณหภูมิภายในวัสดุมีผลทำให้การลดลงของความชื้นภายในวัสดุไม่สม่ำเสมอและในบางบริเวณไม่สามารถกำจัดออกไปได้ นอกจากนี้ลักษณะทางกายภาพของโครงสร้างรูพรุนก็เป็นปัจจัยที่สำคัญในการอบแห้งเช่นกัน ซึ่งโดยทั่วไปโครงสร้างรูพรุนประกอบไปด้วยท่อรูพรุนขนาดต่างๆที่ไม่เท่ากัน ถ้าท่อมีขนาดใหญ่โมเลกุลจะเคลื่อนที่ผ่านได้สะดวกกว่าท่อที่มีขนาดเล็ก อย่างไรก็ตามในกรณีที่มีท่อเล็กและใหญ่มีการเชื่อมต่อกันเป็นโครงข่ายอย่างอิสระต่อกัน การเคลื่อนที่ของของเหลวอาจมีการแพร่ของโมเลกุลที่แตกต่างกันไปด้วย Rigby และ Sandra[3] ได้ศึกษาลักษณะโครงสร้างของวัสดุรูพรุนพบว่า เมื่อขนาดอนุภาคเล็กลงจะทำให้สัดส่วนรูพรุนขนาดใหญ่ถูกรูพรุนขนาดเล็กบดบังลดลง และจากการศึกษาของ Portsmouth และ Gladden[4] พบว่าการเพิ่มค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานของการกระจายขนาดรูพรุนจะมีผลกระทบจากรูพรุนขนาดเล็กเพิ่มขึ้นส่งผลให้ประสิทธิภาพการเคลื่อนที่ของของไหลภายในโครงข่ายรูพรุนลดลง จากผลการศึกษาข้างต้นทำให้ทราบว่าการเปลี่ยนแปลงรูปแบบการกระจายขนาดรูพรุนในโครงข่ายมีผลกระทบต่อการแพร่ของโมเลกุลโดยตรง ดังนั้นในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ที่จะนำแบบจำลองของโครงข่ายวัสดุรูพรุนสองมิติสร้างเป็นแบบจำลองเชิงคณิตศาสตร์เพื่อศึกษาผลของรูปแบบการแจกแจงขนาดของรูพรุนและรูปแบบของการจัดเรียงของรูพรุนในรูปแบบต่างๆที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งโดยในงานวิจัยนี้สมมติว่ากระบวนการอบแห้งเกิดขึ้นภายใต้สภาวะอุณหภูมิคงที่

2. แบบจำลองทางคณิตศาสตร์การแพร่ของน้ำในโครงข่ายรูพรุน

โมเลกุลจะเคลื่อนที่ได้จำเป็นต้องอาศัยความแตกต่างอันเนื่องมาจากแรงขับเคลื่อน เช่น ความเข้มข้น ความดัน อุณหภูมิ และแรงกระทำภายนอก แต่โดยส่วนใหญ่แล้วการแพร่ของโมเลกุลภายในวัสดุรูพรุนจะเกิดขึ้นจากความแตกต่างของความเข้มข้นของความชื้น กลไกการเคลื่อนที่ของน้ำที่เกิดจากปัจจัยดังกล่าวเราสามารถอธิบายได้ด้วยกฎของฟิค พิจารณาการถ่ายเทมวลในท่อทรงกระบอกรูเดี่ยวใดๆ

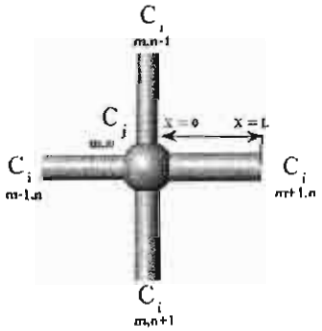
ภายในโครงข่ายรูพรุนโดยสมมติว่าท่อมีความยาว L ให้ปลายท่อทั้งสองด้านมีความเข้มข้นคงที่ C_i และ C_j และเมื่อเขียนสมการอนุพันธ์ในสภาวะไม่คงตัวพร้อมทั้งสมการควบคุมและสมการขอบเขตของปัญหาจะได้ว่า

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D\frac{\partial^2 M}{\partial x^2} \qquad (1)$$

โดยที่ M คือความชื้นภายในรูพรุน (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง), D คือสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำ (m^2/s), x คือระยะการแพร่ (meter), และ t คือเวลาในการอบแห้ง (sec) เงื่อนไขขอบเขตเป็นดังนี้ $M(0,t) = C_i$ และ $M(L,t) = C_j$ เมื่อ $t > 0$, สภาวะเริ่มต้น $M(x,0) = f(x) = M_{in}$ เมื่อ $0 \le x \le L$. จากสมการที่ (1) พร้อมกับสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขตสามารถแก้ปัญหาสมการอนุพันธ์แบบพาร์เชียลในสภาวะไม่คงตัวเขียนอยู่ในรูปฟังก์ชันการกระจายความชื้น M(x,t) ภายในท่อรูพรุนได้ดังนี้

$$M(x,t) = \frac{2}{\pi}\left[2(M_{in}-C_i)+(C_i-C_j)\right]\sum_{n=1}^{\infty}\frac{1}{n}\sin\left(\frac{n\pi x}{L}\right)e^{-n^2\pi^2 Dt/L^2} + \frac{1}{L}(C_j-C_i)x + C_i \qquad (2)$$

ขั้นตอนต่อไปเป็นการนำสมการนี้ไปประยุกต์ใช้กับโครงข่ายรูพรุนที่ประกอบไปด้วย Node และรูพรุนที่มีขนาดเล็กและใหญ่จัดเรียงตัวกันอย่างเป็นอิสระดังรูปที่ 1 กำหนดให้ (m,n) เป็นตำแหน่งของ Node และ (m-1,n), (m+1,n), (m,n+1) และ (m,n-1) คือตำแหน่ง Node ที่อยู่ข้างๆทางด้านซ้าย ขวา ล่างและบนตามลำดับ



รูปที่ 1 ตัวอย่างการเชื่อมต่อของรูพรุนที่ตำแหน่งใดๆภายในโครงข่าย

ทำสมดุลมวลของน้ำที่ตำแหน่งของ Node m, n โดยสมมติว่าไม่มีการสะสมของมวลเกิดขึ้น สามารถเขียนสมการได้ว่า

$$\sum_{i=1}^{4} N_{i,j} = 0 \qquad (3)$$

โดย $N_{i,j} = -\pi r_i^2 D\left(\left.\frac{dM_j(x,t)}{dx}\right|_{x=0}\right)$ เมื่อ $N_{i,j}$ คืออัตราการไหลเชิงมวลของน้ำของรูพรุน i, j เมื่อแทนค่า $N_{i,j}$ ลงในสมการที่ (3) และนำไปใช้กับทุกๆ Node บนโครงข่ายลักษณะของสมการประกอบไปด้วยเทอมของความเข้มข้นของความชื้นคูณอยู่กับเทอมค่าคงที่หนึ่งๆประกอบไปด้วยรัศมีรู

พรุน ความยาวรูพรุน เวลา และค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ จะเห็นได้ว่าสามารถแยกค่าคงที่และสัมประสิทธิ์จัดรูปเป็นเมตริกซ์ได้ดังลักษณะตัวอย่างต่อไปนี้

$$[A][C]=[b] \qquad (4)$$

โดย [A] คือพจน์ของ r_i ที่คูณกับเทอมของสัมประสิทธิ์ที่เปลี่ยนไปกับเวลาและเป็นเมตริกซ์แบบ Pentadiagonal , [C] คือความเข้มข้นที่ Node ต่างๆภายในโครงข่ายจำนวน N^2 Node, [b] คือพจน์ของค่าคงที่ หลังจากทราบความชื้นที่ Node ต่างๆภายในโครงข่ายเราสามารถคำนวณความชื้นเฉลี่ยในโครงข่ายรูพรุนได้จากสมการที่ (5) เมื่อ $\overline{M}_{network}$ คือความชื้นเฉลี่ยในโครงข่าย, $kg_{water} / kg_{drysolid}$, z คือจำนวนท่อทั้งหมดในโครงข่าย

$$\overline{M}_{network} = \frac{\pi \sum_{i=1}^{z} r_i^2 \int_0^L M(x,t)dx}{\pi L \sum_{i=1}^{z} r_i^2} \qquad (5)$$

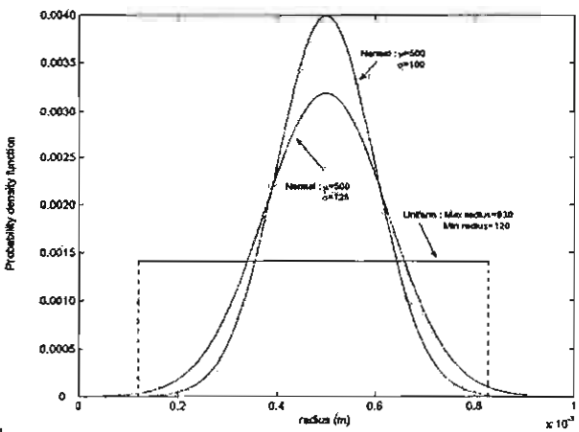
หลังจากที่กำหนดขนาดรูพรุนต่างๆลงไปในโครงข่าย แล้วสามารถคำนวณหาความเข้มข้นในแต่ละ Node ที่เปลี่ยนแปลงตามเวลาโดยการแก้สมการที่ (4) นำค่าความเข้มข้นในแต่ละ Node ในเวลานั้นคำนวณหาความเข้มข้นเฉลี่ยภายในโครงข่ายตามสมการที่(5) การคำนวณจะดำเนินไปจนกระทั่งความเข้มข้นเฉลี่ยมีค่าเท่ากับความชื้นสมดุลซึ่งในงานวิจัยนี้กำหนดให้ความชื้นสมดุลเป็น 15% มาตรฐานแห้ง

3. การแจกแจงขนาดของรูพรุน

ในการสร้างโครงข่ายรูพรุนนั้น เรากำหนดขนาดของรูพรุนภายใต้ Probability density function โดยใช้ Random number generator เป็นตัวสุ่มขนาดของรูพรุนและนำรูพรุนขนาดต่างๆที่จำลองขึ้นมาแทนลงในโครงข่ายอย่างอิสระ ซึ่งประกอบไปด้วยจำนวนท่อรูพรุนทั้งสิ้น 2N(N+1) ท่อ เมื่อ N คือขนาดของโครงข่ายที่กำหนด

การแจกแจงขนาดรูพรุนแบบเส้นโค้งปกติ: $f(r) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{r-\mu}{\sigma}\right)^2\right], \quad -\infty < r < +\infty$

การแจกแจงขนาดรูพรุนแบบเอกรูป: $f(r) = \frac{1}{\beta-\alpha}, \quad \alpha \le r \le \beta$



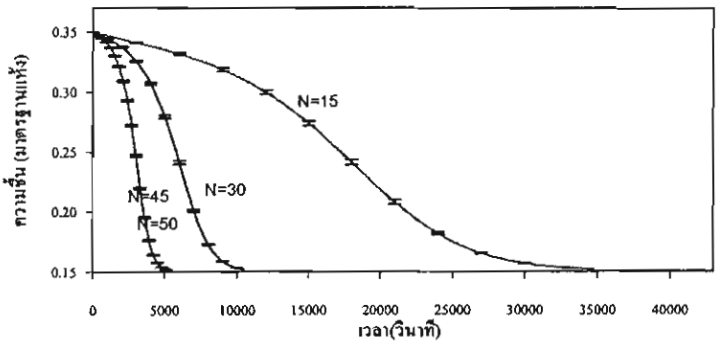
รูปที่ 2 แสดงความหนาแน่นความน่าจะเป็นของการแจกแจงขนาดรูพรุน

เมื่อ μ คือรัศมีท่อเฉลี่ยและ σ คือ ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานของรัศมีท่อ ส่วน β และ α คือ รูปแบบพารามิเตอร์ทางโครงสร้างของโครงข่ายที่มีการแจกแจงขนาดของรูพรุนแบบเอกรูป รูปที่ 2 แสดง Probability density function ที่ใช้ในการจำลองของปัญหา

4. ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการศึกษา

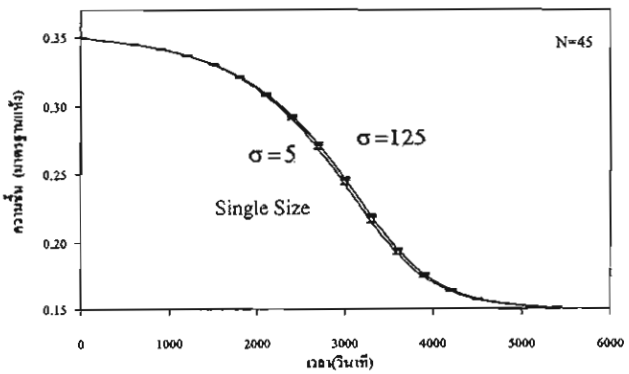
4.1 อิทธิพลของขนาดโครงข่าย

ในการจำลองปัญหากำหนดเงื่อนไขต่างๆดังนี้ ค่าความชื้นเริ่มต้น $M_{in}=0.35\ kg_{water}/kg_{drysolid}$ ความชื้นสมดุล $M_{eq}=0.15\ \ kg_{water}/kg_{drysolid}$ ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ $1\times10^{-12}\ m^2/s$ และขนาดของอนุภาค 3×3 มิลลิเมตร รูปที่ 3 แสดงอิทธิพลของขนาดโครงข่ายที่มีต่อการลดความชื้นโดยคำนวณจากการแจกแจงขนาดของรูพรุนแบบเส้นโค้งปกติโดยให้ μ=500 ไมครอน และ σ =125ไมครอน พบว่าเมื่อเพิ่มขนาดโครงข่ายมากขึ้นเรื่อยๆจนถึงโครงข่ายขนาด 45×45 เป็นต้นไปจะมีผลทำให้การลดลงของความชื้นเฉลี่ยมีความเสถียรที่ยอมรับได้ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงใช้ขนาดโครงข่าย 45×45 ทุกๆการทำ Simulation



รูปที่ 3 ผลของกระทบขนาดของโครงข่ายที่มีต่อการลดความชื้น

4.2 อิทธิพลของการแจกแจงขนาดรูพรุน

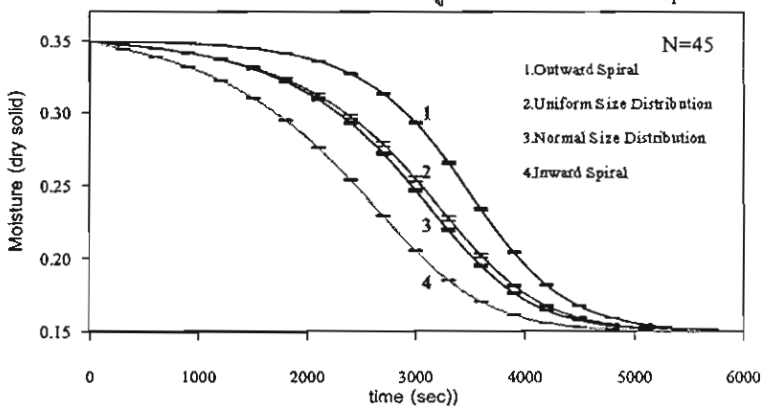


รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงของความชื้นภายในโครงข่ายรูพรุนที่มีการแจกแจงขนาดของรูพรุนแบบปกติที่ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 125 และ 5 ไมครอน

รูปที่ 4 เมื่อเปรียบเทียบการลดลงของความชื้นเฉลี่ยระหว่าง σ =5 ไมครอน กับโครงข่ายที่มีขนาดท่อเท่ากันทั้งโครงข่ายซึ่งเท่ากับ 500 ไมครอน พบว่าลักษณะกราฟของความชื้นเฉลี่ยมีความแตกต่างกันน้อยเนื่องจากการกระจายขนาดของรูพรุนในโครงข่ายใกล้เคียงกัน จากนั้นเปรียบเทียบการลดลงของความชื้นเฉลี่ยระหว่าง σ =125 และ σ =5 ไมครอน พบว่าความชื้นเฉลี่ยที่ σ =5 ไมครอน มีค่าลดลงตามเวลาต่ำกว่าที่ σ =125 ไมครอน โดยไม่ค่อยเด่นชัดมากในช่วงแรกๆ และเริ่มมีความแตกต่างมากขึ้นที่ช่วงกลางของการอบแห้งแสดงว่าอิทธิพลของการแจกแจงขนาดรูพรุนจากการเปลี่ยนแปลงความเบี่ยงเบนมาตรฐานมีผลกระทบต่อการลดลงของความชื้น โดยค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานต่ำให้การแพร่ของน้ำดีกว่าโครงข่ายที่ค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานสูง

4.3 อิทธิพลของรูปแบบการแจกแจงขนาดรูพรุน

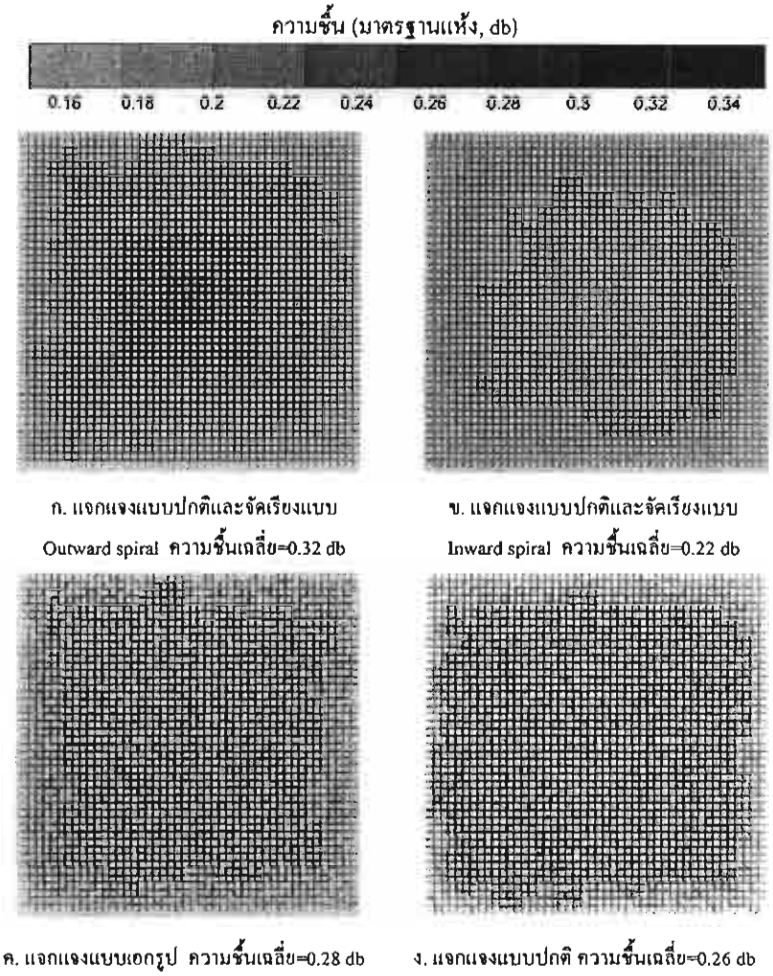
รูปที่ 5 แสดงการลดลงของความชื้นเฉลี่ยในโครงข่ายจากรูปแบบการกระจายขนาดรูพรุนภายใต้ปริมาตรของรูพรุนทั้งโครงข่ายเท่ากันโดยพิจารณาการแจกแจงขนาดรูพรุนแบบเอกรูปและการแจกแจงแบบเส้นโค้งปกติ นอกจากรูปแบบการแจกแจงขนาดรูพรุนที่กล่าวมาแล้วยังแสดงผลของการจัดเรียงท่อรูพรุนที่มีผลต่อการลดลงของความชื้น โดยนำขนาดท่อจากการแจกแจงแบบปกติที่กล่าวข้างต้นมาวางลงบนโครงข่ายแบบตามเข็มนาฬิกาโดยให้ท่อที่มีขนาดใหญ่ที่สุดอยู่รอบนอกและลดหลั่นขนาดท่อไปเรื่อยๆจนกระทั่งท่อขนาดเล็กที่สุดอยู่กึ่งกลางโครงข่ายเรียกการจัดเรียงแบบนี้ว่า Inward spiral ส่วนการจัดเรียงแบบ Outward spiral ก็ทำในทำนองเดียวกันนี้แต่ให้ขนาดรูพรุนที่เล็กที่สุดอยู่รอบนอก ผลที่ได้พบว่าความชื้นเฉลี่ยสะสมของการจัดเรียงแบบ Inward spiral ลดลงได้เร็วที่สุด รองลงมาคือความชื้นเฉลี่ยสะสมของการแจกแจงแบบเส้นโค้งปกติ แบบเอกรูป และแบบ Outward spiral ตามลำดับ



รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงความชื้นจากการกระจายและจัดเรียงขนาดท่อแบบต่างๆ

รูปที่ 6 แสดงความชื้นเฉลี่ยภายในโครงข่ายแบบต่างๆที่เวลาเดียวกัน ให้ระดับความเข้มสีแทนความชื้นที่ตำแหน่ง Node ต่างๆ จากรูปที่ 6ค และ 6ง พบว่าระดับความเข้มสีไม่สม่ำเสมอแสดงว่าการแพร่ของน้ำในแต่ละทิศทางไม่เท่ากันเนื่องจากกระจายตัวของรูพรุนในตำแหน่งต่างๆบนโครงข่ายไม่เป็นระเบียบทำให้เส้นทางการแพร่ไม่แน่นอนเมื่อพิจารณาการกระจายตัวจากการสุ่มขนาดรูพรุนแบบเอกรูปพบว่าความหนาแน่นของรูพรุนขนาดใหญ่มีน้อยกว่าการแจกแจงปกติและเกิดการเชื่อมต่อของรู

พรุนที่มีขนาดแตกต่างกันมาก(ต่างจากการแจกแจงแบบปกติที่มีรูพรุนขนาดใกล้เคียงกันมากกว่า) ทำให้เส้นทางการแพร่ของน้ำมีความคดเคี้ยว ส่งผลให้ประสิทธิภาพการลดลงของความชื้นต่ำกว่าการแจกแจงแบบปกติและเมื่อเปรียบเทียบระดับความเข้มสี พบว่าการแจกแจงแบบปกติมีความแตกต่างของระดับสีต่ำแสดงว่ามีความชื้นสะสมในโครงข่ายน้อยกว่า โดยความชื้นเฉลี่ยบริเวณกึ่งกลางของโครงข่ายที่กระจายแบบปกติและเอกรูปคือ 0.312 db และ 0.321 db ตามลำดับ นอกจากนี้ความชื้นเฉลี่ยทั้งโครงข่ายที่แจกแจงแบบปกติและแบบเอกรูปคือ 0.270 db และ 0.279 db ตามลำดับดังนั้นจึงเป็นตัวบ่งชี้ว่าการแพร่ของน้ำมีอัตราสูงกว่าการแจกแจงแบบเอกรูปอีกทางหนึ่งด้วย



รูปที่ 6 เปรียบเทียบค่าความชื้นในแต่ละ Node จากการจัดเรียงรูพรุนแบบต่างๆ ที่เวลา 2800 วินาที

จากรูปที่ 6ข แสดงการจัดเรียงตัวของรูพรุนอย่างเป็นระเบียบแบบ Inward spiral จะเห็นได้อย่างชัดเจนว่าการแพร่ของน้ำเร็วที่สุด (ความแตกต่างของระดับความเข้มสีน้อย) ความชื้นเฉลี่ยบริเวณกึ่งกลางของโครงข่ายคือ 0.34 db การแพร่ของน้ำมีลักษณะสม่ำเสมอทุกทิศทางและแพร่ได้อย่างสะดวก เนื่องจากท่อโตขึ้นเรื่อยๆจากภายในไปสู่ภายนอกโครงข่าย เมื่อมีท่อขนาดใหญ่ซึ่งลำเลียงน้ำได้มากอยู่

ด้านนอกส่งผลการแพร่ของน้ำออกจากโครงข่ายเป็นไปได้อย่างสะดวกตรงข้ามกับในกรณีของรูปที่ 6 มีความแตกต่างของระดับความเข้มสีมากเนื่องจากมีความชื้นสะสมในโครงข่ายมากมีความชื้นเฉลี่ยบริเวณกึ่งกลางของโครงข่ายคือ 0.31 db การแพร่ของน้ำถูกจำกัดด้วยท่อขนาดเล็กที่อยู่ด้านนอกซึ่งมีลักษณะเหมือนคอคอดทำให้น้ำเคลื่อนที่ออกจากโครงข่ายได้ไม่สะดวกจึงต้องใช้เวลาในการแพร่ยาวนานที่สุด

5. สรุป

จากการทำ Simulation พบว่าโครงข่ายขนาด 45 × 45 เป็นโครงข่ายที่เหมาะสมในการคำนวณและมีผลกระทบต่อการลดลงของความชื้นดังนี้ 1.อิทธิพลจากรูปแบบการสุ่มการแจกแจงขนาดรูพรุน 2.อิทธิพลจากลักษณะการจัดเรียงขนาดรูพรุน 3.อิทธิพลของขนาดรูพรุนจากการเปลี่ยนค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานในการจำลองแต่ละครั้ง โดยสองกรณีแรกมีผลกระทบมากที่สุดจากกรณีแรกพบว่าการแจกแจงขนาดรูพรุนแบบเส้นโค้งปกติให้การแพร่สูงกว่าโครงข่ายที่มีการแจกแจงแบบเอกรูป เนื่องจากการแจกแจงขนาดรูพรุนแบบปกติมีผลกระทบจากรูพรุนขนาดใหญ่ซึ่งมีประสิทธิภาพการแพร่สูงและในกรณีที่สองพบว่าการจัดเรียงขนาดรูพรุนแบบ Inward spiral จะให้อัตราการแพร่ดีที่สุด เนื่องจากมีท่อขนาดใหญ่อยู่ด้านนอกโครงข่ายทำให้ประสิทธิภาพในเคลื่อนที่ของน้ำสูง ตรงข้ามกับกรณีการจัดเรียงแบบ Outward spiral ซึ่งใช้เวลาในการแพร่ยาวนานที่สุด และในกรณีที่สามพบว่าค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานต่ำให้การแพร่ของน้ำดีกว่าโครงข่ายที่ค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานสูง เนื่องจากที่ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานสูงการแจกแจงขนาดรูพรุนจะมีผลกระทบจากรูพรุนขนาดเล็กซึ่งประสิทธิภาพการเคลื่อนที่ของน้ำต่ำ

คำขอบคุณ

ผู้เขียนขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุนทางด้านการเงินของงานวิจัย

เอกสารอ้างอิง

1. Sahimi, M. (1995), Flow and transport in porous media and fractured rock, VCH, Weinheim, pp.12-35.
2. Huinink, H.P., Pel, L., Michels M.A.J. and Prat, M. (2002), Drying processes in the presence of temperature gradients - pore-scale modeling; *Eur. Phys. J. E 9*, pp. 487-498.
3. Rigby, S.P., Fletcher, R.S. and Sandra S.N. (2001), "Characterization of macroscopic structural disorder in porous media using mercury porosimetry", *Journal of Colloid and Interface Science*, No. 240, pp. 190-210.
4. Portmouth, R.L.and Gladden L.F. (1991), "Determination of pore connectivity by mercury porosimetry", *Chem Eng Sci.*, Vol. 46, pp. 3023-3036.
5. ต่อพงศ์ ทองทิพย์วิลาส. (2545), วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

การออกแบบเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนโดยใช้เทคนิคการหาค่าที่เหมาะสมที่สุด

HEAT PUMP DRYER DESIGN USING OPTIMIZATION TECHNIQUE

อำไพศักดิ์ ทีบุญมา[1,*] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2]

[1]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยอุบลราชธานี อ.วารินชำราบ จ.อุบลราชธานี 34190
[2]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพ 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบ สร้าง และทดสอบเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่เหมาะสมที่สุด ในงานวิจัยนี้ได้พัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์เครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน หลังจากนั้นแบบจำลองคณิศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นถูกนำมาใช้ร่วมกับโปรแกรมการหาค่าที่เหมาะสมที่สุดโดยใช้วิธีการค้นหา จากการศึกษาพบว่าการกระจายตัวของอุณหภูมิอากาศอบแห้ง และความชื้นของตัวอย่างในถาดแต่ละชั้นแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย นอกจากนั้นจากการทดลองยังพบว่าปัจจัยที่มีผลต่อสมรรถนะเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนมากที่สุด คือ ความชื้นสุดท้ายของตัวอย่าง

ABSTRACT

The objectives of this work were to design, constructed, and tested the performance of optimal heat pump dryer. To achieve these purposes, the mathematical model of heat pump dryer was developed and implemented in the optimization program. The optimum conditions were determined using search method. It was found that the differences of drying air temperature and sample moisture contents of each tier are insignificant. Furthermore, it is revealed from experimental results that the final moisture content of sample remarkably affects the heat pump dryer performance.

คำสำคัญ: การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน, การหาค่าที่เหมาะสมที่สุด, แบบจำลองคณิตศาสตร์

บทนำ

เครื่องอบแห้งด้วยลมร้อนมีการใช้งานอย่างแพร่หลายเนื่องจากมีระบบที่ไม่ซับซ้อนและต้นทุนการสร้างเครื่องต่ำ อย่างไรก็ตามปัญหาที่พบ คือ การอบแห้งด้วยลมร้อนจำเป็นต้องใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งค่อนข้างสูง เนื่องจากลมร้อนที่ใช้อบแห้งไม่มีขั้นตอนการดึงความชื้นในอากาศออกซึ่งเป็นสาเหตุให้ผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งด้วยลมร้อนคุณภาพไม่ค่อนดี การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนเป็นอีกทางเลือก

* **Corresponding author.** Tel.: 0-4528-8376 ext 3815; fax: 0-4528-8378
E-mail address: enaumpte@ubu.ac.th

ที่สามารถอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิอากาศ ความชื้นสัมพัทธ์และพลังงานที่ต่ำ [1] จากการศึกษาที่ผ่านมาพบว่าผลิตภัณฑ์ที่อบแห้งด้วยปั๊มความร้อนมีคุณภาพทางด้านสี และกลิ่น ดีกว่าผลิตภัณฑ์ที่อบแห้งด้วยลมร้อน [2,3,4] ข้อเสียของเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน คือ เงินลงทุนในการสร้างเครื่องสูงเมื่อเทียบกับระบบอบแห้งด้วยขดลวดความร้อน หรือเชื้อเพลิง อย่างไรก็ตามจากการศึกษาที่ผ่านมาพบว่าค่าใช้จ่ายด้านพลังงานของเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนจะถูกกว่า [2,5] งานวิจัยในด้านเงื่อนไขการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน Clement และคณะ [6] แนะนำให้ใช้สัดส่วนอากาศไม่ผ่านเครื่องระเหยประมาณ 60-70% ซึ่งจะทำให้ได้อัตราการดึงน้ำออกจำเพาะสูงที่สุด

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดของเครื่องอบแห้งผลไม้ด้วยปั๊มความร้อน โดยมีเป้าหมายหลัก คือ ค่าใช้จ่ายทั้งหมดรายปีต่อกิโลกรัมน้ำระเหยต่ำที่สุด ในขั้นตอนแรกของการศึกษาจะพัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน และขั้นตอนที่สองจะใช้แบบจำลองคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นหาค่าที่เหมาะสมที่สุด เพื่อให้แบบจำลองที่พัฒนาขึ้นครอบคลุมผลไม้หลากหลายชนิด การศึกษาในครั้งนี้ได้ปรับเปลี่ยนสมการจลนศาสตร์การอบแห้งที่ใช้ในแบบจำลองคณิตศาสตร์การอบแห้ง ซึ่งได้แก่ สัมประสิทธิ์การแพร่ ความชื้นเริ่มต้น และขนาดของผลิตภัณฑ์ และในขั้นตอนสุดท้ายได้นำเอาค่าที่เหมาะสมที่สุดของแต่ละกรณีมาหาค่าเฉลี่ยแล้วนำไปสร้างเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน

อุปกรณ์และวิธีการ

หลักการพัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนและการหาค่าที่เหมาะสมที่สุด

รูปที่ 1 แสดงการทำงานของเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน ซึ่งมีหลักการทำงาน คือ อากาศร้อนจะไหลผ่านเข้าไปยังห้องอบแห้งเพื่อให้ความร้อนกับผลิตภัณฑ์และดึงความชื้นออก อากาศชื้นที่ออกจากห้องอบแห้งบางส่วนจะไหลผ่านเครื่องระเหยเพื่อดึงความชื้นออก หลังจากนั้นอากาศจะไหลมารับความร้อนที่เครื่องควบแน่นและเข้าสู่ห้องอบแห้งอีกครั้ง ในส่วนของการทำงานโซลินอยด์วาล์ว เมื่ออุณหภูมิอากาศอบแห้งสูงกว่าค่าที่ตั้งไว้โซลินอยด์วาล์วจะเปิดและพัดลมของเครื่องควบแน่นตัวนอกจะทำงานเพื่อระบายความร้อนส่วนเกินทิ้ง การพัฒนาแบบจำลองคณิตศาสตร์ประกอบไปด้วย 2 ส่วน คือ แบบจำลองการอบแห้งและปั๊มความร้อน ซึ่งทั้งสองส่วนพัฒนาโดยใช้หลักการอนุรักษ์มวลและพลังงานซึ่งสามารถอ่านรายละเอียดได้จากเอกสารอ้างอิง [7] ในส่วนของแบบจำลองการหาค่าที่เหมาะสมที่สุดมีสมมุติฐานที่สำคัญหลักๆ คือ 1.) ห้องอบแห้งมีขนาดความจุ 100 กิโลกรัมผลิตภัณฑ์สด 2.) ผลต่างของความชื้นสุดท้ายระหว่างผลิตภัณฑ์ที่ทางเข้าและทางออกห้องอบแห้งต้องไม่เกิน 3 % d.b. 3.) เวลาที่ใช้ในการอบแห้งแต่ละครั้งไม่เกิน 41 ชั่วโมง โดยใช้เตรียมการ 6 ชั่วโมง และที่เหลือใช้ในการอบแห้ง 4.) สมมุติฐานที่ใช้วิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ คือ อายุใช้งานเครื่องอบแห้ง 5 ปี มูลค่าซากที่ปีสุดท้ายเท่ากับ 10% ของราคาต้นทุน อัตราดอกเบี้ย 8% ค่าบำรุงรักษาเท่ากับ 5% ของราคาต้นทุนและอัตราค่าพลังงาน

ไฟฟ้าเท่ากับ 3 บาท/ยูนิต สำหรับ ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ (Objective function) ที่ใช้หาค่าที่เหมาะสมที่สุด คือ ค่าใช้จ่ายทั้งหมดรายปีต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ค่าใช้จ่ายทั้งหมดประกอบด้วยมูลค่าของห้องอบแห้งซึ่งรวมถาด คอมเพรสเซอร์ เครื่องระเหย เครื่องควบแน่น พัดลม ค่าบำรุงรักษา และพลังงานไฟฟ้า ซึ่งมีรายละเอียดในเอกสารอ้างอิง [7]

การทดสอบสมรรถนะเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน

ได้ทำการออกแบบและสร้างเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนตามเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดโดยใช้ค่าเฉลี่ยจากหลายๆ กรณี ซึ่งมีรายละเอียดคร่าวๆ ดังรูปที่ 2 เงื่อนไขการอบแห้งที่ใช้ทดสอบเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน คือ สัดส่วนอากาศนำกลับมาใช้อีกเท่ากับ 100% สัดส่วนอากาศไม่ผ่านเครื่องระเหย 67% อุณหภูมิอากาศอบแห้งเท่ากับ 55°C และอัตราการการไหลอากาศเท่ากับ 1620 kg/h (0.42 m^3/s) สำหรับขนาดของอุปกรณ์ประกอบด้วย คอมเพรสเซอร์ขนาด 2 kW เครื่องระเหยขนาด 6 kW เครื่องควบแน่นตัวในและตัวนอกขนาดเท่ากับ 8 kW มอเตอร์พัดลมที่ใช้ขนาด 0.75 kW ในการทดสอบได้เลือกใช้ผ้าชุบน้ำเป็นตัวอย่างสำหรับทดสอบ เนื่องจากผ้าสามารถควบคุมความชื้นได้ง่าย ในช่วงทำการทดสอบจะบันทึกค่าอุณหภูมิของสารทำงานและอุณหภูมิอากาศ ณ จุดต่างๆ โดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger สำหรับการวัดความเร็วอากาศใช้ hot wire anemometer และการวัดอัตราการสิ้นเปลืองพลังงานได้ใช้ clamp-on meter ในส่วนของความดันสารทำงานได้วัดโดยใช้ bourdon gauge

ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

เงื่อนไขการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่เหมาะสมที่สุด

จากการศึกษาโดยใช้แบบจำลองคณิตศาสตร์เพื่อหาเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุดพบว่าควรสร้างเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนตามเงื่อนไขดังต่อไปนี้ อัตราการไหลอากาศอยู่ระหว่าง 1400-1900 kg/h สัดส่วนอากาศไม่ผ่านเครื่องระเหยอยู่ระหว่าง 60-70% สัดส่วนอากาศนำกลับมาใช้อีกเท่ากับ 100% และอุณหภูมิอากาศอบแห้งเท่ากับ 55°C โดยที่อุปกรณ์ของปั๊มความร้อนควรมีขนาดดังต่อไปนี้ คอมเพรสเซอร์มีขนาดระหว่าง 1.6-1.8 kW เครื่องระเหยขนาดเท่ากับ 5.0-7.5 kW และเครื่องควบแน่นมีขนาดเท่ากับ 6.5-9.0 kW

สมรรถนะเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน

ผลการทดลองสามารถสรุปได้ในตารางที่ 1 ซึ่งในการทดลองยังได้ตรวจสอบกระจายตัวของอุณหภูมิอากาศอบแห้ง และความชื้นสุดท้ายของตัวอย่างในแต่ละชั้นด้วย โดยที่ผลการทดลองได้แสดงในรูปที่ 3-4 และ 5-6 ตามลำดับ จากตารางที่ 1 จะสังเกตเห็นว่าตัวแปรที่มีผลต่อสมรรถนะเครื่องอบ

แห้งด้วยปั๊มความร้อนมากที่สุด คือ ความชื้นสุดท้าย ซึ่งกล่าวได้ว่าสมรรถนะเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนจะสูง เมื่อความชื้นสุดท้ายของตัวอย่างสูง สาเหตุที่เป็นเช่นนี้เพราะว่า อัตราการอบแห้งในช่วงแรกจะสูงเนื่องจากความชื้นในตัวอย่างสูง หลังจากเวลาผ่านไปเรื่อยๆอัตราการอบแห้งจะลดลงเนื่องจากความชื้นของตัวอย่างลดลง ในขณะที่อัตราการอบแห้งลดลงตามเวลาพลังงานที่ถูกใช้โดยเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนยังค่อนข้างคงที่ ดังนั้นยิ่งอบแห้งนานเท่าไรสมรรถนะเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนก็จะลดลงเรื่อยๆ ซึ่งเราจะสังเกตเห็นว่าการทดลองที่ใช้เวลาในการอบแห้งนานจะให้อัตราการอบแห้งที่ต่ำ ในทางตรงกันข้ามสำหรับการทดลองที่ใช้เวลาในการอบแห้งสั้นจะให้อัตราการอบแห้งที่สูง อย่างไรก็ตามจะเห็นว่าความชื้นสุดท้ายไม่มีผลต่อสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อน จากรูปที่ 3-4 จะเห็นว่าอุณหภูมิในแต่ละชั้นของถาดแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย และแทบจะไม่แตกต่างกันเลยเมื่อเวลาการอบแห้งนานขึ้น หากพิจารณาในด้านผลต่างของอุณหภูมิอากาศอบแห้งที่ทางเข้าและทางออกของห้องอบแห้งจะเห็นว่าในช่วงแรกจะมีผลต่างของอุณหภูมิประมาณ 6-7 °C หลังจากนั้นจะลดลงเรื่อยๆ ตามเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง ทั้งนี้เป็นผลมาจากการลดลงของความชื้นในตัวอย่าง ซึ่งในช่วงเริ่มต้นความชื้นในตัวอย่างจะสูงดังนั้นพลังงานที่ใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิและระเหยน้ำในตัวอย่างจึงถูกใช้มาก ทำให้อุณหภูมิอากาศอบแห้งลดลงค่อนข้างมาก สำหรับในช่วงท้ายของการอบแห้งความชื้นในตัวอย่างลดลงรวมทั้งอุณหภูมิของตัวอย่างเริ่มเข้าสู่สมดุลกับอากาศอบแห้ง ทำให้อุณหภูมิที่ทางเข้าและทางออกแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย ในรูปที่ 5-6 เป็นผลการทดสอบเพื่อดูการกระจายตัวของความชื้นตัวอย่างในแต่ชั้น จากการศึกษาพบว่ามีแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย ซึ่งเกิดจากการกระจายตัวของอุณหภูมิและลมที่ค่อนข้างสม่ำเสมอ

สรุปผล

งานวิจัยนี้ได้ออกแบบ สร้าง และทดสอบเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนตามเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดโดยใช้ผ้าเป็นตัวอย่างเบื้องต้น จากการทดสอบเครื่องพบว่าสมรรถนะเครื่องอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ที่ดี และมีการกระจายตัวของอุณภูมิและความชื้นที่สม่ำเสมอ

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้เงินทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

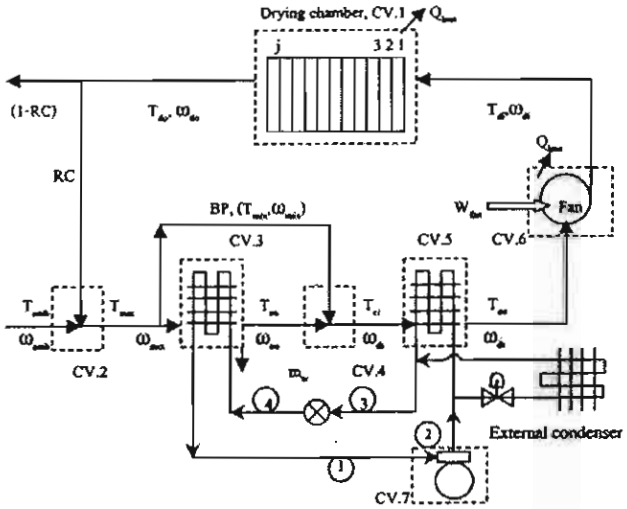
1. Va′zquez, G., Chenlo, F., Moreria, R.,and Cruz, E. (1997), Grape drying in a pilot plant with a heat pump, *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 15(3&4), pp. 899-920.

2. Prasertsan, S. and Saen-saby, P. (1998), Heat pump drying of agricultural materials, *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 16(1&2), pp. 235-250.
3. Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T.,and Rukprang, P. (1998), Fruit drying using heat pump, *RERIC International Energy Journal*, Vol. 20, pp. 39-53.
4. Strommen, I. (1994), New applications of heat pumps in drying processes, *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 12(4), pp. 889-901.
5. Meyer, J.P. and Greyvenstein, G.P. (1992), The drying of grain with heat pumps in South Africa: A techno-economic analysis, *International Journal of Energy Research*, Vol. 16, pp. 13-20.
6. Clement, S., Jai, X.,and Jolly, P. (1993), Experimental verification of a heat pump assisted-continuous dryer simulation model, *International Journal of Energy Research*, Vol. 17, pp. 19-28.
7. Teeboonma, U., Tiansuwan, J., and Soponronnarit, S. (2003), Optimization of heat pump fruit dryers, *Journal of Food Engineering*, Vol. 59, pp. 369-377.

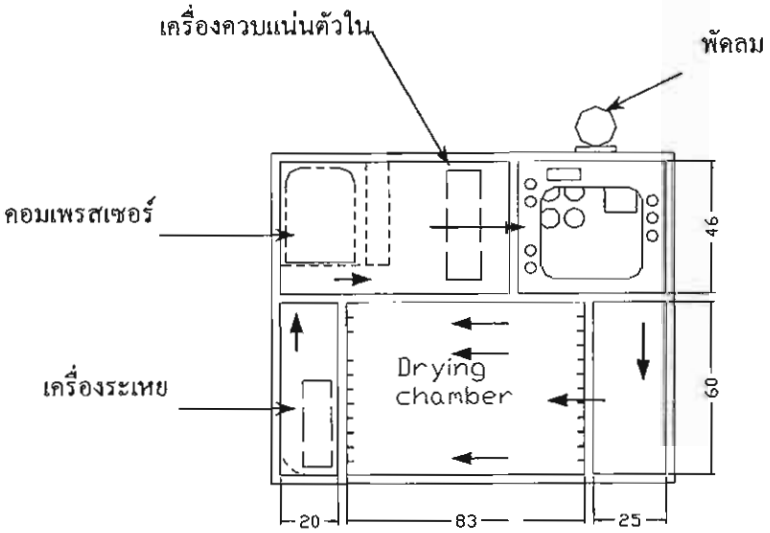
ตารางที่ 1. The experimental results of cloth drying

Description	Cloth				
	Exp.1	Exp.2	Exp.3	Exp.4	Exp.5
Air flow rate, kg / h	1620	1620	1620	1620	1620
Evaporator by pass air, %	67	67	67	67	67
Average moisture before drying, % d.b	169	171	212	218	119
Average moisture after drying, % d.b	5.6	6.9	13	17.5	18.1
Initial weight, kg	50.2	50.7	58.3	59.5	40.6
Final weight, kg	19.8	20.0	21.1	22.0	21.9
Average temperature, ^{0}C	54.7	55.4	55.6	55.3	55.2
Average power consumption, kW	3.15	3.16	3.16	3.17	3.17
Energy consumption, kWh	22.05	22.1	22.1	19.0	9.5
Drying time, h	7	7	7	6	3
Drying rate$_{avg}$, kg water evap. / h	4.34	4.39	5.31	6.25	6.23
SMER$_{avg}$, kg water evap. / kWh	1.38	1.39	1.68	1.79	1.97
SEC$_{avg}$, MJ / kg water evap.	2.61	2.59	2.14	2.01	1.83
COP$_h$	4.40	4.38	4.33	4.45	4.41

(Exp. = Experiment)

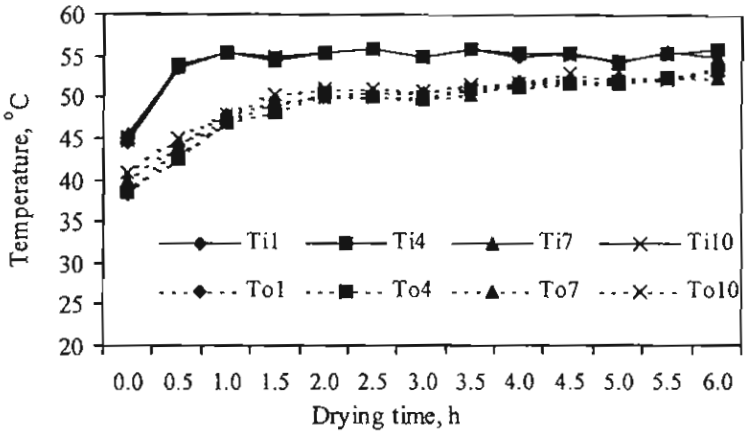


รูปที่ 1. Diagram of a heat pump dryer. (CV = Control volume)



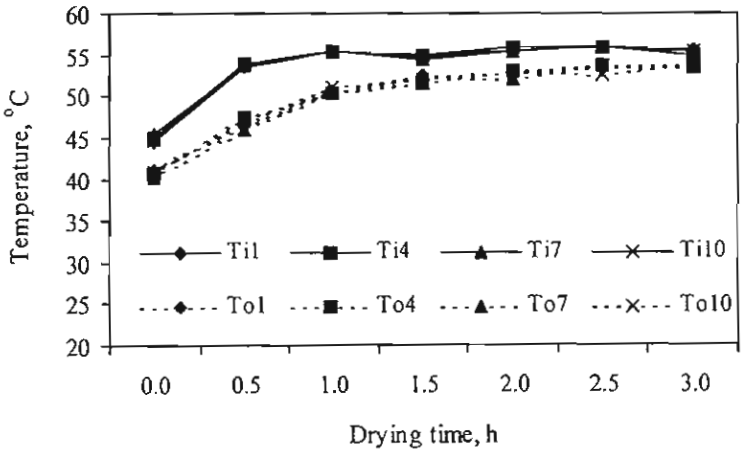
(หน่วย: cm)

รูปที่ 2. Optimal heat pump dryer



รูปที่ 3. The relationships between temperature and drying time for experiment 4.

(M_i = 218 % d.b.)



รูปที่ 4. The relationships between temperature and drying time for experiment 5.

(M_i = 119 % d.b.)

Til = inlet temperature of tray 1

To1 = outlet temperature of tray 1

Ti4 = inlet temperature of tray 4

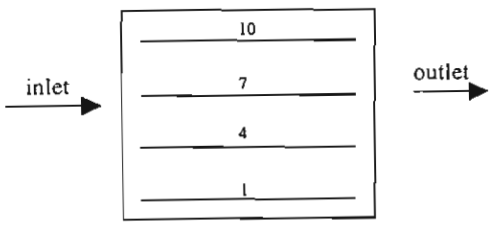
To4 = outlet temperature of tray 4

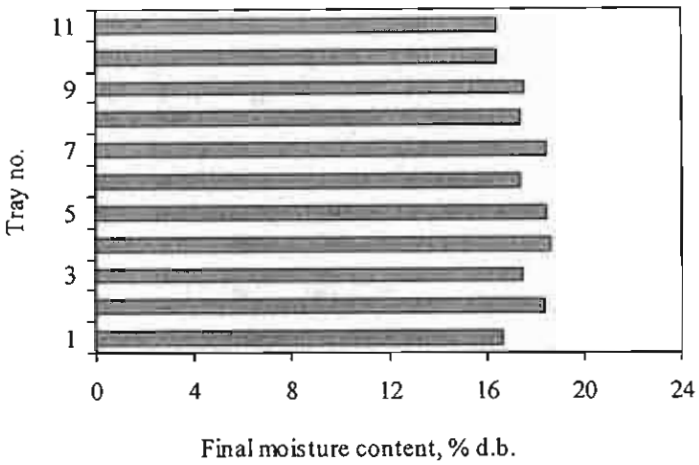
Ti7 = inlet temperature of tray 7

To7 = outlet temperature of tray 7

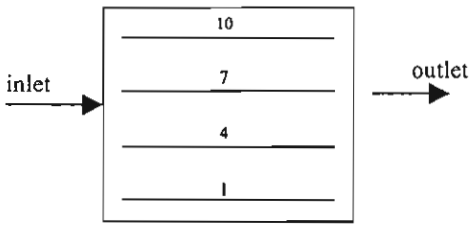
Ti10 = inlet temperature of tray 10

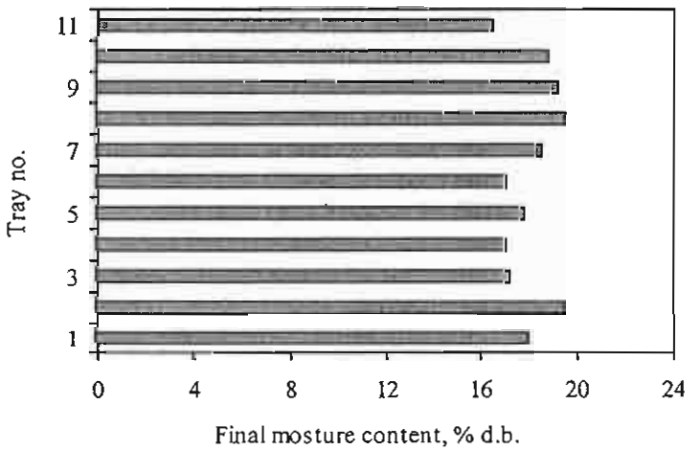
To10 = outlet temperature of tray 10





รูปที่ 5. Moisture content distribution of each tray for experiment 4.
(M_i =218 % d.b.)





รูปที่ 6. Moisture content distribution of each tray for experiment 5.
(M_i =119 % d.b.).

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ความชื้นสมดุลและสมการการอบแห้งของใบหม่อน

Equilibrium Moisture Content and Drying Kinetics of Mulberry leaves

ธนากร บูรณเพชร[1,*] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] และ ณัฐพล ภูมิสะอาด[3]

[1,3]*คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม อำเภอกันทรวิชัย จังหวัดมหาสารคาม 44150*
[2]*คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140*

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อสร้างสมการจลศาสตร์ของการอบแห้งใบหม่อน ซึ่งประกอบไปด้วยสมการความชื้นสมดุลและสมการอบแห้งชั้นบางสำหรับใบหม่อนสองพันธุ์คือ พันธุ์นครราชสีมา 60 และพันธุ์บุรีรัมย์ 60 โดยความชื้นสมดุลทำการทดลองที่อุณหภูมิ 45-65^{o}C และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ 10-90% พบว่าความชื้นสมดุลของใบหม่อนลดลงตามอุณหภูมิ และเพิ่มขึ้นตามความชื้นสัมพัทธ์ สมการในรูปแบบของ Halsey สามารถทำนายผลการทดลองความชื้นสมดุลได้ดีที่สุดสำหรับใบหม่อนทั้งสองพันธุ์ ในส่วนของการอบแห้งชั้นบางซึ่งทดลองที่อุณหภูมิ 40, 60 และ 80^{o}C ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้ง 0.35 เมตรต่อวินาที พบว่าใบหม่อนทั้งสองพันธุ์ให้ผลที่เหมือนกันคืออัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิและสมการของ Page สามารถอธิบายผลการทดลองได้ดีกว่าสมการอบแห้งกึ่งทฤษฎี

Abstract

Drying characteristics of mulberry (*Moraceae*) leaves including equilibrium moisture content and thin layer drying was investigated. Two varieties of mulberry namely Nakhonratchasima 60 and Burirum 60 were studied. Equilibrium moisture content at temperature between 45-65^{o}C and relative humidities 10-90% was determined. The result found that equilibrium moisture contents decreased with the temperature and increased with the relative humidity. Halsey's equation that provided best fit was used to represent the experimental data for both varieties of mulberry. The thin layer drying experiments were conducted with a constant air velocity of 0.35 m/s at 40, 60 and 80 ^{o}C. It was found the same result for both varieties that the drying rate increased with the temperature and the Page's equation was suitable for predicting the drying rate of mulberry leaves.

คำสำคัญ: การอบแห้ง, ความชื้นสมดุล, สมการจลศาสตร์

***Corresponding author.** Tel.: (043)754316; fax: (043)754316
Email address: kkcfarm@hotmail.com (T. Buranapetch)

บทนำ

หม่อนเป็นพืชที่อยู่ในวงศ์ *Moraceae* มีชื่อวิทยาศาสตร์ว่า *Morus. Sp.* ลักษณะที่สำคัญของพืชวงศ์นี้คือ มีขน มียาง และมีเส้นใย อยู่ในประเภทพุ่มใบใหญ่พวก Dioecios หม่อนเป็นพืชที่มีถิ่นกำเนิดอยู่ในเอเชียเป็นส่วนใหญ่โดยเฉพาะในประเทศจีน ญี่ปุ่น และทางตอนเหนือของประเทศไทย ใบหม่อนมีลักษณะคล้ายใบโพธิ์และแตกต่างกันตามชนิดของพันธุ์ โดยที่สามารถปลูกได้ทุกสภาพอากาศในประเทศไทย

ใบหม่อนนอกเหนือจากใช้เป็นอาหารของหม่อนไหมแล้ว สามารถนำมาใช้ในการปรุงอาหารได้หลายประเภทและประกอบในการทำเครื่องดื่มชาใบหม่อนและอาหารเสริมสุขภาพ เพราะใบหม่อนสามารถเพิ่มรสชาติของอาหารและมีสรรพคุณทางด้านโภชนาการ เนื่องจากมีโปรตีนและแร่ธาตุต่าง ๆ เช่น แคลเซียมสูง

การอบแห้งเป็นกระบวนการที่สำคัญในการแปรรูปใบหม่อน วิธีการอบแห้งมีผลต่อคุณภาพใบหม่อน จึงควรมีการศึกษาและสร้างเครื่องอบแห้งใบหม่อนที่เหมาะสม นอกจากนี้พารามิเตอร์ที่สำคัญอีกอย่างหนึ่งในการศึกษากระบวนการอบแห้งคือความชื้นสมดุล เพราะเมื่อทำการอบแห้งโดยใช้สภาวะอากาศคงที่ค่าหนึ่ง ความชื้นของวัสดุจะลดต่ำลงถึงจุด ๆ หนึ่งซึ่งไม่เปลี่ยนแปลง เรียกความชื้นที่จุดนี้ว่าความชื้นสมดุล (Equilibrium moisture content: EMC) [1]

จากเหตุผลดังกล่าวข้างต้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งที่ศึกษาและสร้างสมการจลศาสตร์การอบแห้งชั้นบางของพันธุ์นครราชสีมา 60 และใบหม่อนพันธุ์บุรีรัมย์ 60

อุปกรณ์และวิธีการ

การทดลองหาความชื้นสมดุลและสมการความชื้นสมดุลแบบสถิต โดยนำตัวอย่างใบหม่อนที่เตรียมไว้สำหรับการทดลองการคายความชื้นของใบหม่อน พันธุ์นครราชสีมา 60 และพันธุ์บุรีรัมย์ 60 ประมาณ 2.5-3.5 กรัม มาบรรจุลงในกระบอกพลาสติกที่มีการเจาะรูโดยรอบชั่งน้ำหนักรวมกับภาชนะบรรจุ จากนั้นนำไปบรรจุในขวดขนาดความจุ 10 oz. ที่มีสารละลายเกลืออิ่มตัวของ Lithium chloride, Magnesium chloride, Sodium bromide, Sodium nitrate และ Potassium chloride [2] ปิดฝาขวดให้แน่น และกระบอกพลาสติกวางอยู่บนขาตั้งสูงจากสารละลายเกลืออิ่มตัวประมาณ 15-20 mm อบในตู้อบและปรับอุณหภูมิเป็น 45°C เมื่ออบได้ 1 สัปดาห์ก็นำกระบอกพลาสติกที่บรรจุใบหม่อนไปชั่งน้ำหนัก ทำเช่นนี้ไปทุกวันเว้นวันจนกระทั่งน้ำหนักไม่เปลี่ยนแปลงและทำการทดลองเช่นเดียวกันนี้กับอุณหภูมิ 55 และ 65°C

การทำนายผลการทดลองค่าความชื้นสมดุล American Society of Agricultural Engineering [3] ได้นำเสนอสมการที่มีค่าพารามิเตอร์ 3 ค่า เพื่อทำนายค่าความชื้นสมดุลของผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร เป็นสมการที่เป็นไปได้เพื่อหาค่าความเหมาะสมสำหรับข้อมูลที่ทดลองได้ดังสมการ

สมการดัดแปลงของ Henderson $$RH = 1 - \exp\left(-A \times (T + C) \times (M_e)^B\right) \quad (1)$$

สมการดัดแปลงของ Chung-Pfost $$RH = \exp\left(-\frac{A}{T + C}\exp\left(-B \times M_e\right)\right) \quad (2)$$

สมการดัดแปลงของ Halsey $$RH = \exp\left(-\frac{\exp\left(A + B \times T\right)}{\left(M_e\right)^C}\right) \quad (3)$$

สมการดัดแปลงของ Oswin $$M_e = \frac{A + B \times T}{\left(\frac{1}{RH} - 1\right)^{\frac{1}{C}}} \quad (4)$$

สมการ Guggenheim-Anderson-deBoer (GAB)

$$M_e = \left(\frac{A \times B \times C \times RH}{\left(1 - B \times RH\right)\left(1 - B \times RH + B \times C \times RH\right)}\right) \quad (5)$$

เมื่อ RH คือความชื้นสัมพัทธ์, decimal T คือ อุณหภูมิ, ^{o}C

M_e คือความชื้นสมดุล, decimal dry basis A,B,C คือค่าคงที่

ในการหาค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ ของสมการไอโซเทอมได้ใช้เทคนิคของการวิเคราะห์แบบไม่เป็นเชิงเส้น (Nonlinear Regression) และ SSE (Summation of Square Error) เป็นดัชนีบ่งชี้ที่แสดงถึงความสามารถของแบบจำลองที่นำมาอธิบายผลการทดลอง นิยามของ SSE เป็นดังนี้

$$SSE = \sum_{i=1}^{n}\left(M_e\left(Experiment\right) - M_e\left(\Pr ediction\right)\right)^2 \quad (6)$$

เมื่อ M_e คือความชื้นสมดุล, decimal dry basis n คือจำนวนข้อมูลในการวิเคราะห์

การทดลองอบแห้งชั้นบางและสมการอบแห้งชั้นบาง นำตัวอย่างใบหม่อนที่เตรียมไว้สำหรับอบแห้งประมาณ 125 กรัม มาทดสอบในอุปกรณ์ทดสอบอัตราการอบแห้ง ซึ่งสามารถควบคุมอุณหภูมิได้ตามที่ต้องการ บรรจุตัวอย่างในตะแกรงที่ทราบน้ำหนักแล้วปรับความเร็วลมที่ใช้อบแห้ง 0.35 เมตรต่อวินาที และอุณหภูมิลมร้อนที่ 40^{o}C จากนั้นจะทำการนำตะแกรงบรรจุใบหม่อนออกจากห้องอบมาทำการชั่งน้ำหนักใบหม่อนที่เวลา 3,6,9,12,15,20,25,30 และที่ทุกๆ 10 นาที โดยการชั่งน้ำหนักจะต้องรีบชั่งทันทีเมื่อถึงเวลาที่กำหนด ความละเอียดของตาชั่งที่ใช้มีความละเอียด 0.01 กรัม ทำเช่นนี้กระทั่งน้ำหนักเปลี่ยนแปลงน้อยมาก จึงหยุดการทดลองและทำการทดลองเช่นเดิมแต่ปรับเปลี่ยนค่าอุณหภูมิที่ใช้เป็น 60 และ 80^{o}C ตามลำดับ

การวิเคราะห์สมการอบแห้งชั้นบาง American Society of Agricultural Engineering [4] ได้เสนอสมการพื้นฐาน เพื่อแสดงข้อมูลอัตราการอบแห้ง ตามสมการที่ (7) และสมการที่ (8)

สมการของ Page (Page's Equation) $$MR = \left(\frac{M - M_e}{M_i - M_e}\right) = \exp\left(-kt^n\right) \quad (7)$$

สมการกึ่งทฤษฎี (Semi Theoretical Equation)

$$MR = \left(\frac{M - M_e}{M_i - M_e}\right) = \exp(-kt) \qquad (8)$$

เมื่อ MR คืออัตราส่วนความชื้น M คือความชื้นที่เวลาใดๆ, % dry basis

M_e คือความชื้นสมดุล, % dry basis M_i คือความชื้นเริ่มต้น, % dry basis

t คือเวลา, นาที k,n คือค่าคงที่

ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

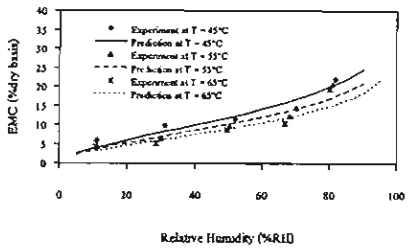
จากผลการทดลองหาค่าความชื้นสมดุล นำไปวิเคราะห์สมการถดถอยเพื่อหาค่าคงที่ของสมการต่าง ๆ ได้ผลดังตารางที่ 1 และตารางที่ 2 ผลที่ได้จากการวิเคราะห์เมื่อพิจารณาจากค่า SSE พบว่าสมการของ GAB มีค่าต่ำสุดทั้ง 2 พันธุ์ แต่ค่าสัมประสิทธิ์การตัดสินใจ (coefficient of determination) ของสมการ Halsey มีค่าสูงสุด ผลที่ได้นำไปแสดงความสัมพันธ์ของตัวแปรต่าง ๆ จากผลการทดลองและผลการทำนายจากสมการ แสดงดังรูปที่ 1 โดยที่สมการของ Henderson, Chung and Pfost และ Halsey สามารถแสดงถึงอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อความชื้นสมดุลของใบหม่อนทั้ง 2 พันธุ์ได้ดีกว่าสมการของ Oswin และ GAB ดังนั้นสมการของ Halsey ที่มีค่า r^2 สูงสุด เหมาะสำหรับนำไปใช้ทำนายความชื้นสมดุลของใบหม่อนทั้ง 2 พันธุ์มากที่สุด

ตารางที่ 1 ค่าคงที่ที่ได้จากการวิเคราะห์ข้อมูลความชื้นสมดุลของใบหม่อนพันธุ์นครราชสีมา 60

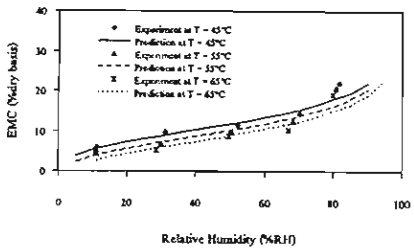
สมการ	A	B	C	r^2	SSE
Henderson	0.738460951	1.653810837	-13.59243333	0.93084	0.005440285
Chung-Pfost	165.0927747	18.4492933	-18.06407165	0.94450	0.005811651
Halsey	-2.65350827	-0.029826185	1.672236096	0.96919	0.003105722
Oswin	0.150257724	-0.000894417	2.201677294	0.94268	0.002710858
GAB	0.048576587	0.943947541	128.4973691	0.94258	0.00271564

ตารางที่ 2 ค่าคงที่ที่ได้จากการวิเคราะห์ข้อมูลความชื้นสมดุลของใบหม่อนพันธุ์บุรีรัมย์ 60

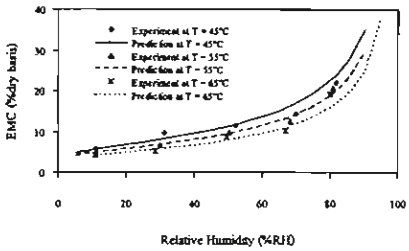
สมการ	A	B	C	r^2	SSE
Henderson	0.442406336	1.443840346	-8.91446703	0.91307	0.00814105
Chung-Pfost	165.2284997	16.98465013	-8.826270838	0.90679	0.01074777
Halsey	-2.731070032	-0.023772878	1.521908774	0.96866	0.004051504
Oswin	0.144027265	-0.000907371	1.837652656	0.92949	0.004250479
GAB	0.041399936	1.003006217	605.7033335	0.94067	0.003576849



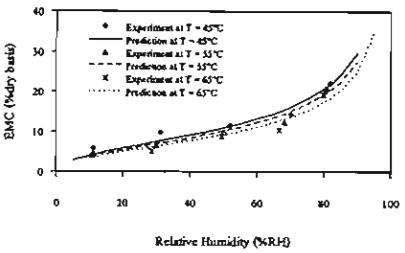
สมการคัดแปลง Henderson



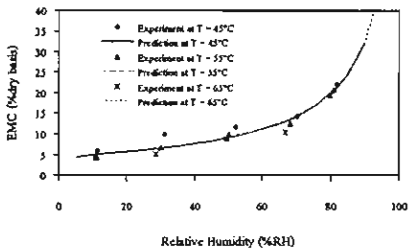
สมการคัดแปลง Chung and Pfost



สมการคัดแปลง Halsey



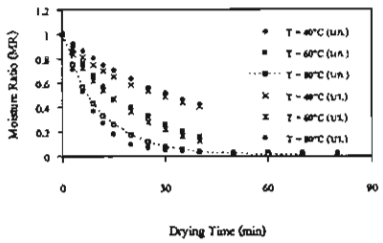
สมการคัดแปลง Oswin



สมการคัดแปลง GAB

รูปที่ 1 แสดงความสัมพันธ์ของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศกับความชื้นสมดุล (Equilibrium Moisture Content: EMC) ของใบหม่อนพันธุ์นครราชสีมา 60 จากการทดลองและผลการทำนายโดยสมการต่าง ๆ

สมการอบแห้งชั้นบาง จากการทดลองการอบแห้งใบหม่อนแบบชั้นบางในช่วงอุณหภูมิ 40 ถึง 80°C เมื่อนำค่าความชื้นที่เวลาต่าง ๆ และค่าความชื้นสมดุลที่ทำนายจากสมการของ Halsey มาคำนวณหาอัตราส่วนความชื้นที่ระยะเวลาต่างๆ ดังแสดงในรูป 2 พบว่าอุณหภูมิมีผลต่ออัตราการอบแห้ง เมื่ออุณหภูมิของลมร้อนสูงขึ้น อัตราการอบแห้งชั้นบางเพิ่มขึ้นตามไปด้วยโดยที่อัตราการอบแห้งของใบหม่อนพันธุ์บุรีรัมย์ 60 สูงกว่าใบหม่อนพันธุ์นครราชสีมา 60



รูปที่ 2 เปรียบเทียบอัตราส่วนความชื้นของใบหม่อนทั้งสองพันธุ์ที่ได้จากการทดลองที่อุณหภูมิต่าง ๆ

เมื่อนำผลการทดลองมาวิเคราะห์สมการถดถอยเพื่อหาค่าคงที่ของสมการของ Page และสมการกึ่งทฤษฎีแล้วนำค่าคงที่ที่ได้ไปสร้างความสัมพันธ์กับอุณหภูมิในรูปแบบสมการโพลีนอเมียล จะได้สัมประสิทธิ์ของสมการแสดงในตารางที่ 3 และตารางที่ 4

ตารางที่ 3 ค่าสัมประสิทธิ์ของสมการโพลีนอเมียลของสมการกึ่งทฤษฎี ของใบหม่อนพันธุ์นครราชสีมา 60 และพันธุ์บุรีรัมย์ 60

$$k = b_0 + b_1 \times T + b_2 \times T^2$$

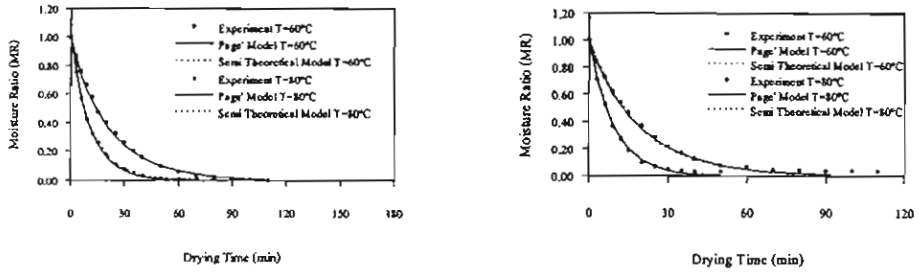
พันธุ์	พารามิเตอร์	b0	b1	b2
นครราชสีมา 60	k	-0.007	-6E-05	1.6E-05
บุรีรัมย์ 60	k	0.02249	-0.00105735	0.000026448

ตารางที่ 4 ค่าสัมประสิทธิ์ของสมการโพลีนอเมียลของสมการ Page ของใบหม่อนพันธุ์นครราชสีมา 60 และพันธุ์บุรีรัมย์ 60

$$k = b_0 + b_1 \times T + b_2 \times T^2$$
$$n = b_0 + b_1 \times T + b_2 \times T^2$$

พันธุ์	พารามิเตอร์	B0	b1	b2
นครราชสีมา 60	k	-0.004	0.00039	1.1E-05
	n	0.64832	0.00668	-3E-05
บุรีรัมย์ 60	k	0.05772	-0.00147828	0.00002641
	n	0.55034	0.009254941	-0.000045983

ผลการวิเคราะห์ทางสถิติพบว่าค่า SSE ของสมการของ Page มีค่า SSE ต่ำกว่าของสมการกึ่งทฤษฎีทุกค่าอุณหภูมิ และเมื่อนำผลการทดลองและการทำนายไปเขียนกราฟได้ผลแสดงดังรูปที่ 3 แสดงให้เห็นว่าสมการของ Page สามารถทำนายผลการทดลองการอบแห้งใบหม่อนทั้ง 2 พันธุ์ได้ดีในทุกอุณหภูมิและทุกช่วงเวลาการทดลอง



ใบหม่อนพันธุ์นครราชสีมา 60 ใบหม่อนพันธุ์บุรีรัมย์ 60

รูปที่ 3 แสดงอัตราส่วนความชื้นไร้หน่วย ที่ได้จากการทดลองและทำนายผลที่อุณหภูมิต่าง ๆ

สรุปผล

จากการศึกษาสมการความชื้นสมดุลแบบต่าง ๆ จำนวน 5 สมการ พบว่าสมการดัดแปลงของ Halsey สามารถใช้อธิบายผลการทดลองของใบหม่อนทั้ง 2 พันธุ์ ได้ดีกว่าอีก 4 สมการ โดยที่ค่าความชื้นสัมพัทธ์และอุณหภูมิมีอิทธิพลต่อความชื้นสมดุลอย่างเห็นได้ชัด ส่วนการอบแห้งชั้นบาง อิทธิพลของอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่ออัตราการอบแห้ง ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนความชื้นและเวลาที่ใช้ในการอบแห้งที่ได้จากการทดลองภายใต้สภาวะอากาศคงที่ พบว่ามีลักษณะลดลงแบบ Exponential และสมการของ Page ใช้อธิบายข้อมูลจากการทดลองของใบหม่อนทั้ง 2 พันธุ์ได้ดีกว่าสมการกึ่งทฤษฎี

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณ มหาวิทยาลัยมหาสารคามและสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้ทุนสนับสนุนการวิจัย และขอขอบคุณ คุณวิเชษฐ์ โกศล ผู้ช่วยเก็บข้อมูลประกอบการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

1. สมชาติ โสภณรณฤทธิ์. (2540), การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารบางประเภท, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพฯ, หน้า 63-87
2. Hygrodynamics inc., (November 30, 2002), Saturated salt solution, http://www.fsci.unm.edu/Ted_Labuza/
3. ASAE STANDARD. (1999), Moisture relationships of Plant-base Agricultural Products, ASAE D245.5 Oct95, pp. 512-528
4. ASAE STANDARD. (1999), Thin-Layer Drying of Grains and Crops, ASAE S448 Dec98, pp.581-583

การประชุมวิชาการครั้งที่ 5 ประจำปี 2547
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
26-27 เมษายน 2547 ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

COMPARATIVE ASSESSMENT OF R134a, R407C, AND R410A AS ALTERNATIVES TO R22

U. Teeboonma[1,*] and S. Soponronnarit[2]

[1] *Deparment of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering*
Ubon Ratchathani University, Ubonrachathani province, 34190, Thailand
[2]*School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi*
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

R22, R134a, R407C, and R410A are chosen to comparatively study their thermodynamic performances, focusing on saturated pressure, pressure ratio, refrigerating effect, specific compressor displacement, and coefficient of performance of heat pump. R134a, R407C, and R410A are alternatives to R22 for using in the air conditioners and heat pump dryer. The study conditions were as follows: evaporator outlet temperatures ranging from 0 to 20°C and condensing or dew point temperatures ranging from 45 to 60°C.

The results revealed that R407C is a suitable refrigerant for replacing R22. This is due to its saturated pressure, refrigerating effect, and specific compressor displacement are the closest to those for R22. Although R410A has a potential to replace R22, its saturated pressure is rather high. As a result of high-saturated pressure, some components of former heat pump cannot be applied with R410A such as solenoid valve and expansion valve.

KEYWORDS: Refrigerants, Thermodynamic performance

INTRODUCTION

R22 has been widely used as a working fluid in both air conditioning and heat pump applications. It is non-flammable and non-toxic refrigerant. However, the Ozone depletion potential (ODP) and Global warming potential (GWP) of R22 are 0.05 and 0.35, respectively, with respect to R11 [1]. The chlorine contained in HCFCs is believed to be the major factor causing the ozone-layer depletion. As a result of this, Gradual phase-out of hydrochlofluorocarbons (HCFCs), including R22, has been decided at the Montreal Protocol and this will be done by 2030 in developed countries and 2040 in developing countries. Therefore, searching for alternatives to R22 is an important area of research.

In this study, R22, R134a, R407C, and R410A are selected to study their thermodynamic performances, focusing on saturated pressure, pressure ratio, refrigerating effect, specific compressor displacement, and coefficient of performance of heat pump. R22 and R134a are the pure refrigerants whilst R407C and R410A are

* **Corresponding author**. Tel.: 0-4528-8376 ext 3815; fax: 0-4528-8378
E-mail address: enaumpte@ubu.ac.th (U. Teeboonma)

the zeotropic and near azeotropic mixture refrigerant, respectively. R407C consists of 23% of R32, 25% of R125, and 52% of R134a in which its temperature glide is around 6°C. R410A, temperature glide of 0.1°C, comprises 50% of R32 and 50% of R125 [2].

MATERIALS AND METHODS

The thermodynamic performances of R134a, R407C, and R410A are theoretically compared to that of R22. To simplify the problem, the following assumptions are applied:

1. Pressure drop in refrigerant pipe is negligible.
2. Compression process is assumed to be isentropic
3. Expansion process is assumed to be isenthalpic.
4. The refrigerant at outlet evaporator and condenser are saturated vapor and liquid, respectively.

Based on above-mentioned assumptions, the vapor compression cycle used in this study can be illustrated in Fig. 1. The study conditions are as the followings:

1. Evaporator outlet temperatures range from 0 to 20°C.
2. Condensing or dew point temperatures range from 45 to 60°C

The criteria used for evaluating the heat pump operating on various refrigerants are saturated pressure (P_{sat}), pressure ratio (PR), refrigerating effect (RE), specific compressor displacement (SCD), and coefficient of performance of heat pump (COP_h). These parameters are defined as the following equations.

$$PR = \frac{P_{co}}{P_{ev}} \tag{1}$$

$$RE = h_1 - h_4 \tag{2}$$

$$SCD = \frac{h_1 - h_4}{v_1} \tag{3}$$

$$COP_h = \frac{h_2 - h_3}{h_2 - h_1} \tag{4}$$

Where P_{co} = condensing pressure, kPa
P_{ev} = evaporating pressure, kPa
h_1 = enthalpy at outlet evaporator, kJ/kg
h_2 = enthalpy at inlet condenser, kJ/kg
h_3 = enthalpy at outlet condenser, kJ/kg
h_4 = enthalpy at inlet evaporator, kJ/kg
v_1 = specific volume at inlet compressor, m^3/kg

RESULTS AND DISCUSSION

In the following sections, the results of the performance evaluation and analysis of some of the alternatives to R22 are presented and discussed. The study

conditions are an evaporator outlet temperature varied between 0 and 20°C, and condensing or dew point temperature varied from 45 to 60°C.

Saturated Pressure

Fig. 2 presents the relationships between the saturated pressure and temperature of each working fluid in which the temperatures range from 0 to 20°C. At these conditions, the saturated pressures for R410A are the highest whilst the saturated pressures of R134a are the lowest, compared to the other working fluids. At 0°C, the saturated pressures for R134a, R407C, and R22 are lower than that for R410A by 172, 73, and 60%, respectively. Under the temperature of 20°C, the saturated pressures for R134a, R407C, and R22 are lower than that for R410A by 152, 63, and 58%, respectively. As can be seen in Fig. 2, the saturated pressures for R407C are slightly lower than that of R22. It is worth to mention that the saturated pressure of all refrigerants increases with the increasing of temperature.

The saturated pressures of various refrigerants at the temperatures ranging from 45 to 60°C are shown in Fig. 3. It is obviously observed that the saturated pressures for R407C are almost equal to those for R22. At these conditions, the saturated pressures for R410A are still the highest whilst the saturated pressures for R134a are also the lowest when compared to the other working fluids. At the temperature of 45°C, the saturated pressures for R134a, R407C, and R22 are lower than that for R410A by 134, 55, and 57%, respectively. Under the temperature of 60°C, the saturated pressures for R134a, R407C, and R22 are lower than that for R410A by 128, 52, and 58%, respectively.

It is evident from Fig. 2 and 3 that the saturated pressure for R407C is the closest to that for R22.

Pressure Ratio

Fig. 4 illustrates the relationships between the pressure ratio and an evaporator outlet temperature of various working fluids at the condensing or dew point temperature of 45°C. It is clearly seen from Fig. 4 that the pressure ratios for all working fluids decrease as the increasing of temperature at outlet evaporator. The pressure ratios for R22, R407C, and R410A at evaporator outlet temperature of 0°C are lower than that for R134a by 14, 4, and 16%, respectively. At an evaporator outlet temperature of 20°C, the pressure ratios for R22, R407C, and R410A are lower than that for R134a by 6.8, 1.9, and 7.4%, respectively. The pressure ratios for R407C are slightly lower than those for R134a whilst the pressure ratio for R410A is the closest to that for R22, especially at high evaporator outlet temperature.

Fig. 5 shows the relationships between the pressure ratio and evaporator outlet temperature of various working fluids at the condensing or dew point temperature of 53°C. The trends of the result are similar to previous case as discussed earlier in Fig. 4. It should be emphasized here that the pressure ratio for R410A is the closest to that for R22 within the same condition. This result is similar to the preliminary studies [3,4]. The pressure ratio for R134a and R410A is the highest and the lowest, respectively. Under the same evaporator outlet temperature, the pressure ratio for all refrigerants increases with the increasing of condensing or dew point temperature.

This is because of the fact that the saturated pressure depends remarkably on the temperature.

Refrigerating Effect

Fig. 6 is a plot of refrigerating effect against evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 45°C. It is revealed from Fig. 6 that the refrigerating effect for R407C is the closest to that for R22. The refrigerating effect for R407C and R22 are almost identical at lower evaporator outlet temperature, whereas the refrigerating effect for R407C is slightly higher when an evaporator outlet temperature is higher than 10°C. This result confirms the previous results [3,4,5,6,7,8]. At an evaporator outlet temperature of 0°C, the refrigerating effects for R134a and R410A are lower than that for R22 and R407C by 10 and 1.8%, respectively. For the condition of 20°C, the refrigerating effects for R22, R134a, and R410A are lower than that for R407C by 1.3, 7.9 and 4.4%, respectively. It should be emphasized here that the refrigerating effect for all working fluids increases with increasing of an evaporator outlet temperature. Based on this study, the refrigerating effect is linearly proportional to an evaporator outlet temperature. As can be seen from Fig. 6, the refrigerating effect for R134a is the lowest whilst the increasing rate of refrigerating effect for R410A is the highest when an evaporator outlet temperature increases. This conclusion is similar to preliminary study [9].

Fig. 7 shows the relationships between the refrigerating effect and an evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 53°C. The trends of the results are slightly different from the previous case, in particular for R22 and R407C. The refrigerating effects for all refrigerants are still increasing when an evaporator outlet temperature increases. In addition, the refrigerating effect for R407C is the closest to that for R22 and the refrigerating effect for R134a is the lowest when compared to the other working fluids. It is obvious from Figs. 6-7 that the refrigerating effect for R22 is slightly higher than that for R407C when the condensing or dew point temperature increases. The refrigerating effect for R134a is slightly higher than that for R410A when the condensing or dew point temperature increases, especially for higher evaporator outlet temperature. It can be explained by the fact that the increasing rate of refrigerating effect for R410A is lower than that for R134a. For an identical evaporator outlet temperature, the refrigerating effect decreases when the condensing or dew point temperature increases.

Specific Compressor Displacement

Fig. 8 presents the relationships between the specific compressor displacement and an evaporator outlet temperature at the condensing or dew point temperature of 45°C. The specific compressor displacements for all refrigerants decrease when an evaporator outlet temperature increases. This is due to the specific volume of the refrigerant increases with the increasing of evaporator outlet temperature. On the other hand, the density of the refrigerant decreases when the temperature increases. As can be seen in Fig. 8, it is obvious that the specific compressor displacement for R134a and R410A are the highest and lowest, respectively. Additionally, it should be noted that the specific compressor displacement for R407C is the closest to that for R22. Considering at an evaporator outlet temperature of 0°C, specific compressor

displacements for R410A, R407C, and R22 are lower than that for R134a by 129, 51, and 62%, respectively. In the case of an evaporator outlet temperature of 20°C, specific compressor displacements for R410A, R407C, and R22 are lower than that for R134a by 110, 46, and 47%, respectively.

Fig. 9 illustrates the relationships between the specific compressor displacement and an evaporator outlet temperature at the condensing or dew point temperature of 53°C. The similar result to the earlier case is achieved. It is important to point out from Figs. 8-9 that at the constant condensing or dew point temperature the specific compressor displacement for all refrigerants decreases with increasing an evaporator outlet temperature. At an identical evaporator outlet temperature, the specific compressor displacement for all refrigerants increases when the condensing or dew point temperature increases. It can also be concluded that the specific compressor displacement for R407C is the closest to that for R22, corresponding to previous work [3].

Coefficient of Performance of Heat Pump

Fig. 10 presents the relationships between the coefficient of performance of heat pump and an evaporator outlet temperature at the condensing or dew point temperature of 45°C. It can be seen from the Fig. 10 that the coefficient of performance of heat pump increases with increasing an evaporator outlet temperature. For an identical conditions, the coefficient of performance of heat pump for R134a is the closest to that for R22 whilst the coefficient of performance of heat pump for R407C is slightly lower than that for R22. It is interesting to note that the coefficient of performance of heat pump for R410A is the lowest. For the condition of an evaporator outlet temperature of 0°C, the coefficient of performance of heat pump for R134a, R407C, and R410A are lower than that for R22 by 0.7, 2.8, and 7.5%, respectively. At an evaporator outlet temperature of 20°C, the coefficient of performance of heat pump for R407C and R410A are lower than that for R22 by 3.1 and 6.5%, respectively, whilst the coefficient of performance of heat pump for R134a and R22 are almost the same.

Fig. 11 is the plot of the coefficient of performance of heat pump against an evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 53°C. The trends of the results are similar to the previous case.

It should be remarked from Figs. 10-11 that the coefficient of performance of heat pump for all refrigerants, based on constant condensing or dew point temperature, increases with increasing evaporator outlet temperature. At the same evaporator outlet temperature, the coefficient of performance of heat pump for all working fluids decreases when the condensing or dew point temperature increases. It should also be noted that the coefficient of performance of heat pump for R134a is the closest to that for R22. The similar result is revealed by several researchers [3,4,8,9].

CONCLUSIONS

The results clearly showed that R407C is a suitable refrigerant for replacing R22 because its saturated pressure, refrigerating effect, compressor work, and specific compressor displacement are the closest to those for R22. Although R410A has a potential to replace R22, its saturated pressure is rather high. As a result of high-

saturated pressure, some components of former heat pump can not be applied with R410A such as solenoid valve, compressor valve, and expansion valve. In the case of R134a, it requires a large specific compressor displacement, causing low cooling and heating capacity.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

REFERENCES

1. Sand, J.R., Vineyard, E.A., and Nowak, R.J. (1990), Experimental performance of ozone-safe alternative refrigerants, *ASHRAE Transaction*, Vol. 95, pp. 173-183.
2. Richard, L.P. (2002), CFC Phase-Out: have we met the challenge?, *Journal of Fluorine Chemistry*, Vol. 114, pp. 237-250.
3. Devotta, S., Waghmare, A.V., Sawant, N.N., and Domkundwar, B.M. (2001), Alternatives to HCFC-22 for air conditioners, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 21, pp. 703-715.
4. Sami, S.M. and Desjardins, D.E. (2000), Performance analysis of new alternative to HCFC22 inside air/refrigerant-enhanced surface tubing, *International Journal of Energy Research*, Vol. 24, pp. 759-768.
5. Aprea, C. and Greco, A. (2003), Performance evaluation of R22 and R407C in a vapour compression plant with reciprocating compressor, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 23, pp. 215-227.
6. Cecilia, G. and Lennart, V. (2001), Drop-in replacement of R22 in heat pumps used for district heating-influence of equipment and property limitations, *International Journal of Energy Research*, Vol. 24, pp. 660-675.
7. Lee, D.Y., Ahn, Y., Kim, Y., Change, Y.S. and Nam, L. (2002), Experimental investigation on the drop-in performance of R407C as a substitute for R22 in a screw chiller with shell and tube heat exchangers, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 25, pp. 575-585.
8. Mongey, B., Hewitt, N.J. and Mcmullan, J.T. (1996), R407C as an alternative to R22 in refrigeration system, *International Journal of Energy Research*, Vol. 20, pp. 245-254.
9. Man-Hoe, K. (2002), Performance evaluation of R-22 alternative mixtures in a breadboard heat pump with pure cross-flow condenser and counter-flow evaporator, *Energy*, Vol. 27, pp. 167-181.

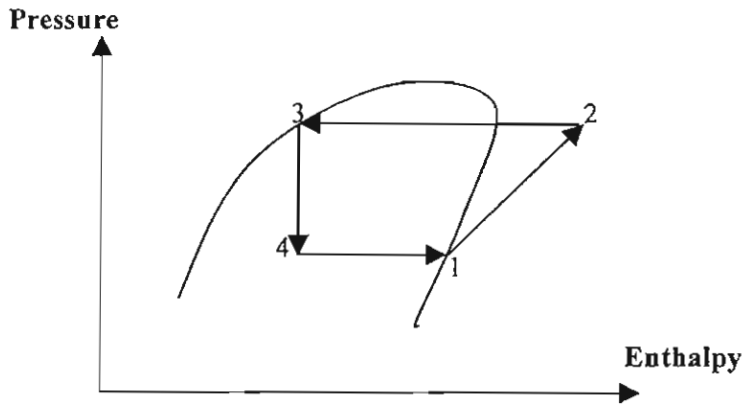


Figure 1. Vapor compression cycle of heat pump

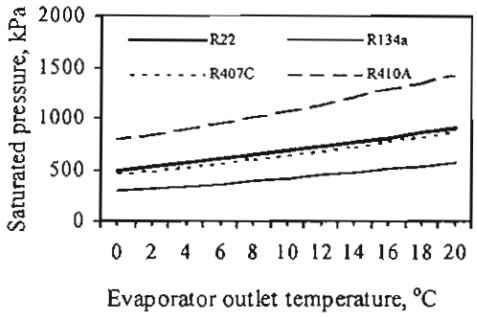


Figure 2. The relationships between saturated pressure and evaporator outlet temperature

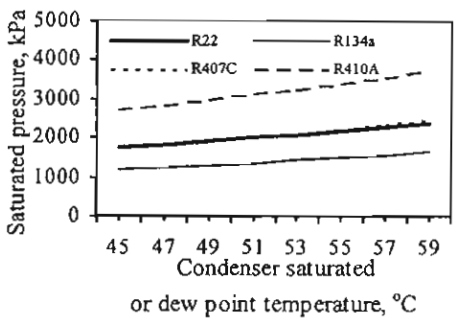


Figure 3. The relationships between saturated pressure and condensing or dew point temperature

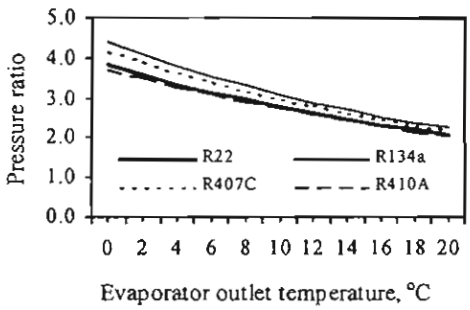


Figure 4. The relationships between pressure ratio and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 45°C

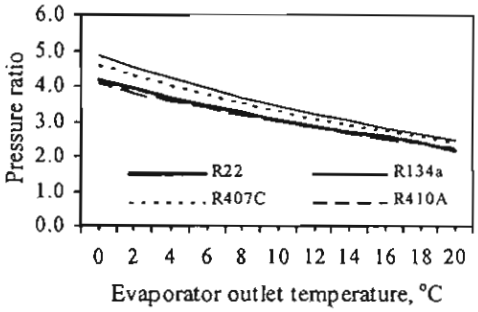


Figure 5. The relationships between pressure ratio and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 53°C

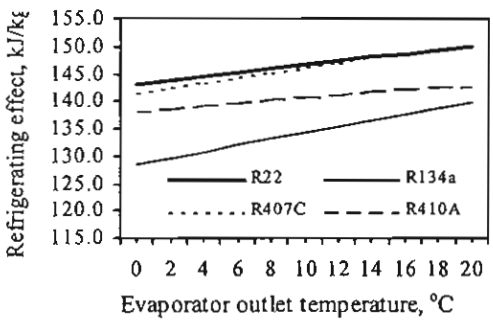


Figure 6. The relationships between refrigerating effect and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 45°C

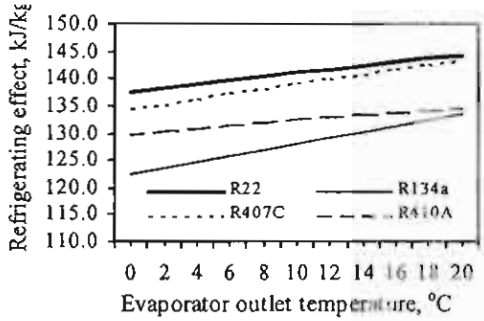


Figure 7. The relationships between refrigerating effect and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 53°C

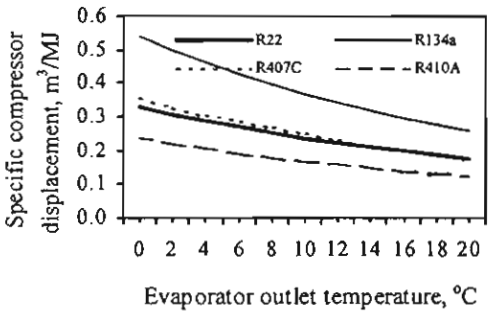


Figure 8. The relationships between specific compressor displacement and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 45°C

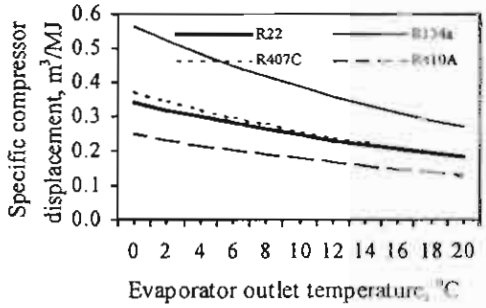


Figure 9. The relationships between specific compressor displacement and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 53°C

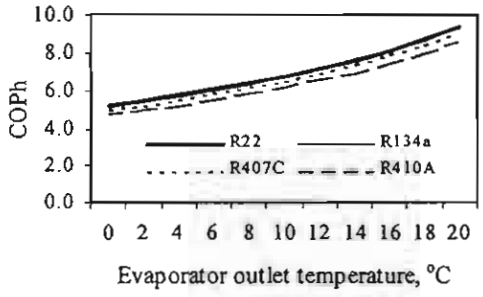


Figure 10. The relationships between coefficient of performance of heat pump and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 45°C

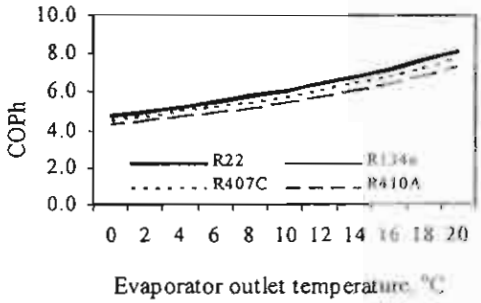


Figure 11. The relationships between coefficient of performance of heat pump and evaporator outlet temperature for condensing or dew point temperature of 53°C

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 18
18-20 ตุลาคม 2547 จังหวัด-ขอนแก่น

การผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งจากกะลามะพร้าวด้วยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชัน โดยใช้โมลาสเป็นตัวประสาน

Briquette fuel producing from coconut shell by extrusion technique using molass as binder

ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[1], ฐานิตย์ เมธิยานนท์[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]
[1]นักศึกษา ป.โท [3]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[2]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร
51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 0-2988-3666 ต่อ 244 โทรสาร 0-2988-3666 ต่อ 241 E-mail: xmankmitnb@yahoo.com[1], Thanid@mut.ac.th[2]

Prasan Sathitruangsak[1], Somchart Soponronnarit[3]
Faculty of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140
Thanid Madhiyanon[2]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาและออกแบบสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงสำหรับใช้ในกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็น รวมถึงศึกษาสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ ซึ่งวัตถุดิบที่ใช้ในการทดลอง คือผงถ่านกะลามะพร้าวผสมกับผงถ่านใยกะลามะพร้าว สัดส่วน 40:60 และใช้โมลาสเป็นตัวประสาน โดยจะศึกษาถึงอิทธิพลของสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบที่มีต่อสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ ซึ่งจะปรับเปลี่ยนสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบดังนี้ คือ 10:100, 15:100 และ 20:100 ซึ่งสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ทดสอบได้แก่ ค่าความหนาแน่น ค่าการต้านทานแรงกด และค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิง ผลที่ได้พบว่าพบว่าอัตราการผลิตและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงจะแปรผันตรงกับปริมาณสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ แต่ค่าความหนาแน่นและการใช้พลังงานในการอัดแท่งเชื้อเพลิงจำเพาะจะแปรผกผันกับปริมาณสัดส่วนการผสมโมลาส สำหรับอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงมีความคลาดเคลื่อนจากการทดลองประมาณ 20% โดยมีอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงที่ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิง 145 รอบต่อนาทีมีค่าระหว่าง 0.8 0.9 kg/min และแท่งเชื้อเพลิงที่ได้มีค่าความหนาแน่นอยู่ในช่วง 1283 1342 kg/m^3 ซึ่งมีค่าการต้านทานแรงกดระหว่าง 2.60 2.87 MPa สำหรับค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงมีค่า 19.0 20.3 MJ/kg ในขณะที่พลังงานจำเพาะในการผลิตแท่งเชื้อเพลิงมีค่า 0.14 0.18 MJ/kg

Abstract

The objectives of this research are to study and design a screw for producing solid fuel by extrusion technique, as well as physical properties of extruded fuel are also discussed. Crushed coconut shell char mixed to coconut fiber char at the mass ratio of 40:60 was used as base material and molass was chosen as binder in this study. To investigate the influence of molass on physical properties of fuel such as density, compressive strength and high heating value, mass ratio of molass to base material was varied from one experimental to the other as follows: 10:100, 15:100 and 20:100. It was found that output of product and compressive strength were directly proportional to amount of molass whereas density, high heating value and specific energy consumption (SEC) increased as amount of molass decreased. The output of product was about 20% deviated from a design value. At screw speed of 145 rpm, the results are the output 0.8-0.9 kg/min, density 1283-1342 kg/m^3, compressive strength 2.60-

2.87 MPa, high heating value 19.0-20.3 MJ/kg and SEC 0.14-0.18 MJ/kg

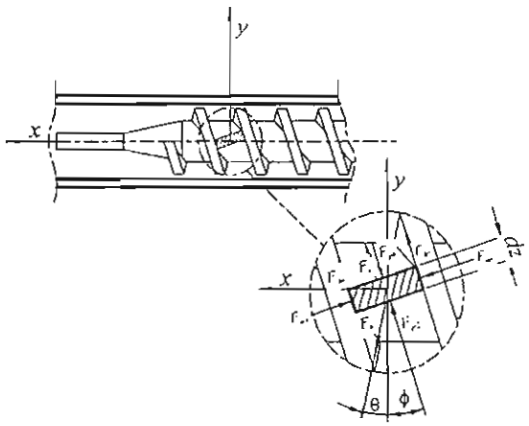
1. บทนำ

ในปัจจุบันสภาวะการใช้พลังงานของประเทศไทย มีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้นทุกขณะ โดยพลังงานส่วนใหญ่ที่ใช้นั้นเป็นพลังงานความร้อนซึ่งได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลที่ต้องมีการนำเข้ามาจากต่างประเทศทำให้ต้องสูญเสียเงินตราออกนอกประเทศ เพื่อที่จะซื้อเชื้อเพลิงเหล่านี้เข้ามาแต่จากการที่ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม จึงทำให้มีวัสดุเหลือใช้จากการเกษตรจำนวนมากที่สามารถนำมาแปรรูปเป็นเชื้อเพลิงซึ่งมีศักยภาพใช้งานได้เป็นอย่างดี โดยจากการสำรวจข้อมูลที่ผ่านมาพบว่าศักยภาพของพลังงานจากวัสดุเหลือใช้ทางเกษตรมีมากถึง $156,402\times10^6$ MJ [1] โดยวัสดุเหลือใช้จากการเกษตรที่เหมาะกับการนำมาแปรรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิงคือ ผลมะพร้าว ซึ่งมีการเก็บเกี่ยวผลผลิตรวมปีละเกือบ 1.5 ล้านตัน โดส่วนที่เป็นกะลาและใยกะลาจะให้ค่าความร้อนสูงถึง 17.93 MJ/kg และ 16.23 MJ/kg [1] ตามลำดับ ในการแปรรูปวัสดุเหลือใช้จากผลมะพร้าวเป็นแท่งเชื้อเพลิงนั้นจะสามารถเลือกใช้ได้หลายกระบวนการ เช่น กระบวนการเอ็กซ์ทรูชัน หรือ กระบวนการอัดไฮดรอกลิกส์ เป็นต้น แต่สำหรับกระบวนการอัดด้วยไฮดรอลิกส์นั้นจะมีอุปกรณ์ที่ซับซ้อน และมีการทำงานที่ไม่ต่อเนื่องเมื่อเปรียบเทียบกับการอัดด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันซึ่งโดยปกติกระบวนเอ็กซ์ทรูชันจะมีด้วยกัน 2 แบบคือกระบวนการอัดรีดร้อนและกระบวนการอัดรีดเย็น ซึ่งกระบวนการอัดรีดร้อนนั้นมักจะใช้กับวัตถุดิบที่มีลิกนินเป็นส่วนประกอบหลัก การให้ความร้อนก็เพื่อที่จะทำให้ลิกนินที่มีอยู่ในวัตถุดิบละลายออกมายึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง โดยจากการทดลองที่ผ่านมาซึ่งทำการทดลองผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากขี้เลื่อยด้วยการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดร้อน โดยใช้ขดลวดความร้อนเป็นตัวให้ความร้อนกับขี้เลื่อยซึ่งเป็นวัตถุดิบที่นำมาอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิง [2] พบว่าอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงต่ำและใช้พลังงานจำเพาะสูงรวมถึงมีขั้นตอนที่ยุ่งยาก แต่ในกรณีที่เป็นกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็นนั้น จะต้องใช้ตัวประสานเพื่อทำหน้าที่ยึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง ซึ่งตัวประสานนั้นมีด้วยกันหลายแบบเช่น โมลาส หรือกากน้ำตาล ซึ่งมีสมบัติที่สามารถยึดเกาะวัตถุดิบให้เป็นแท่งเชื้อเพลิงได้ ลักษณะเด่นของการนำโมลาสมาใช้เป็นตัวประสานคือมีควันน้อยเมื่อนำแท่งเชื้อเพลิงที่ได้ไปเผาไหม้ [3] นอกจากนี้ยังมีตัวประสานชนิดอื่น ๆ เช่น แป้งมัน รวมถึงเคมีภัณฑ์ที่เหลือจากกระบวนการทางปิโตรเลียมจำพวก แอสฟัลต์ เป็นต้น โดยปกติแท่งเชื้อเพลิงที่ได้จากการผลิตต้องมีการทดสอบสมบัติทางกายภาพก่อนการนำไปใช้ เช่น ค่าความร้อน การต้านทานแรงกด ซึ่งการต้านทานแรงกดนั้นจะมีค่าที่ยอมรับได้ต่ำสุดคือ 0.375 MPa [4] แต่ค่าความร้อนนั้นจะขึ้นกับชนิดของวัตถุที่นำมาใช้

ดังนั้นจากที่กล่าวมาทั้งหมดข้างต้นจึงได้ทำการออกแบบสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงเพื่อใช้กับกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็น และเลือกใช้กะลามะพร้าวผสมกับใยกะลามะพร้าวเป็นวัตถุดิบในการผลิตเป็นแท่งเชื้อเพลิงและใช้โมลาสเป็นตัวประสาน เพื่อที่จะยึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง ทั้งนี้ในการออกแบบสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงนั้นจะใช้หลักการในการออกแบบสกรูลำเลียง [5] มาประยุกต์ใช้เพื่อให้สามารถอัดแท่งเชื้อเพลิงได้ภายในขั้นตอนเดียว นอกจากนี้ยังศึกษาถึงอิทธิพลของสัดส่วนการผสมโมลาสต่อสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ โดยสมบัติทางกายภาพที่ทดลองได้แก่ ความหนาแน่น การต้านทานแรงกด และค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิง

2. การออกแบบสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิง

ในการวิเคราะห์เพื่อคำนวณสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงนั้น จะแบ่งการพิจารณาออกเป็น 2 ช่วง คือ ช่วงการลำเลียงอนุภาคสำหรับร่องเกลียวลำเลียง และช่วงการอัดรีดชีวมวลให้ออกมาเป็นแท่งเชื้อเพลิง ในการวิเคราะห์แรงที่กระทำกับเบดอนุภาคของชีวมวล จะพิจารณาตามรูปที่ 1



รูปที่ 1 แรงที่กระทำกับเบดอนุภาคของชีวมวล

2.1 การคำนวณในช่วงการลำเลียงอนุภาค

ในการวิเคราะห์ในช่วงการลำเลียงอนุภาคของสกรูอัดเดี่ยว (Single screw extrusion) มีสมมุติฐานดังนี้ [5]

1. อนุภาคชีวมวลเคลื่อนที่ไปอย่างต่อเนื่องไม่มีการสะสมมวล
2. เบดอนุภาคของชีวมวลจะสัมผัสกับผนังของ barrel ฐานสกรู และใบเกลียวสกรู
3. ความสูงของใบเกลียวมีค่าคงที่
4. ไม่พิจารณาช่องว่างระหว่างในเกลียวกับผนัง barrel
5. อนุภาคเคลื่อนที่แบบ plug flow
6. ความดันในเบดอนุภาคไม่เปลี่ยนแปลงตลอดช่วงการลำเลียงอนุภาค
7. ไม่พิจารณาแรงเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก
8. ไม่พิจารณาแรงเหวี่ยงที่เกิดจากการหมุนของสกรู
9. ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นของเบดอนุภาคตลอดช่วงการลำเลียง

การหาอัตราการขนถ่ายเบดอนุภาคจำเป็นต้องหามุมขนถ่ายเบดอนุภาคของชีวมวลซึ่งเป็นมุมที่แรงลัพธ์กระทำกับเบดอนุภาค โดยการ

หาค่ามุมขนถ่ายเบดอนุภาคสามารถหาได้จากการสมดุลแรง และสมดุลแรงบิดที่กระทำกับเบดอนุภาคตามรูปที่ 1 ดังนี้

สมดุลแรงในแนวแกน x จะได้

$$\sum F_x = 0$$

$$F_{bx} - (F_{p2} - F_{p1})_x - (F_{na} - F_{np})_x + F_{fa} + F_{fpx} + F_{rx} = 0 \qquad (1)$$

สมดุลแรงบิดรอบแกน x จะได้

$$\sum M_x = 0$$

$$F_{bx}\frac{D_b}{2} - (F_{p2} - F_{p1})_y \frac{D_w}{2} - (F_{na} - F_{np})_y \frac{D_m}{2} - F_{fay}\frac{D_m}{2} - F_{fpy}\frac{D_w}{2} - F_{ry}\frac{D_s}{2} = 0 \qquad (2)$$

จากสมการสมดุลแรงและแรงบิดตามสมการที่ (1) และ(2) จะกำหนดให้สกรูหยุดนิ่งอยู่กับที่และ barrel หมุนรอบแกนสกรู โดยจะสามารถหาแรงลัพธ์ซึ่งเป็นแรงผลักดันให้เบดอนุภาคเกิดการเคลื่อนที่ด้านหน้าได้ ผลเฉลยของสมการ (1) และ (2) จะอาศัยลักษณะรูปทรงทางเรขาคณิตของสกรูดังรูปที่ 2 และไดอะแกรมความเร็วของเบดและสกรูอัดดังรูปที่ 3 ประกอบการคำนวณ หลังจากนั้นสามารถจัดรูปสมการที่ (1) และ (2) ให้เป็นสมการที่ (3) ซึ่งเป็นสมการที่ใช้หาค่ามุมขนถ่ายเบดอนุภาคและนำไปหาค่าอัตราการผลิตแห่งเชื้อเพลิง ($\dot{M}_S$) ในสมการที่ (9) ต่อไป โดยตัวแปรต่าง ๆจากรูปที่ 1,2 และ3 มีความหมายดังนี้

F_r = แรงเสียดทานระหว่าง เบดอนุภาคกับฐานสกรู

F_{na} = แรงตั้งฉากระหว่างเบดอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่รับอนุภาคเข้ามา (active flight flank)

F_{np} = แรงตั้งฉากระหว่างเบดอนุภาคกับดานข้างของเกลียวที่ส่งอนุภาคออกไป (passive flight flank)

F_{fa} = แรงเสียดทานระหว่างเบดอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่รับอนุภาคเข้ามา

F_{fp} = แรงเสียดทานระหว่างเบดอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่ส่งอนุภาคออกไป

F_{p1} = แรงเนื่องจากความดันที่ระยะใด ๆ

F_{p2} = แรงเนื่องจากความดันที่ระยะ $Z + dZ$

$\overline{V_b}$ = ความเร็วของ barrel

$\overline{V_{xz}}$ = ความเร็วของเบดอนุภาคในทิศทาง Z (ตามแนวร่องสกรู)

$\Delta\overline{V}$ = ผลต่างระหว่าง $\overline{V_b}$ และ $\overline{V_{xz}}$

ϕ_s = มุมเกลียวสกรู

ϕ_m = มุมเกลียวเฉลี่ย

θ = มุมขนถ่ายเบดอนุภาค

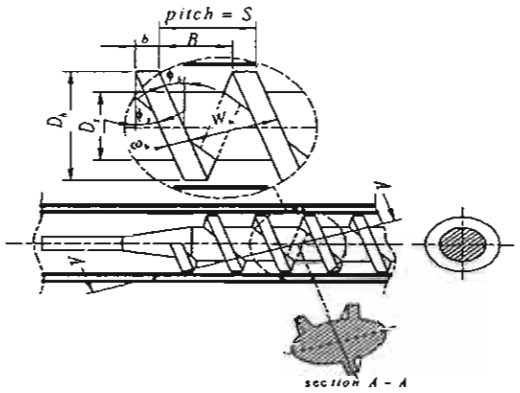
D_b = เส้นผ่านศูนย์กลาง barrel

D_s = เส้นผ่านศูนย์กลางสกรู

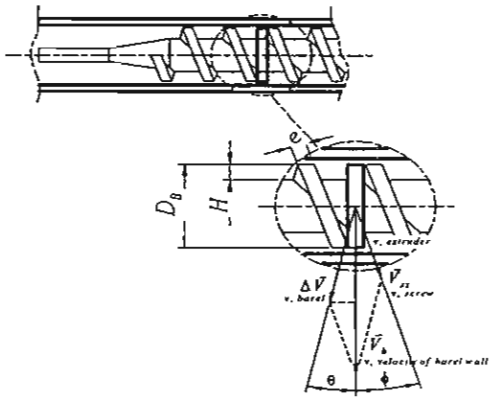
D_m = เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของร่องสกรู

P_1 = ความดันที่ตำแหน่งทางเข้าร่องเกลียว

P_2 = ความดันที่ตำแหน่งทางออกร่องเกลียว



รูปที่ 2 รูปทรงทางเรขาคณิตของสกรู



รูปที่ 3 ไดอะแกรมความเร็วของเบดและสกรู

มุมขนถ่ายเบดอนุภาคสามารถหาได้จาก

$$\theta = arcsin\left[\frac{(1 + K^2 - M_{total}{}^2)^{1/2} - KM_{total}}{1 + K^2}\right] \qquad (3)$$

โดยมีตัวแปรช่วยในสมการ (3) มีดังนี้

$$K = \frac{D_m(sin\phi_m + f_s cos\phi_m)}{D_b(cos\phi_m - f_s sin\phi_m)} \qquad (4)$$

$$M_{total} = M_1 + M_2 + M_3 \qquad (5)$$

$$M_1 = \frac{2Hf_s}{W_b f_b} sin\phi_b (K + \frac{D_m}{D_b} cot an\phi_m) \qquad (6)$$

$$M_2 = \frac{W_s f_s}{W_b f_b} sin\phi_b (K + \frac{D_s}{D_b} cot an\phi_s) \qquad (7)$$

$$M_3 = \frac{W_m H}{W_b z_b f_b} sin\phi_m (K + \frac{D_m}{D_b} cot an\phi_m) ln\frac{P_2}{P_1} \qquad (8)$$

ดังนั้นสามารถหาอัตราการขนถ่ายเบดอนุภาคหรืออัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงได้ดังนี้

$$\dot{M}_s = \rho HpWV_a = \rho HWpV_b \frac{\sin\theta}{\sin(\theta+\phi_m)} \quad (9)$$

โดยที่

ρ =ความหนาแน่นของเบดอนุภาคของชีวมวล, (kg/m^3)

p = จำนวนปากของเกลียวสกรู

V_b= ความเร็วของ Barrel ซึ่งมีค่าเท่ากับ $\pi D_b N/60$, m/s

D_b = เส้นผ่านศูนย์กลางของ Barrel, (m)

2.2 การคำนวณในช่วงการอัดอนุภาค

ในการคำนวณสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงในช่วงการอัดจะแตกต่างจากการคำนวณในช่วงลำเลียง เพราะสมมุติฐานที่ใช้ในการคำนวณช่วงลำเลียงนั้นไม่เกิดการอัดตัวของอนุภาคในร่องเกลียวทำให้ความดันในเบดอนุภาคไม่เกิดการเปลี่ยนแปลง ซึ่งหากความดันแตกต่างระหว่างความดันในร่องเกลียวที่ทางเข้า (P_1) และความดันในร่องเกลียวที่ทางออกของร่องเกลียวเดียวกัน (P_2) ไม่เกิดขึ้น (P_2/P_1=1) จะทำให้เทอมของตัวแปร M_3 ในสมการที่ 8 มีค่าเท่ากับศูนย์ แต่ในช่วงการอัดนั้นจะเกิดการเปลี่ยนแปลงปริมาตรของร่องเกลียวสกรูเพื่อเพิ่มความหนาแน่นของเบดอนุภาค โดยการลดลงของปริมาตรของร่องเกลียวสกรูจะเป็นการลดลงของความสูงของใบสกรู สำหรับความดันที่เกิดขึ้นระหว่างการอัดตัวของเบดอนุภาค เพื่อเพิ่มความหนาแน่นหาได้จากการทดลองซึ่งได้ความสัมพันธ์ของความดันและความหนาแน่นที่เปลี่ยนแปลงตามความดันดังสมการที่ (10) [6]

$$P = a\exp(bD) \quad (10)$$

โดยที่ P เป็นความดันที่ใช้ในการอัด; MPa

D เป็นความหนาแน่นของเบดอนุภาคชีวมวล; kg/m^3

a, b เป็นค่าคงที่ของสมการเอมไพริกัล

a = 0.05818

b = 0.0041

ความดันในร่องเกลียวที่ทางเข้า (P_1) ของร่องเกลียวอัดร่องแรกจะให้มีค่าเท่ากับความดันบรรยากาศและความดันในร่องเกลียวที่ทางออกของร่องเกลียวเดียวกัน (P_2) นั้นจะต้องหาความหนาแน่นที่เพิ่มขึ้นจากปริมาตรของร่องเกลียวที่ลดลง แล้วนำความหนาแน่นดังกล่าวแทนค่าลงในสมการที่ (10) ซึ่งความดัน P_2 ที่หาได้จากร่องเกลียวอัดร่องแรกจะเป็นค่า P_1 ของร่องเกลียวอัดร่องต่อไปซึ่งจะเป็นเช่นนี้ไปเรื่อย ๆ จนได้ความหนาแน่นตามที่ต้องการ ในการคำนวณสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงทั้งสองช่วงนั้นจะใช้วิธีการทำคำนวณซ้ำ (Iteration) โดยจะกำหนดอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงและความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงที่จะผลิตได้ซึ่งจะสมมติความสูงของใบเกลียวเริ่มต้น โดยจะกำหนดให้ระยะพิทช์ของร่องเกลียวมีค่าคงที่แล้วคำนวณซ้ำจนได้อัตราการผลิตและความหนาแน่นที่ต้องการที่ร่องเกลียวสุดท้ายซึ่งในการออกแบบสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงในการวิจัย จะกำหนดให้อัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงที่สามารถผลิตได้ไว้ที่ 1 kg/min และความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าประมาณ 1,000 kg/m^3

3. วัตถุดิบในการทดลองและการทดลอง

3.1 วัตถุดิบในการทดลอง

วัตถุดิบที่ใช้ในการทดลองคือผงถ่านกะลามะพร้าวผสมกับผงถ่านใยกะลามะพร้าว โดยวัตถุดิบทั้งสองนั้นได้จากการนำกะลา มะพร้าวแห้งไปทำการเผาจนได้ถ่านกะลามะพร้าว หลังจากนั้นนำกะลาที่ผ่านการเผามาทำการบดด้วยเครื่องบด (Hammer mill) ซึ่งผงถ่านกะลาที่ผ่านการบดและผงถ่านใยกะลาจะมีหลายขนาด ซึ่งสามารถคัดแยกเป็นร้อยละโดยมวลด้วยเครื่อง Sieve analysis โดยขนาดของผงถ่านกะลาและผงถ่านใยกะลามีสัดส่วนมากสุดที่ขนาด 0.6mm ซึ่งคิดเป็นร้อยละ 39.63 สำหรับผงถ่านกะลา และร้อยละ 47.34 สำหรับผงถ่านใยกะลา สำหรับตัวประสานที่เลือกใช้คือโมลาส หรือกากน้ำตาล ซึ่งจะผสมลงในส่วนผสมของผงถ่านกะลาและผงถ่านใยกะลาเพื่อเป็นตัวยึดเกาะวัตถุดิบให้เกาะตัวกันเป็นแท่งเชื้อเพลิงตามแบบของแม่พิมพ์ โดยมีอัตราผงถ่านกะลาผสมกับผงถ่านใยกะลาที่สัดส่วน 40:60 และผสมโมลาสสัดส่วน 10:100 จะมีค่าความหนาแน่น (Bulk Density) 415 kg/m^3 ซึ่งเป็นค่าความหนาแน่นเริ่มต้นในการออกแบบสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิง

3.2 การทดลอง

3.2.1 อุปกรณ์การทดลอง

ในการทดลองการอัดแท่งเชื้อเพลิงที่เงื่อนไขต่าง ๆ จะมีอุปกรณ์ในการทดลองดังนี้

1. เครื่องอัดรีดแท่งเชื้อเพลิงแข็ง
2. ชุดปรับความเร็วรอบมอเตอร์ (Inverter)
3. นาฬิกาจับเวลา
4. ตาชั่งน้ำหนัก
5. แคล์มมิเตอร์ซึ่งมีความแม่นยำ ± 0.2 แอมแปร์
6. มีดตัดแท่งเชื้อเพลิง
7. เวอร์เนียคาลิปเปอร์
8. เครื่องบดย่อยวัสดุ
9. เครื่องทดสอบค่าการต้านทานแรงกด (UTM)
10. เครื่องทดสอบค่าความร้อน (Bomb Calorimeter)
11. สารละลายที่ใช้ทดสอบค่าความหนาแน่น

3.2.2 เงื่อนไขการทดลอง

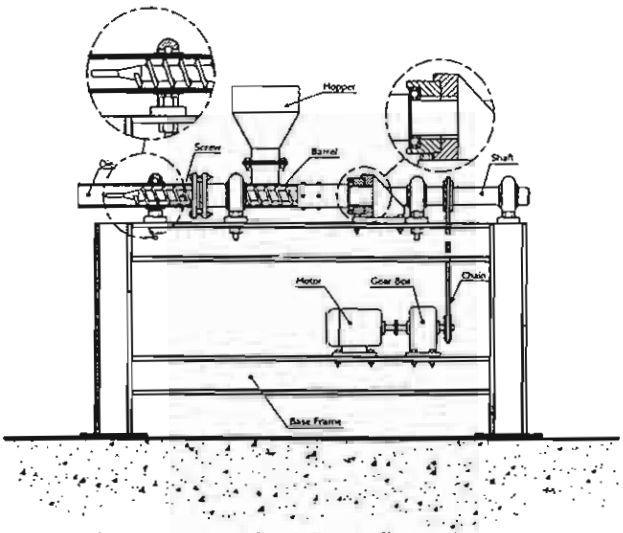
เงื่อนไขการทดลองการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งจะกำหนดสัดส่วนการผสมผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาที่ 40:60 และความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ 145 รอบต่อนาที แล้วทำการปรับเปลี่ยนสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ เพื่อศึกษาถึงผลกระทบต่อการผลิต และสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้โดยเงื่อนไขการทดลองมีดังนี้

1. สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 10:100
2. สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 15:100

3. สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 20:100

3.2.3 วิธีการทดลอง

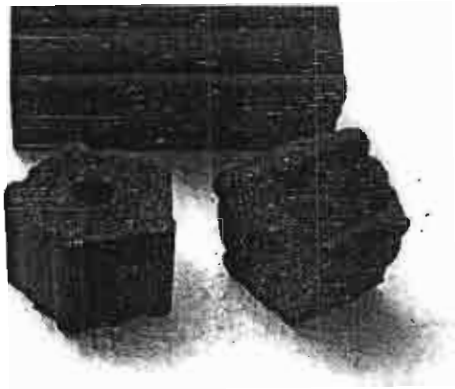
1. เตรียมวัตถุดิบและอุปกรณ์ที่จะใช้ในการทดลอง
2. ทำการเดินเครื่องอัดแท่งเชื้อเพลิงดังรูปที่ 4 เพื่อทดสอบการทำงานของเครื่อง
3. ปรับความเร็วรอบของสกรูตามเงื่อนไขการทดลอง
4. นำวัตถุดิบที่เตรียมไว้ใส่ลงในถังพักป้อน (Hopper)
5. นำภาชนะมารองชิ้วมวลที่ยังไม่เป็นแท่ง
6. สังเกตการอัดแท่งเชื้อเพลิงซึ่งจะรอจนออกมาเป็นแท่งอย่างสม่ำเสมอจึงเริ่มบันทึกผลการทดลองโดยจะทำการวัดอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงและพลังงานที่ใช้ในการอัดแท่งเชื้อเพลิงจำเพาะ
7. นำแท่งเชื้อเพลิงที่ได้ไปอบให้มีความชื้นประมาณ10% d.b เพื่อเตรียมไปทดสอบสมบัติทางกายภาพ
8. เปลี่ยนสัดส่วนของโมลาสตามเงื่อนไขการทดลองจนครบ
9. นำแท่งเชื้อเพลิงที่ผ่านการอบไปทดสอบสมบัติทางกายภาพ



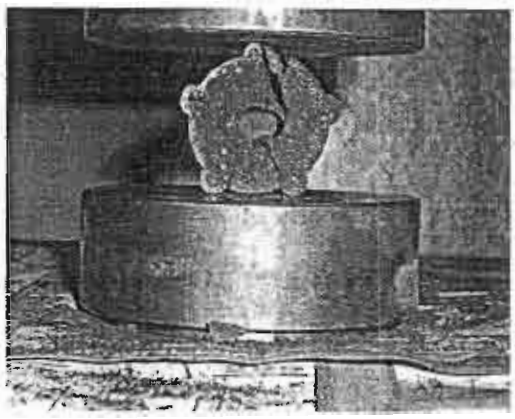
รูปที่ 4 ลักษณะของเครื่องอัดรีดแท่งเชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัย

4. ผลการทดลอง

จากการทดลองผลิตแท่งเชื้อเพลิง โดยใช้วัตถุดิบผงถ่านกะลาผสมกับผงถ่านใยกะลาที่สัดส่วน 40:60 แล้วทำการเปลี่ยนสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจาก 10:100, 15:100 และ 20:100 ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิง 145 รอบต่อนาที ซึ่งจากการออกแบบนั้นได้คำนวณอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงไว้ 1 kg/min ที่ค่าความหนาแน่นเริ่มต้นของวัตถุดิบที่ผสมแล้ว 415 kg/m^3 (ผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาที่ 40:60 สัดส่วนการผสมโมลาส 10:100) ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิง 145 รอบต่อนาที แต่ผลที่ได้จากการทดลองพบว่าที่เงื่อนไขการออกแบบจะได้อัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงจริงเพียง 0.8 kg/min ทั้งนี้เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์ความเสียดทานที่ใช้คำนวณไม่ตรงกับประเภทของวัตถุดิบ โดยแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้มีลักษณะดังรูปที่ 5 และการวางแท่งเชื้อเพลิงเพื่อทดสอบการต้านทานแรงกดและลักษณะการแตกของแท่งเชื้อเพลิงในการทดสอบมีลักษณะดังรูปที่ 6 นอกจากนี้ผลการทดลองของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้เมื่อนำไปทดสอบสมบัติทางกายภาพต่าง ๆ จะได้ผลการทดลองดังรูปที่ 7-9

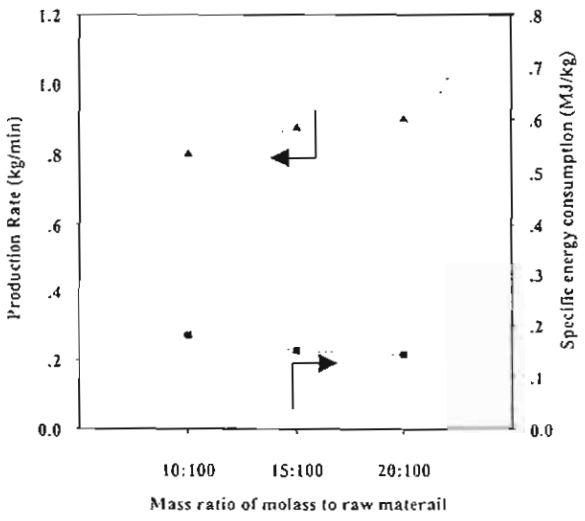


รูปที่ 5 แสดงแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้จากงานวิจัย



รูปที่ 6 การวางแท่งเชื้อเพลิงในการทดสอบการต้านทานแรงกด

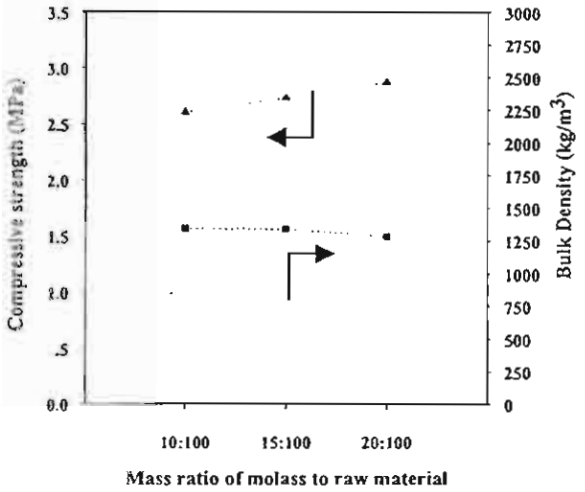
4.1 อัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงและการใช้พลังงานจำเพาะ



รูปที่ 7 แสดงอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงและการใช้พลังงานจำเพาะที่สัดส่วนผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาเท่ากับ 40:60

จากการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจะทำให้อัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงเพิ่มสูงขึ้น เพราะโมลาสซึ่งมีความหนืด แต่สามารถลดความเสียดทานที่บริเวณผิวของแท่งเชื้อเพลิงที่สัมผัสกับแม่พิมพ์ทำให้แท่งเชื้อเพลิงสามารถไหลออกจากแม่พิมพ์ได้ง่ายและเร็ว ซึ่งส่งผลให้การใช้พลังงานในการอัดหรือพลังงานจำเพาะลดลง โดยจากรูปที่ 7 พบว่าอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 0.8-0.9 kg/min และการใช้พลังงานจำเพาะมีค่าระหว่าง 0.14-0.18 MJ/kg

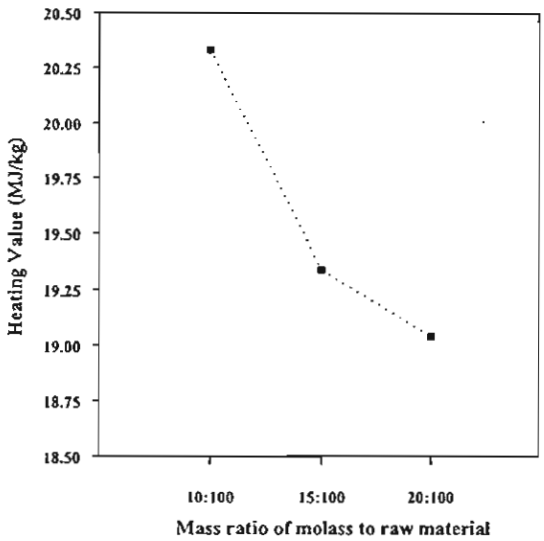
4.2 การต้านทานแรงกดและความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิง



รูปที่ 8 แสดงการต้านทานแรงกดและความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาเท่ากับ 40:60

จากการทดลอง พบว่าเมื่อสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบเพิ่มสูงขึ้นจะทำให้ความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงที่ได้ลดลงเพราะในตัวประสานโมลาส จะมีน้ำเป็นส่วนประกอบอยู่ประมาณ 25% โดยน้ำหนัก ซึ่งเมื่อนำแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ไปอบทำให้น้ำที่ผสมอยู่ในโมลาสระเหยทำให้น้ำหนักของแท่งเชื้อเพลิงลดลงแต่ไม่เกิดการหดตัวของแท่งเชื้อเพลิงทำให้ปริมาตรของแท่งเชื้อเพลิงเท่าเดิม ดังนั้นความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงที่ผ่านการอบมีความหนาแน่นลดลง โดยจะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ แต่ในกรณีของการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงนั้นจะพบว่าการต้านทานแรงกดจะแปรผันตรงกับการเพิ่มสัดส่วนผสมโมลาส เพราะการผสมโมลาสมากจะทำให้ปริมาณของโมลาสที่จะยึดเกาะวัตถุดิบเพียงพอและทั่วถึง ส่งผลให้สามารถรับแรงกดได้ดี โดยจากรูปที่ 8 พบว่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 2.49-2.87 MPa โดยมีค่าสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาส 20:100 ในขณะที่ความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 1283-1342 kg/m^3 โดยมีค่าสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสที่ 10:100

4.3 ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิง



รูปที่ 9 แสดงค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาเท่ากับ 40:60

จากการทดลองพบว่าเมื่อสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบเพิ่มสูงขึ้นจะทำให้ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้นั้นมีค่าลดลง เพราะเมื่อผสมโมลาสในปริมาณมากจะทำให้สัดส่วนของปริมาณผงถ่านกะลาซึ่งให้ค่าความร้อนสูงกว่าโมลาสที่ผสมในแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ลดลงทุกๆ 1 กิโลกรัมมีปริมาณลดลง ส่งผลให้ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าน้อยลง ตามการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ โดยจากรูปที่ 9 พบว่าค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 19.0 20.3MJ/kg ซึ่งค่าความร้อนจะสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบที่ 10:100

5. สรุปผลการทดลอง

ในการศึกษาการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งจากชีวมวลโดยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็น ซึ่งใช้โมลาสเป็นตัวประสานนั้นพบว่าอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงจากสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ได้ออกแบบไว้นั้นมีความคลาดเคลื่อนจากผลการทดลองจริงประมาณ 20% และการเปลี่ยนสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจาก 10:100 ไปเป็น 15:100 และ 20:100 ส่งผลต่อการผลิตและสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ โดยจากการทดลองที่สัดส่วนของผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาที่ 40:60 ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ 145 รอบต่อนาที พบว่าอัตราการผลิตจะแปรผันตรงกับสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ ซึ่งมีค่าระหว่าง 0.8-0.9 kg/min โดยอัตราการผลิตสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสที่ 20:100 ในขณะที่การใช้พลังงานจำเพาะในการผลิต จะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมโมลาสต่อ

น้ำหนักของวัตถุดิบ ซึ่งมีค่าระหว่าง 0.14-0.18 MJ/kg ซึ่งจะมีค่าต่ำสุดที่สัดส่วนโมลาสที่ 20:100 นอกจากนี้แท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีความหนาแน่นระหว่าง 1283-1342 kg/m^3 ซึ่งมีค่าการต้านทานแรงกดระหว่าง 2.6-2.87 MPa โดยค่าความต้านทานแรงกดนี้มีค่าสูงกว่าค่าที่ยอมรับในระดับอุตสาหกรรมมาก (ค่าที่ยอมรับได้ต่ำสุด 0.375 MPa) สำหรับค่าความหนาแน่นและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสที่ 10:100 และ 20:100 ตามลำดับ สำหรับค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้มีค่าระหว่าง 19.04-20.33 MJ/kg ซึ่งจะสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสที่ 10:100

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานสนับสนุนการทำวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุนในการวิจัย นอกจากนี้ขอขอบคุณกองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตร ที่เอื้อเฟื้อเครื่องบดย่อยวัสดุในการบดถ่านกะลามะพร้าว

เอกสารอ้างอิง

[1] การส่งเสริมการใช้พลังงานชีวมวลของประเทศไทย, วารสารนโยบายพลังงาน, ฉบับที่ 55 ม.ค.-มี.ค. 2543

[2] ฐานิดย์ เมธิยานนท์, เมธี ใบงาม และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, "การผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากขี้เลื่อยโดยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชัน", การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 17, ปี พ.ศ. 2546, หน้า 656-661

[3] M.C. Mayoral, M.T. Izquierdo, M.J. Blesa, J.M Andres, B. Rubio and J.L. Miranda, 2001, "DSC study of curing in smokeless briquetting", Thermochimica Acta [Electronic], Vol. 371, pp. 41-44, Available : Elsevier / Science Direct [2001]

[4] S.R. Richard, 1989, "Physical of Fuel Briquettes", Fuel Processing Technology [Electronic], Vol.25, pp. 89-100, Available: Elsevier / Science Publishers

[5] Rauwendaal,C., "Function process analysis", Polymer Extrusion, 2nd edition, 1990, p.p 222-256

[6] Z. Husain, Z. Zainac and Z. Addullah, 2002, "Briquetting of palm fiber and shell from the processing of palm nuts to palm oil", Biomass and Bioenergy [Electronic], Vol. 22, No. 10, pp. 505-509, Available: Elsevier / Science Direct [2002]

การศึกษาผลของตัวประสานที่ผลิตจากฟางข้าวต่อสมบัติทางกายภาพของเชื้อเพลิงอัดแท่ง

A Study of Influences of Binder Treated from Wheat Straw on Physical Properties of Fuel Briquette

ฐานิตย์ เมธิยานนท์[1] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]
[1,2]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร
51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
[3]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
โทร 0-2988-3666 ต่อ 244 โทรสาร 0-2988-3666 ต่อ 241 E-mail: Thanid@mut.ac.th[1] , xmankmitnb@yahoo.com[2]

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[2]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Somchart Soponronnarit[3]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการผลิตตัวประสานที่ทำมาจากการนำฟางข้าวเป็นไปหมักกับสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เพื่อนำไปใช้เป็นตัวประสานในการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็นและศึกษาถึงอิทธิพลของสัดส่วนการผสมตัวประสานต่อน้ำหนักของวัตถุดิบที่มีต่อสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ซึ่งสมบัติทางกายภาพที่ทำการทดสอบคือ ความหนาแน่น การต้านทานแรงกดและค่าความร้อน โดยวัตถุดิบที่นำอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิงคือผงถ่านกะลามะพร้าวผสมกับผงถ่านไยกะลามะพร้าวที่สัดส่วน 50:50 และปรับเปลี่ยนสัดส่วนการผสมของตัวประสานฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจาก 15:100 ไปเป็น 20:100 และ 25:100 ผลที่ได้พบว่าอัตราการผลิตและค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงจะเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนการผสมตัวประสานที่เพิ่มขึ้น แต่ความหนาแน่น, การต้านทานแรงกดและพลังงานที่ใช้ในการอัดจำเพาะจะลดลงตามสัดส่วนตัวประสานที่เพิ่มขึ้น โดยจากการทดลองผลิตแท่งเชื้อเพลิงที่ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงมีค่า 200 รอบต่อนาที พบว่าอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 1.39-1.52 kg/min และการใช้พลังงานจำเพาะมีค่าระหว่าง 0.09-0.12 MJ/kg โดยที่ความหนาแน่นมีค่าในช่วง 1328-1388 kg/m^3 ซึ่งค่าการต้านทานแรงกดระหว่าง 0.33-0.49 MPa และค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงมีค่า 23.6-24.5 MJ/kg

Abstract

The objectives of this research are to study the process of binder producing from wheat straw treated with sodium hydroxide for solid fuel produced by extrusion technique and to investigate the influence of mass ratio of binder to base material on physical properties of extruded fuel. The base materials are crushed coconut shell char and its fiber char which were mixed together at the mass ratio of 50:50. To study the effect of binder on physical properties, i.e. density, compressive strength and high heating value, the mass ratios of binder were varied from one experiment to the other as the follows: 15:100, 20:100 and 25:100, respectively. The experimental results showed that the output and high heating value increased as an increase of binder fraction whereas density, compressive strength and specific energy consumption (SEC) were decreased. At screw speed of 200 rpm, the results are the output 1.39-1.52 kg/min, SEC 0.09-0.12 MJ/kg, density 1328-1388 kg/m^3, compressive strength 0.33-0.49 MPa and high heating value 23.6-24.5 MJ/kg.

1. บทนำ

ในสถานการณ์ปัจจุบันสภาวะการใช้พลังงานของประเทศไทยมีแนว โน้มเพิ่มสูงขึ้นต่อเนื่องทุกปี ทั้งนี้เนื่องมาจากการขยายตัวของภาคอุตสาหกรรม โดยเฉพาะการใช้พลังงานปฐมภูมิ (Primary energy) หรือพลังงานความร้อน ซึ่งส่วนใหญ่เป็นพลังงานที่ได้มาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลที่ส่วนหนึ่งต้องนำเข้าทำให้ประเทศต้องเสียเงินตราออกไปต่างประเทศเพื่อจ่ายค่าพลังงานเหล่านี้ ดังนั้นจึงจำเป็นต้องหาเชื้อเพลิงอื่น ๆ เพื่อทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล จากการที่ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรม ซึ่งภายหลังจากการเก็บเกี่ยวผลผลิตจะมีวัสดุที่เหลือใช้จากการเกษตรจำนวนมาก โดยวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรเหล่านี้ มีศักยภาพในการนำมาแปรรูปเป็นเชื้อเพลิงได้ และจะเป็นการลดปริมาณวัสดุที่ต้องทำลายอีกทางหนึ่ง จากการสำรวจข้อมูล พบว่าวัสดุเหลือใช้จากการเกษตรของประเทศไทยมีศักยภาพในการแปรรูปเป็นพลังงานได้รวม 156,402×10^6 MJ [1] โดยวัสดุเหลือจากการเกษตรที่มีศักยภาพสูงแต่มีสัดส่วนการนำไปใช้ประโยชน์น้อย คือผลมะพร้าวซึ่งกะลาของผลมะพร้าวมีค่าความร้อนถึง 17.93 MJ/kg [1] นอกจากนี้ฟางข้าวที่เหลือจากการเก็บเกี่ยวข้าวยังมีการนำไปใช้ประโยชน์น้อย ในขณะที่ปริมาณการเก็บเกี่ยวมีกว่า 24 ล้านตันต่อปี [1] จากที่กล่าวมานั้นพบว่าวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรเหล่านี้เหมาะกับ การนำมาแปรรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิงซึ่งในการแปรรูปนั้น จะทำได้โดยการนำวัสดุดังกล่าวมาอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิง โดยการอัดแท่งเชื้อเพลิงนั้นสามารถทำได้หลายวิธีเช่น การอัดด้วยไฮดรอลิกส์ การอัดด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชัน ซึ่งในการอัดด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชัน จะสามารถอัดได้อย่างต่อเนื่อง และการทำงานที่สะดวกกว่าการอัดด้วย ไฮดรอลิกส์ สำหรับกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันนั้นยังสามารถแบ่งออกได้อีก 2 แบบคือการอัดรีดร้อนและกระบวนการอัดรีดเย็น โดยกระบวนการอัดรีดร้อนจะใช้กับวัตถุดิบที่มีลิกนินเป็นส่วนประกอบ การให้ความร้อนก็เพื่อที่จะทำให้ลิกนิน ที่มีอยู่ในวัตถุดิบละลายออกมายึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง แต่ในกระบวนการอัดรีดเย็นนั้นไม่ต้องการความร้อนในระหว่างการอัด แต่จะต้องใช้ตัวประสานเพื่อทำหน้าที่ยึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง จากการทดลองของ [2] ได้ทำการทดลองผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากขี้เลื่อยของไม้ 3 ชนิด ด้วยการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดร้อนซึ่งใช้ขดลวดความร้อนเป็นแหล่งความร้อนซึ่งพบว่าอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงจะต่ำและใช้พลังงานจำเพาะสูง ซึ่งมีค่าอัตราการผลิต 0.27 kg/min การใช้พลังงานจำเพาะ 0.9 MJ/kg การอัดแท่งเชื้อเพลิงด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดร้อนจะมีความยุ่งยาก จึงเปลี่ยนมาใช้กระบวนการอัดรีดเย็นแทนซึ่งจะใช้เครื่องอัดแท่งเชื้อเพลิง ที่ออกแบบไว้ใช้กับการอัดรีดเย็นโดยเฉพาะ ซึ่งจะอาศัยหลักการของสกรูขนถ่ายวัสดุของ [3] ในการออกแบบซึ่งจำเป็นต้องใช้ความสัมพันธ์ของความหนาแน่นและความดัน ซึ่งจะใช้สมการเอมไพริกัลที่ได้จากการทดลองโดยใช้ผงถ่านกะลาปาล์มผสมกับผงถ่านใยกะลาปาล์มที่สัดส่วน 40:60 มาเป็นวัสดุทดสอบ [4] สำหรับตัวประสานที่สามารถใช้เพื่อยึดเกาะผงวัตถุดิบมีหลายชนิดเช่น โมลาส หรือ กากน้ำตาล ซึ่งจากการทดลองที่ผ่านมาพบว่าการใช้โมลาสเป็นตัวประสานเพื่อยึดเกาะผงถ่านหินในการอัดเป็นแท่งซึ่งจะทำให้แท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้นั้นมีควันน้อย [5] นอกจากนี้ยังสามารถผลิตตัวประสานจากฟางข้าว [6] ซึ่งทำการทดลองโดยการนำฟางข้าวมาหมักกับสารละลาย 3 ชนิดคือ กรดซัลฟูริก น้ำปูนใส และสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ โดยผลการทดลองพบว่าฟางข้าวที่หมักด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์จะให้ผลดีที่สุดในด้านความแข็งแรงของแท่งเชื้อเพลิง สำหรับแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้นั้นจะต้องมีการนำมาทดสอบสมบัติทางกายภาพต่าง ๆ เช่น ความหนาแน่น การต้านทานแรงกดและ ค่าความร้อน ซึ่งพบว่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงต่ำสุดที่ยอมรับได้ในภาคอุตสาหกรรมมีค่า 0.375 MPa [7] สำหรับค่าความร้อนจะขึ้นกับชนิดของวัตถุดิบที่นำมาอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิง

จากที่กล่าวมาข้างต้นจึงตัดสินใจทำการทดลองผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งโดยใช้กะลามะพร้าวเป็นวัตถุดิบและใช้ตัวประสานที่ทำมาจากการนำฟางข้าวไปหมักกับสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ ซึ่งจะศึกษาถึงอิทธิพลของสัดส่วนการผสมตัวประสานฟางข้าวหมักที่มีต่อ การผลิตแท่งเชื้อเพลิงและสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้

2. การผลิตตัวประสานฟางข้าวหมัก

ในการผลิตตัวประสานจากฟางข้าวหมักนั้นจะนำฟางข้าวแห้งหลังจากการเก็บเกี่ยวที่มีความชื้นประมาณ 15% db มาหมักกับสารละลายโซเดียม ไฮดรอกไซด์ ซึ่งมีความเข้มข้น 50% แล้วนำไปให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 80-90 $^{\circ}$C เป็นเวลา 2 ชั่วโมง เพื่อให้ลิกนินและเซลลูโลสที่มีอยู่ในฟางข้าวแตกตัวออกมาเป็นสารยึดเกาะของตัวประสานจากฟางข้าว โดยในตัวประสานจากฟางข้าวหมักกับสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์นั้นจะประกอบ ด้วย 2 ส่วน คือ ส่วนที่เป็นของเหลวและส่วนที่มีลักษณะคล้ายเจล ซึ่งส่วนที่เป็นของเหลวจะมี เซลลูโลส, แทนนิน, เปคติน และลิกนิน เป็นสารที่มีคุณสมบัติคล้ายกับซีเมนต์ในคอนกรีตเสริมเหล็ก ที่ช่วยในการยึดเกาะวัตถุดิบที่นำมาอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิงให้แข็งแรงเมื่อผ่านกระบวนการอัด สำหรับในส่วนที่เป็นเจลจะมีฟางข้าวเป็นเส้นใย ซึ่งเปรียบเสมือนกับเส้นเหล็กที่เป็นวัสดุเสริม แรงในคอนกรีต เพื่อช่วยเสริมความแข็งแรงให้กับแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ [6] โดยลักษณะของตัวประสานจากฟางข้าวหมักนั้นแสดงดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 แสดงลักษณะของตัวประสานฟางข้าวหมัก

3. วัตถุดิบในการทดลองและการทดลอง

3.1 วัตถุดิบในการทดลอง

วัตถุดิบที่ใช้ในการทดลองคือผงถ่านกะลามะพร้าวผสมกับผงถ่านใยกะลามะพร้าว โดยวัตถุดิบทั้งสองนั้นได้จากการนำกะลา มะพร้าวแห้งไปทำการเผาจนได้ผงถ่านดังกล่าว หลังจากนั้นนำกะลาที่ผ่านการเผามาทำการบดด้วยเครื่องบด (Hammer mill) โดยผงถ่านกะลาที่ผ่านการบดและผงถ่านใยกะลาจะมีหลายขนาด ซึ่งสามารถคัดแยกเป็นร้อยละโดยมวลด้วยเครื่อง Sieve analysis โดยขนาดของผงถ่านกะลาและผงถ่านใยกะลามีสัดส่วนมากสุดที่ขนาด 0.6mm. ซึ่งคิดเป็นร้อยละ 39.63 สำหรับผงถ่านกะลา และร้อยละ 47.34 สำหรับผงถ่านใยกะลา สำหรับตัวประสานที่เลือกใช้คือฟางข้าวหมัก ซึ่งจะผสมลงในส่วนผสมของผงถ่านกะลาและผงถ่านใยกะลา เพื่อเป็นตัวยึดเกาะวัตถุดิบให้เกาะตัวกันเป็นแท่งเชื้อเพลิงตามแบบของแม่พิมพ์

3.2 การทดลอง

3.2.1 อุปกรณ์การทดลอง

ในการทดลองการอัดแท่งเชื้อเพลิงที่เงื่อนไขต่าง ๆ จะมีอุปกรณ์ในการทดลองดังนี้

1. เครื่องอัดรีดแท่งเชื้อเพลิงแข็ง
2. ชุดปรับความเร็วรอบมอเตอร์ (Inverter)
3. นาฬิกาจับเวลา
4. ตาชั่งน้ำหนัก
5. แคล์มมิเตอร์ซึ่งมีความแม่นยำ ± 0.2 แอมแปร์
6. มีดตัดแท่งเชื้อเพลิง
7. เวอร์เนียคาลิปเปอร์
8. เครื่องบดย่อยวัสดุ
9. เครื่องทดสอบค่าการต้านทานแรงกด (UTM)
10. เครื่องทดสอบค่าความร้อน (Bomb Calorimeter)
11. สารละลายที่ใช้ทดสอบค่าความหนาแน่น

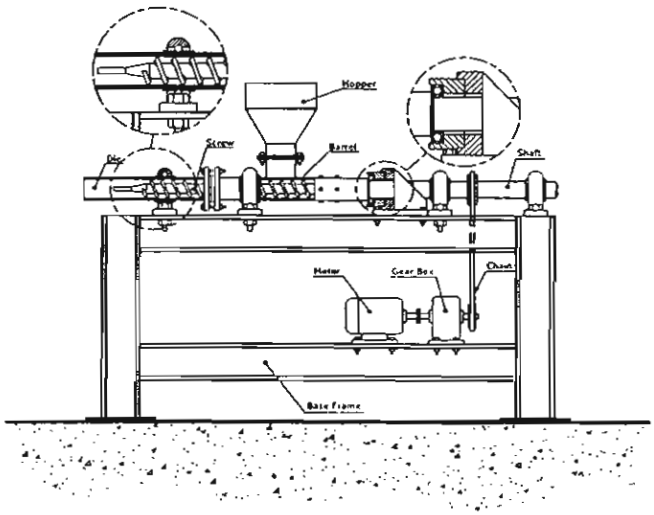
3.2.2 เงื่อนไขการทดลอง

เงื่อนไขการทดลองการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่ง โดยจะกำหนดสัดส่วนการผสมผงถ่านกะลาต่อผงถ่านใยกะลาที่ 50:50 และความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ 200 รอบต่อนาที แล้วทำการปรับเปลี่ยนสัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบเพื่อศึกษาถึงผลกระทบที่มีต่อการผลิตและสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ โดยเงื่อนไขการทดลองมีดังนี้

1. สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 15:100
2. สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 20:100
3. สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 25:100

3.2.3 วิธีการทดลอง

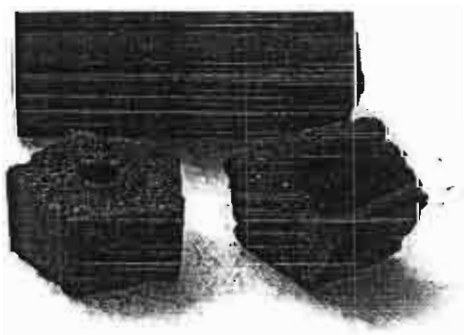
1. เตรียมวัตถุดิบและอุปกรณ์ที่จะใช้ในการทดลอง
2. ทำการเดินเครื่องอัดแท่งเชื้อเพลิงดังรูปที่ 2 เพื่อทดสอบการทำงานของเครื่อง
3. ปรับความเร็วรอบของสกรูตามเงื่อนไขการทดลอง
4. นำวัตถุดิบที่เตรียมไว้ใส่ลงในถังพักป้อน (Hopper)
5. นำภาชนะมารองชิ้วมวลที่ยังไม่เป็นแท่ง
6. สังเกตการณ์อัดแท่งเชื้อเพลิง รอจนออกมาเป็นแท่งอย่างสม่ำเสมอจึงเริ่มบันทึกผลการทดลองโดยจะทำการวัดอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงและพลังงานที่ใช้ในการอัดแท่งเชื้อเพลิงจำเพาะ
7. นำแท่งเชื้อเพลิงที่ได้ไปอบให้มีความชื้นประมาณ10% d.b เพื่อเตรียมไปทดสอบสมบัติทางกายภาพ
8. เปลี่ยนสัดส่วนของฟางข้าวหมักตามเงื่อนไขการทดลองจนครบ
9. นำแท่งเชื้อเพลิงที่ผ่านการอบไปทดสอบสมบัติทางกายภาพ



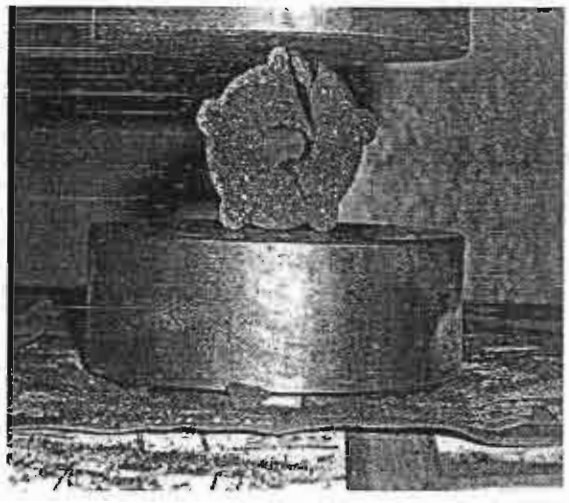
รูปที่ 2 ลักษณะของเครื่องอัดรีดแท่งเชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัย

4. ผลการทดลอง

จากการทดลองผลิตแท่งเชื้อเพลิงจากผงถ่านกะลามะพร้าวผสมกับผงถ่านใยกะลามะพร้าวที่สัดส่วน 50:50 เป็นวัตถุดิบ และเปลี่ยนสัดส่วนการผสมตัวประสานฟางข้าวหมักจาก 15:100 ไปเป็น 20:100 และ 25:100 ซึ่งจะอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิงได้ลักษณะดังรูปที่ 3 ซึ่งลักษณะการวางแท่งเชื้อเพลิงเพื่อทดสอบการต้านทานแรงกดและลักษณะการแตกของแท่งเชื้อเพลิง เมื่อนำไปทดสอบการต้านทานแรงกดจะแสดงดังรูปที่ 4 สำหรับผลการทดลองที่ได้จากการผลิตและการทดสอบการต้านทานแรงกดจะแสดงดังรูปที่ 5-7

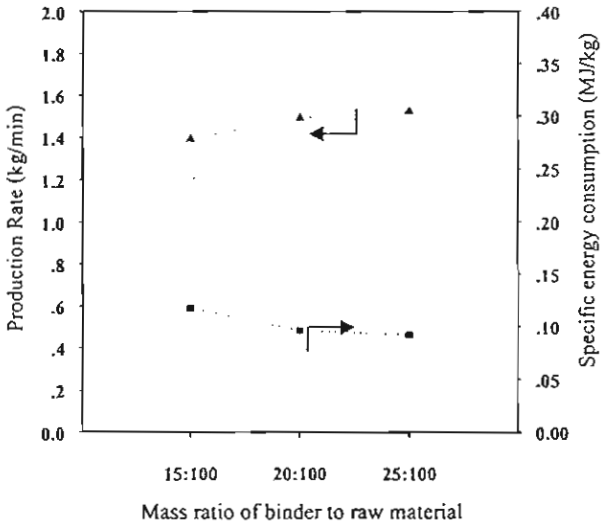


รูปที่ 3 ลักษณะของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ในงานวิจัย



รูปที่ 4 ลักษณะการวางแท่งเชื้อเพลิงในการทดสอบการต้านทานแรงกด

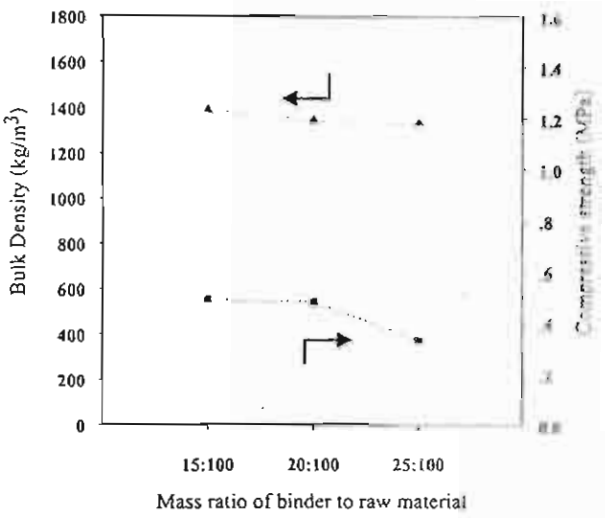
4.1 อัตราการผลิตและการใช้พลังงานจำเพาะ



รูปที่ 5 แสดงอัตราการผลิตและการใช้พลังงานจำเพาะที่สัดส่วนผงถ่านกะลาต่อผงถ่านไยกะลาเท่ากับ 50:50

จากการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มสัดส่วนการผสมตัวประสานที่ทำจากฟางข้าวมาหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจะทำให้อัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงเพิ่มสูงขึ้นเพราะฟางข้าวที่หมักแล้วนั้น เมื่อนำมาทำการบีบพบว่าจะมีความลื่น คล้ายเจลหล่อลื่นซึ่งสามารถลดความเสียดทานที่บริเวณผิวของแท่งเชื้อเพลิงที่สัมผัสกับแม่พิมพ์ทำให้แท่งเชื้อเพลิงสามารถไหลออกจากแม่พิมพ์ได้ง่ายและเร็ว ซึ่งส่งผลให้การใช้พลังงานในการอัดหรือพลังงานจำเพาะลดลง โดยจากรูปที่ 5 พบว่าอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 1.39-1.52 kg/min และการใช้พลังงานจำเพาะมีค่าระหว่าง 0.09-0.12 MJ/kg

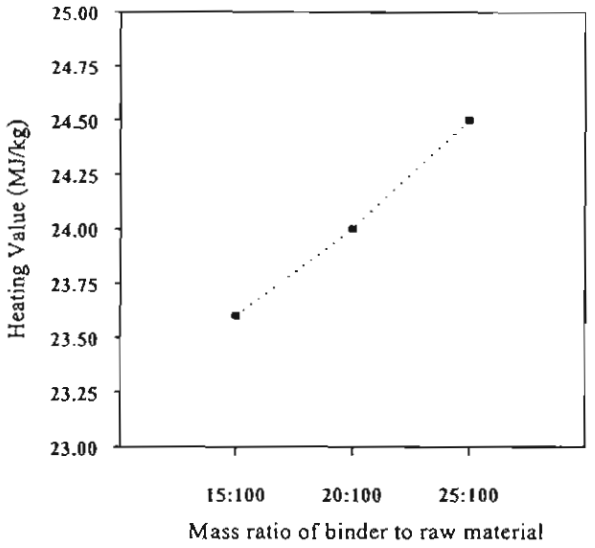
4.2 ความหนาแน่นและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิง



รูปที่ 6 แสดงความหนาแน่นและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนผงถ่านกะลาต่อผงถ่านไยกะลาเท่ากับ 50:50

จากการทดลองพบว่าเมื่อสัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบเพิ่มสูงขึ้น จะทำให้ความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงที่ได้ลดลง เนื่องจากในการผลิตตัวประสานจากฟางข้าวหมักนั้นจะต้องใช้น้ำเป็นส่วนผสมมากถึงร้อยละ 80 นอกจากนี้สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่เติมในการหมักนั้นก็มีสถานะเป็นของเหลวเช่นกันเป็นผลให้ปริมาณน้ำที่มีอยู่ในตัวประสานจากฟางข้าวหมักนั้นมีมาก เมื่อนำแท่งเชื้อเพลิงที่มีการผสมฟางข้าวหมักในสัดส่วนที่มากไปทำการอบจะทำให้น้ำที่ผสมอยู่ในตัวประสานฟางข้าวหมักระเหยทำให้น้ำหนักของแท่งเชื้อเพลิงที่ผ่านการอบลดลง และจะทำให้เกิดรูพรุนในแท่งเชื้อเพลิง ในขณะที่ปริมาตรของแท่งเชื้อเพลิงเท่าเดิมทำให้ความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงที่ผ่านการอบจะมีความหนาแน่นลดลง ดังนั้นความหนาแน่นจะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบและจากการที่แท่งเชื้อเพลิงที่ได้มีรูพรุนมากนั้น จึงส่งผลให้การต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงลดลง โดยจากรูปที่ 6 พบว่า การต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 0.33-0.40 MPa โดยมีค่าสูงสุดที่สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมัก 15:100 ในขณะที่ความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 1328-1388 kg/m³ โดยมีค่าสูงสุดที่สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักวัตถุดิบที่ 15:100

4.3 ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิง



รูปที่ 7 แสดงค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนผงถ่านกะลาต่อผงถ่านไยกะลาเท่ากับ 50:50

จากการทดลองพบว่าค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงจะเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มสัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักวัตถุดิบเพราะตัวประสานที่ผลิตจากฟางข้าวนั้นจะมีฟางข้าวที่สามารถเผาไหม้และให้ความร้อนได้ซึ่งจะเป็นการเพิ่มค่าความร้อนให้กับแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ จากการทดลองจะพบว่าค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักวัตถุดิบ 15:100 จะน้อยกว่าสัดส่วน 25:100 โดยค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 23.6–24.5 MJ/kg

5. สรุปผลการทดลอง

ในการศึกษาการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งจากชีวมวลโดยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็น โดยใช้ผงถ่านกะลาผสมกับผงถ่านไยกะลาที่สัดส่วน 50:50 เป็นวัตถุดิบในการอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิง และใช้สัดส่วนการผสมตัวประสานที่นำฟางข้าวแห้ง ซึ่งมีความชื้นประมาณ 15% db. มาหมักกับสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่มีความเข้มข้น 50% พบว่าเมื่อเปลี่ยนสัดส่วนการผสมตัวประสานฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจาก 15:100 ไปเป็น 20:100 และ 25:100 จะส่งผลต่อการผลิตและสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ โดยจากการทดลองที่ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ 200 รอบต่อนาที พบว่าอัตราการผลิตจะแปรผันตรงกับสัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบซึ่งมีค่าระหว่าง 1.39-1.52 kg/min โดยอัตราการผลิตสูงสุดอยู่ที่สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักที่ 25:100 ในขณะที่การใช้พลังงานจำเพาะในการผลิตจะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ ซึ่งมีค่าระหว่าง 0.09-0.12 MJ/kg ซึ่งจะมีค่าต่ำสุดที่สัดส่วนฟางข้าวหมักที่ 25:100 นอกจากนี้แท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีความหนาแน่นระหว่าง 1328-1388 kg/m^3 ซึ่งมีค่าการต้านทานแรงกดระหว่าง 0.33-0.49 MPa โดยค่าความต้านทานแรงกดนี้ มีเพียงที่สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักต่อน้ำหนักวัตถุดิบที่ 15:100 เท่านั้นที่มีค่าสูงกว่าค่าที่ยอมรับในระดับอุตสาหกรรม (ค่าที่ยอมรับได้ต่ำสุด 0.375 MPa) สำหรับค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้มีค่าระหว่าง 23.6–24.5 MJ/kg ซึ่งจะสูงสุดที่สัดส่วนการผสมฟางข้าวหมักที่ 25:100

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานสนับสนุนการทำวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุนในการวิจัยและ ขอบคุณกองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตรที่เอื้อเฟื้อเครื่องบดย่อยวัสดุเพื่อใช้ในการบดถ่านกะลาให้เป็นผงถ่านกะลาในการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

[1] การส่งเสริมการใช้พลังงานชีวมวลของประเทศไทย, วารสารนโยบายพลังงาน, ฉบับที่ 55 ม.ค.-มี.ค. 2545

[2] ฐานิตย์ เมธียานนท์, เมธี ใบงาม และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, "การผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากขี้เลื่อยโดยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชัน", การประชุม วิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 17, ปี พ.ศ. 2546, หน้า 656-661

[3] Rauwendaal,C., "Function process analysis", Polymer Extrusion, 2nd edition, 1990, p.p 222-256

[4] Z. Husain, Z. Zainac and Z. Addullah, 2002, "Briquetting of palm fiber and shell from the processing of palm nuts to palm oil", Biomass and Bioenergy [Electronic], Vol. 22, No. 10, pp. 505-509, Available: Elsevier / Science Direct [2002]

[5] M.C. Mayoral, M.T.Izquierdo, M.J. Blesa, J.M Andres, B.Rubio and J.L. Miranda, 2001, "DSC study of curing in smokeless briquetting", Thermochimica Acta [Electronic], Vol. 371, pp. 41-44, Available: Elsevier / Science Direct [2001]

[6] Z. Xianglan, X. Deping, X. Zhihua and C. Qingru, 2001, "The effect of different treatment condition on binder preparation for lignite briquette", Fuel Processing Technology [Electronic], Vol. 73, pp. 185-196, Available : Elsevier / Science Direct [2001]

[7] S.R. Richard, 1989, "Physical of Fuel Briquettes", Fuel Processing Technology [Electronic], Vol.25, pp. 89-100, Available: Elsevier / Science Publishers

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด : Part I ผลกระทบของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะเตา

VORTEXING-FLUIDIZED BED COMBUSTOR (VFBC) : Part I EFFECTS OF PRIMARY AIR ON PERFORMANCE OF COMBUSTOR

ฐานิศย์ เมธิยานนท์[1] นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์[2] พีระวัตร์ ทองนอก[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
[1,2]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 E-mail : thanid_m@yahoo.com[1]
[3]นักศึกษา ป. โท [4]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400 โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[4]

Thanid madhiyanon[1] Niwat Piriyarungroj[2]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Peerawat Thongnork[3] Somchart Soponronnarit[4]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด (Vortex-Fluidized Bed Combustor, VFBC) ได้ถูกพัฒนาขึ้นโดยรวมลักษณะเด่นของเตาเผาไหม้ไซโคลนและเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด เพื่อต้องการเตาเผาไหม้แบบใหม่ที่ให้ค่าภาระความร้อน (MW_{th}/m^3) และประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) สูง แต่มีค่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางต่ำ โดยวัตถุประสงค์ของโครงงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่ง ซึ่งจ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิงในแนวสัมผัสที่ตำแหน่งด้านบนของเตาที่มีผลกระทบต่อสมรรถนะของเตาเผา VFBC โดยมีการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่ง ในขณะคงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจำเพาะ (SFR) อัตราการไหลของอากาศส่วนที่สอง (เป็นอากาศที่ทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชัน) และอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สามที่ถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งที่ตำแหน่งต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคในแต่ละเงื่อนไขของการทดลอง จากการทดลองพบว่าเมื่อปรับอัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่งทำให้มีปริมาณอากาศส่วนเกินทั้งหมดที่ใช้ในการเผาไหม้เท่ากับ 164% เตาเผา VFBC มีสมรรถนะของเตาสูงสุด แต่ถ้าใช้ปริมาณส่วนที่หนึ่งมากกว่าหรือน้อยกว่านั้น จะทำให้ η_{th} ลดลง พบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 164% ทำให้ได้อุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาสูงสุดเท่ากับ 1,030 องศาเซลเซียส η_{th} เท่ากับ 90% ได้ค่าภาระความร้อนสูงสุดเท่ากับ 0.82 MW/m^3 ได้ปริมาณก๊าซ CO_2, CO และ NO_x จากการเผาไหม้เท่ากับ 8.7%, 335 และ 300 ppm (คิดที่ O_2 ส่วนเกินเท่ากับ 7%)

Abstract

A novel vortexing-fluidized bed combustor (VFBC) which has been combined a main feature of cyclone and fluidized bed combustors has been developed in order to achieve high thermal load and high efficiency of combustor whereas ratio of diameter to height of combustor is low. To investigate the influence of primary air, which carries rice husk to the top of VFBC in tangential direction, Which is a purpose of this study, the amount of primary air was varied from one experiment to the other while specific fuel rate, secondary air (fluidization air) and tertiary air (air tangentially distributed under a vortex-ring) were kept unchanged in each experiment. The results showed that when primary air was distributed with a corresponding excess air of 164%, VFBC perform very well but if amount of primary air was further either increased or decreased, thermal efficiency would be dropped. Under proper operating condition, the maximum exit gas temperature obtained at 1030°C, thermal efficiency a about 90% and thermal load of combustor is 0.82 MW_{th}/m^3 while amount of emission gases, i.e. CO_2, CO and NO_x determined base on excess O_2 of 7% were 8.7%, 335 ppm and 300 ppm, respectively.

1. บทนำ

ปัจจุบันความต้องการใช้พลังงานความร้อนในภาคอุตสาหกรรมต่างๆ เพิ่มสูงขึ้นเนื่องจากต้องผลิตสินค้าอุปโภคบริโภค ให้เหมาะสมกับความต้องการของประชากรที่เพิ่มสูงขึ้นทุกวัน โดยพลังงานความร้อนที่ใช้ส่วนใหญ่ที่ใช้จะเป็นพลังงานที่ได้จากน้ำมันซึ่งมีราคาสูงเพราะต้องนำเข้ามาจากต่างประเทศ จึงได้มีผู้ประกอบการหลายรายได้นำเตาเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลมาผลิตเป็นพลังงานความร้อนเพื่อทดแทนพลังงานความร้อนจากน้ำมันทำให้ลดต้นทุนการผลิตลง โดยเตาเผาไหม้ชีวมวลที่ใช้อยู่ในปัจจุบันได้แก่ เตาเผาไหม้แบบไซโคลน [1] การเผาไหม้ภายในเตาจะอาศัยหลักการของการไหลวนหรือการไหลแบบวอร์เทค ทำให้สามารถดักเถ้าไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับก๊าซเผาไหม้ ต่อมาได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [2, 3, 4] เป็นต้น ข้อเสียของเตาเผาไหม้ประเภทนี้คือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าภาระความร้อนต่ำ สำหรับเตาฟลูอิไดซ์เบดได้ใช้หลักของการเกิดฟลูอิไดเซชั่น ทำให้การเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้มีการกระจายอุณหภูมิทั่วถึงตลอดทั้งความสูงของเตา เมื่อนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบและขี้เลื่อย [5, 6, 7] ซึ่งเป็นอนุภาคที่มีน้ำหนักเบาทำให้ยากต่อการเกิดฟลูอิไดเซชัน ดังนั้นจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อย เช่น ทรายซิลิกา อลูมินา ลงในเบด [5, 8] ในอัตราส่วนที่เหมาะสม ทำให้ความดันตกคร่อมภายในเตาค่อนข้างสูงจำเป็นต้องใช้พัดลมที่มีขนาดใหญ่ และในการออกแบบเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดต้องออกแบบให้เตาเผาไหม้มีความสูงพอที่จะทำให้อนุภาคภายในไม่หลุดออกนอกเตา ส่งผลให้ค่าสัดส่วนความสูงของเส้นผ่านศูนย์กลางเตาค่อนข้างสูง จึงได้มีการพัฒนาให้มีการฉีดอากาศเข้าบริเวณ free board เพื่อดักเถ้าไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับก๊าซเผาไหม้ และลดความสูงของเตาเผาไหม้ลง [9 ,10, 11] ซึ่งคล้ายกับ U.S. Patent no. 4,867,079 [17] และได้มีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของก๊าซและอนุภาคแบบวอร์เทค[12] พบอากาศบริเวณผนังจะมีทิศทางการไหลลงด้านล่างเตา ดังนั้นเมื่อเมื่อมีการฉีดอากาศเข้าบริเวณ free board ก็จะทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคภายในเตา ส่งผลถึง residence time นานขึ้น แต่อย่างไรก็ตามถ้านำจุดเด่นของเตาเผาไหม้ ทั้งสองแบบมารวมกันจะทำให้มีค่าภาระความร้อน (MW_{th}/m^3) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง แต่ในขณะเดียวกันมีค่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางต่ำ ทำให้ติดตั้งในโรงงานได้สะดวก ลดค่าใช้จ่ายในการติดตั้งได้ โดยเมื่อนำจุดเด่นของเตาทั้งสองมารวมกันจะได้เป็นเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดขึ้นมา โดยผู้วิจัยได้ออกแบบและสร้างเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลอง [13] เพื่อศึกษาถึงพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบ พบว่าเตาเผาวอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลองสามารถรวมคุณลักษณะเด่นของการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดและแบบวอร์เทคเข้าไว้ด้วยกันได้ ดังนั้นผู้วิจัยจึงได้ใช้ข้อมูลดังกล่าวมาออกแบบเตาเผา VFBC โดย เตาเผา VFBC จะแบ่งอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ออกเป็นสามส่วนคืออากาศส่วนที่หนึ่ง (Primary air) เป็นอากาศที่พาเชื้อเพลิงแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้โดยอากาศส่วนที่หนึ่งและแกลบนี้จะถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งฉากกับรัศมีของเตาที่ตำแหน่งด้านบนของเตาที่เหนือแผ่นวงแหวนวอร์เทค ซึ่งทำให้เกิดการเคลื่อนที่แบบวอร์เทคของ อากาศและเชื้อเพลิงซึ่งจะป้องกันไม่ให้อนุภาคของเชื้อเพลิงที่ยังไม่เผาไหม้ไม่ให้หลุดออกนอกเตาทำให้ระยะเวลาในการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตามีมากขึ้น อากาศส่วนที่สอง (Secondary air) เป็นอากาศที่จ่ายที่ตำแหน่งด้านล่างของเตาเพื่อทำให้เชื้อเพลิงเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดและอากาศส่วนที่สาม (Tertiary air) เป็นอากาศที่ถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งฉากกับรัศมีของเตาที่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทค ขนาดของเตาและอุปกรณ์ต่างๆ ของเตา VFBC ได้แสดงในรูปที่ 1(a) และ 2 โดยไม่นานมานี้ได้มีการศึกษาพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ [18] โดยศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่มีผลต่อการเผาไหม้ซึ่งจากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา จะขึ้นกับปริมาณอากาศส่วนเกินเป็นหลัก โดยปริมาณอากาศส่วนที่สามจะไม่ส่งผลต่อ ประสิทธิภาพเชิงความร้องของเตาดราบที่ปริมาณอากาศส่วนเกินรวมทั้งหมดเหมาะสม แต่การจ่ายอากาศส่วนที่สามจะมีผลต่อการควบคุมอุณหภูมิไม่ให้เกิน 1,000 องศาเซลเซียส โดยโครงงานวิจัยนี้เป็นโครงงานวิจัยต่อเนื่อง โดยจะทำการศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งที่มีผลต่อสมรรถนะการเผาไหม้จของเตาเผา VFBC

2.วิธีการทดลอง

2.1 การศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผา VFBC

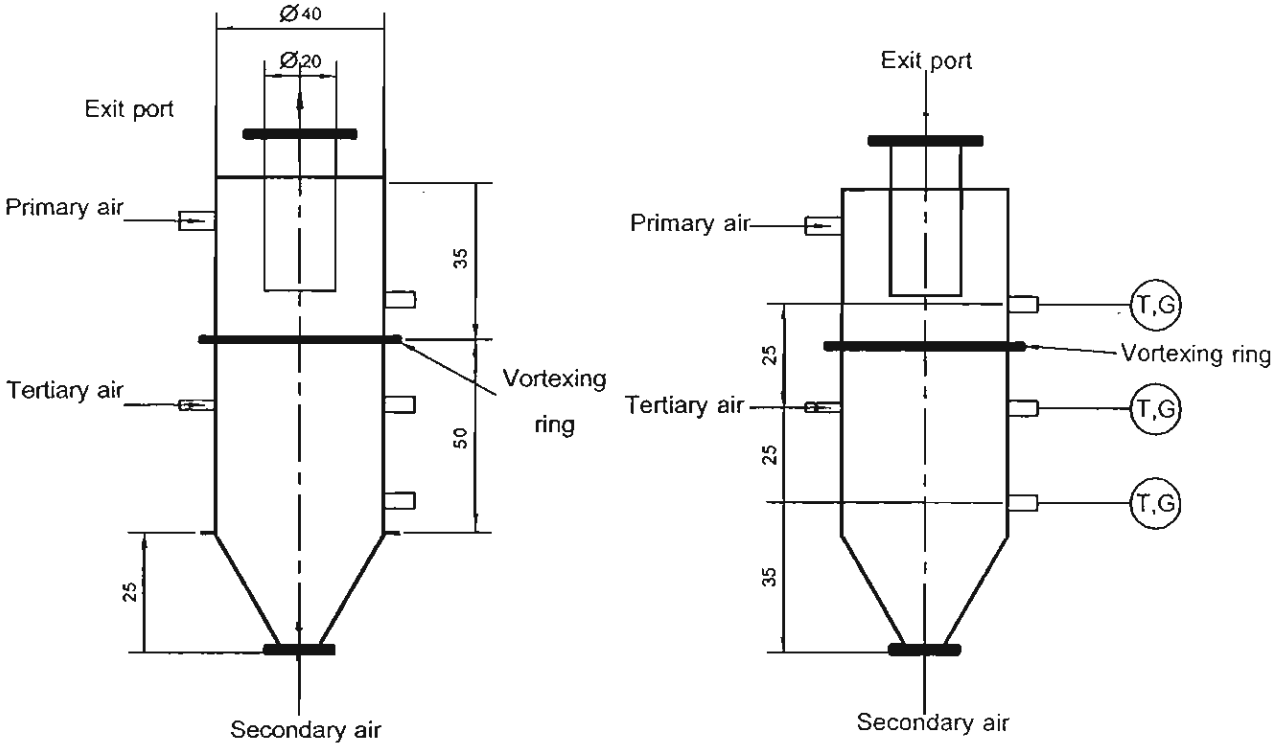
เตรียมอุปกรณ์การทดลองดังแสดงในรูปที่ 2 ทำการติดเตาเผาโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงและอุ่นเตาจนอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ประมาณ 600 °C จึงเริ่มทำการทดลอง

1. ปรับอัตราการไหลของอากาศและแกลบให้สอดคล้องกับเงื่อนไขการทดลองที่ 1 ในตารางที่ 1 ซึ่งในการทดลองจะใช้พัดลมอัดอากาศ 2 ตัว ตัวละ 2.2 kW เป็นต้นกำลังในการทำให้เกิดอัตราการไหลของอากาศ โดยใช้ออริฟิสมิเตอร์ในการวัดอัตราการไหลของอากาศทั้งสามส่วน ซึ่งออริฟิสมิเตอร์ทั้ง 3 ชุดได้ถูกปรับเทียบจาก Hot wire ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้และในการควบคุมอัตราการป้อนแกลบจะใช้ชุดควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่สามารถควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ที่เป็นต้นกำลังในการขับสกรูที่ใช้ในการป้อนแกลบ

2. บันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC ทุก 5 นาทีจนครบ 120 นาที โดยใช้ Thermocouple type K และใช้ อุปกรณ์ชี้วัดซึ่งมีความละเอียดในหลักหน่วยในการแสดงผล

3. บันทึกองค์ประกอบของก๊าซร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้โดยใช้เครื่อง Gas Analyzer รุ่น Testo 350 XL ทั้งหมด 4 ตำแหน่งคือ 1) ตำแหน่ง Y_1 = 0.35 m, 2) ตำแหน่ง Y_2 = 0.60 m, 3) ตำแหน่ง Y_3 = 0.85 m และ 4) ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC (เมื่อ Y คือ ความสูงของเตาเผา VFBC โดยความสูงของเตาจะเริ่มวัดจากตำแหน่งด้านล่างสุดของเตาที่มีลักษณะเป็นทรงกรวยหงาย) ดังแสดงในรูปที่ 1(b)

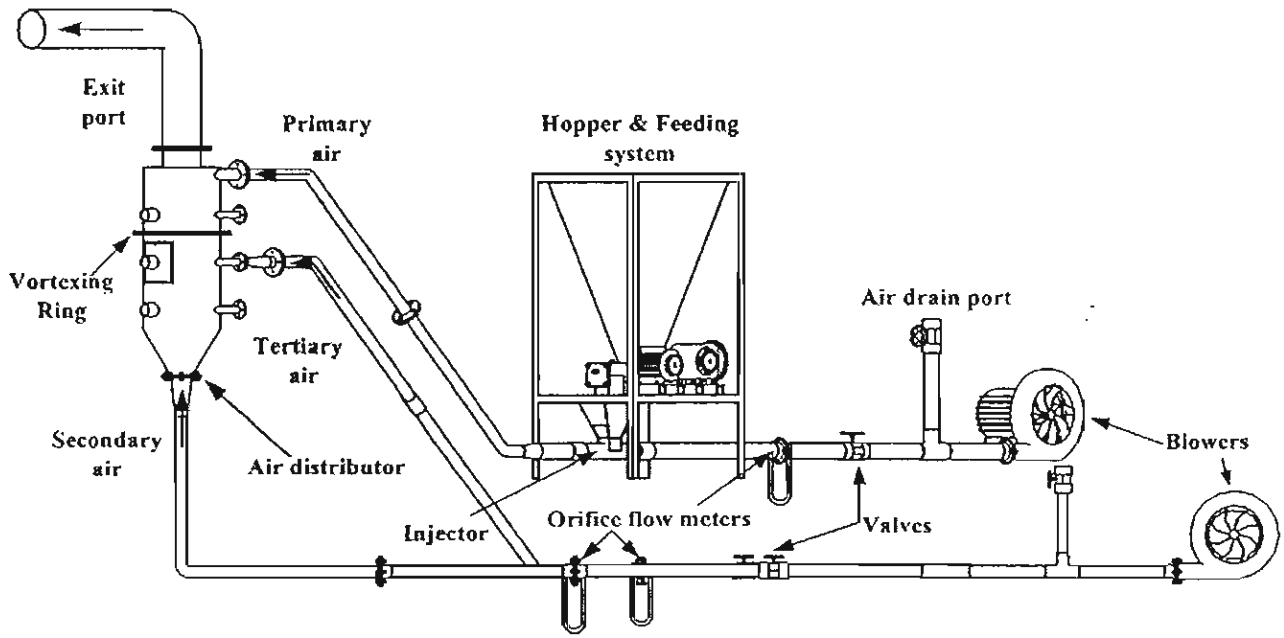
4.ทำการทดลองซ้ำข้อ 2-3 โดยเปลี่ยนอัตราการไหลของแกลบและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขการทดลองที่ 2-4 ในตารางที่ 1



(a) ขนาดของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด (VFBC)

(b) ตำแหน่งวัดอุณหภูมิ(T) และองค์ประกอบก๊าซร้อน (G)

รูปที่ 1 ขนาดและตำแหน่งวัดอุณภูมิของเตาเผาไหม้ VFBC



รูปที่ 2 การติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผา VFBC

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองที่ศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งที่มีผลต่อสมรรถนะของ VFBC

Run No.	Specific Rice husk feed rate (kg/h-m^3)	Primary air		Secondary air		Thirdly air		Excess air (%)
		Flow rate (m^3/min)	Velocity (m/s)	Flow rate (m^3/min)	Velocity (m/s)	Flow rate (m^3/min)	Velocity (m/s)	
1	240	2	16	0.85	1.75	0.76	25	149
2	240	2.19	18	0.85	1.75	0.76	25	167
3	240	2.31	19	0.85	1.75	0.76	25	176
4	240	2.43	20	0.85	1.75	0.76	25	186

ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) ของเตานิยามได้ด้วยสมการดังนี้

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_a\left(c_{p,g}T_e - c_{p,a}T_i\right)}{\dot{m}_f HHV} \qquad (1)$$

เมื่อ

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลของอากาศ, kg/s

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบ, kg/s

$c_{p,g}$, $c_{p,a}$ = ค่าความจุความร้อนของแก๊สเสียและอากาศที่เข้าเผาไหม้

HHV = ค่าความร้อนสูงของแกลบ = 14.5 MJ/kg

e = ที่ตำแหน่งทางออกของ VFBC

i = ที่ตำแหน่งทางเข้าของ VFBC

โดยกำหนดให้ $c_{p,g}$ ที่ตำแหน่งทางออก เท่ากับ $c_{p,a}$ ที่มีอุณหภูมิก๊าซร้อน

สมการที่ (1) อยู่บนสมมติฐานที่ว่า $\dot{m}_a >> \dot{m}_f$ ดังนั้น มวลของก๊าซจึงประมาณเท่ากับมวลของอากาศที่เข้าเผาไหม้

3.ผลการทดลอง

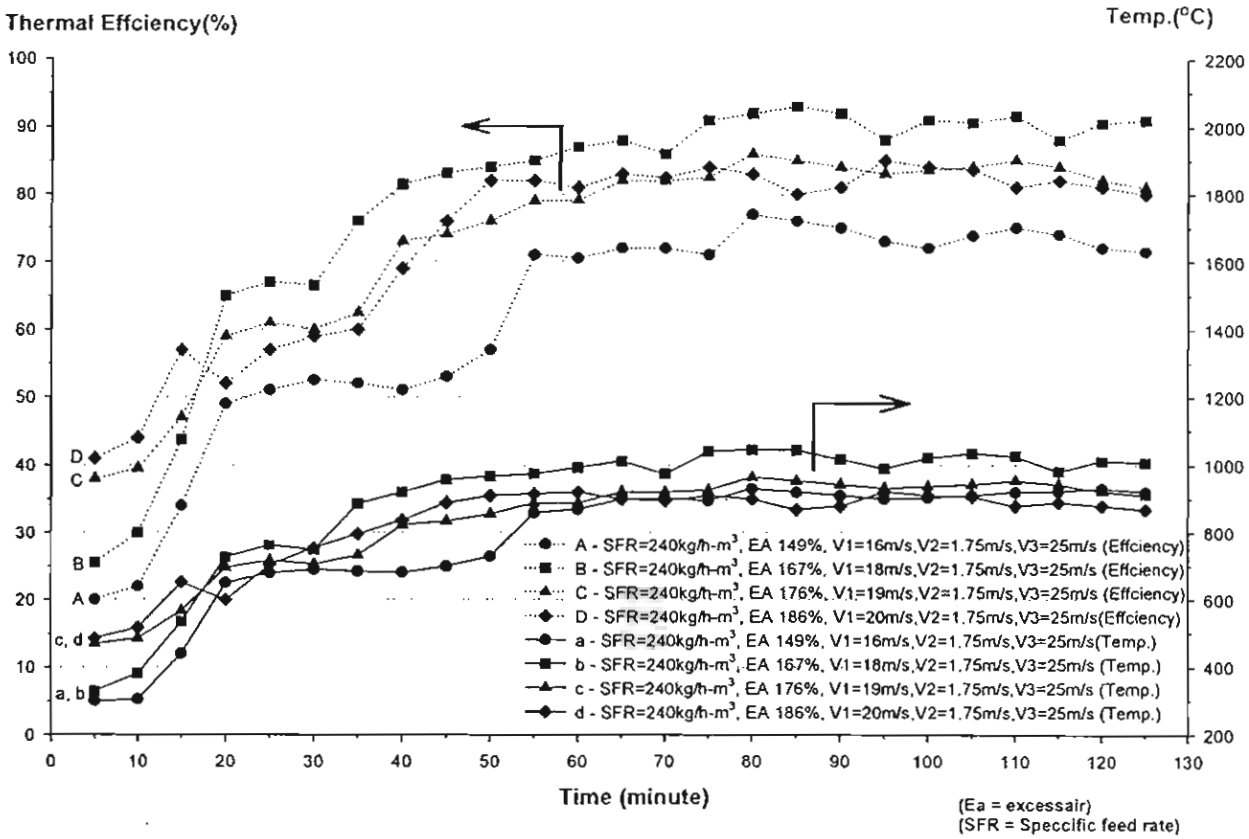
เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะเตาเผา VFBC ซึ่งในการทดลองจะทำการปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่ง ดังแสดงในตารางที่ 1 โดยคงที่อัตราการป้อนแกลบจำเพาะ (SRF) เท่ากับ 240 kg/h-m^3, อัตราการไหลของอากาศส่วนที่สอง (m_2) และสาม (m_3) เท่ากับ 0.85 m^3/min และ 0.76 m^3/min ตามลำดับ ซึ่งสามารถแบ่งผลการทดลองเป็น 2 ข้อดังต่อไปนี้

3.1 สมรรถนะของเตา VFBC

ในการพิจารณาถึงสมรรถนะของเตาเผาจะพิจารณาจาก ประสิทธิภาพเชิงความร้อน, อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้และภาระความร้อนของเตา โดยประสิทธิภาพเชิงความร้อนเป็นดัชนีที่ใช้บอกความคุ้มค่าของการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิง ส่วนภาระความร้อนของเตาเผาไหม้เป็นตัวบ่งบอกถึงความคุ้มค่าในการใช้พื้นที่ภายในเตาเผาไหม้ ในการศึกษาถึงผลกระทบของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะของเตา VFBC นี้พบว่าสามารถแบ่งข้อสังเกตที่ได้จากการทดลองออกเป็น 2 ช่วงหลักๆ คือ

ช่วงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาก่อนเข้าสู่สภาวะคงที่ (ช่วงเวลา 5 ถึง 60 นาที) จากการทดลองพบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ทั้ง 4 เงื่อนไข (ดังแสดงในตารางที่ 1) จะแปรผันตรงกับเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้ ดังแสดงในรูปที่ 3 เส้นกราฟ a-d โดยเฉพาะที่เงื่อนไขปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) เท่ากับ 167 (เส้นกราฟ b) อุณหภูมิที่ทางออกสามารถเพิ่มจาก 310 °C ถึง 1,000 °C ภายในเวลา 55 นาที ซึ่งเป็นการเพิ่มอุณหภูมิที่เร็วที่สุดในการทดลอง

ช่วงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาเข้าสู่สภาวะคงที่ (ช่วงเวลา 65 ถึง 125 นาที) เมื่อปรับอัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่ง(m_1) เท่ากับ 2.0 m^3/min (V_1 = 16 m/s,149%EA) โดยคงที่ SFR = 240 kg/h-m^3, m_2 = 0.85 m^3/min, m_3 = 0.76 m^3/min จากการทดลองพบว่าโดยอากาศส่วนที่หนึ่งจะถูกจ่ายในแนวสัมผัสที่ตำแหน่งด้านบนของเตา เพื่อทำให้เกิดการเคลื่อนที่แบบหมุนวนที่เหนือวงแหวนวอร์เทค (ซึ่งคล้ายคลึงกับการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาจำลอง [13] ซึ่งมีการจ่ายอากาศที่ตำแหน่งด้านบนของเตาเผาเช่นกัน ทำให้เกิดแรงเหวี่ยงของอากาศที่เหนือและใต้แผ่นวงแหวนวอร์เทค ซึ่งบริเวณนี้จะทำหน้าที่ดักอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ไม่ให้ผ่านออกจากเตาได้) จากการทดลองพบว่า m_1 เท่ากับ 2.0 m^3/min นี้สามารถทำให้เกิดการเผาไหม้ของแกลบและอากาศภายในเตาเผาไหม้ VFBC ได้ แต่ไม่สามารถดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดได้ ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์สังเกตได้จากขี้เถ้าที่ได้มีสีดำแดงและอุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ต่ำซึ่งเท่ากับ 930 °C ซึ่งสามารถนำไปคำนวณหาค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) เท่ากับ 76% และมีค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับ 0.69 MW_{th}/m^3 (คำนวณโดยใช้ค่า HHV ที่ 14.5 MJ/kg) เมื่อเพิ่ม m_1 เท่ากับ 2.19 m^3/min (V_1 = 19 m/s,176%EA) พบว่าทำให้ได้อุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาสูงสุดเท่ากับ 1,038 องศาเซลเซียส η_{th} เท่ากับ 90% และมีค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับ 0.82 MW_{th}/m^3 เนื่องจากการเพิ่ม m_1 1) เป็นการเพิ่มความปั่นป่วนภายในเตาทำให้ชั้นของเถ้าที่ปกคลุมเชื้อเพลิงถูกทำลายทำให้ออกซิเจนเข้าไปทำปฏิกิริยาออกซิเดชั่นได้ดีขึ้น 2) ทำให้ความเร็วของอากาศที่เคลื่อนที่แบบหมุนวนเหนือและใต้วง แหวนวอร์เทคมากขึ้น ส่งผลให้ให้อนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่สามารถออกจากเตาได้ ซึ่งสังเกตได้จากขี้เถ้าที่ออกมามีขนาดเล็กละเอียดสีเทาปนดำ ซึ่งเท่ากับการเพิ่ม



รูปที่ 3 แสดงการการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา

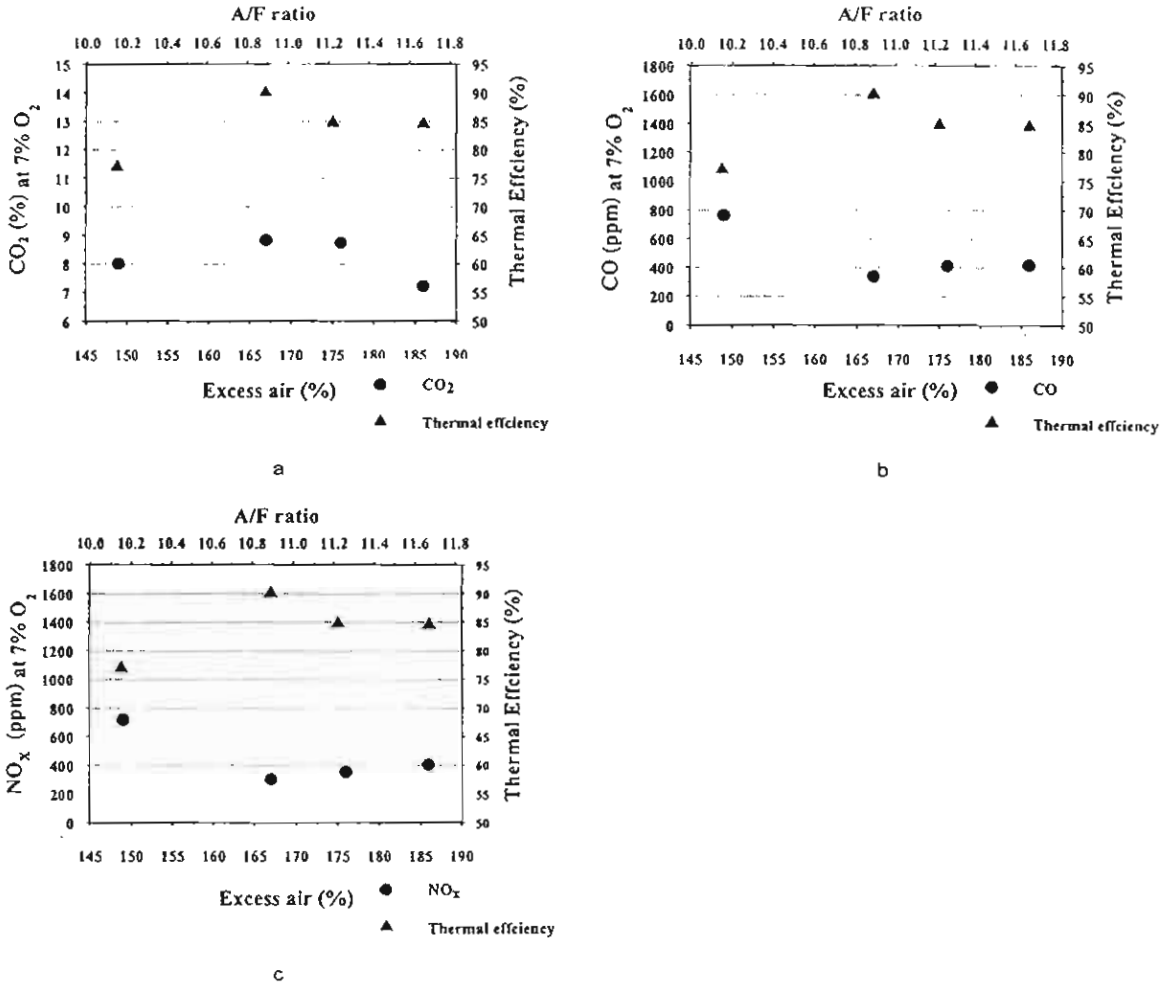
ระยะเวลาการเผาไหม้ของอนุภาคให้อยู่ภายในเตามากขึ้น ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์, เมื่อเพิ่ม m_1 ซึ่งเท่ากับ 2.31 m^3/min (V_1 = 19 m/s,176%EA) พบว่า m_1 ดังกล่าวนี้ยังคงสามารถดักอนุภาคเชื้อเพลิงแกลบที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไว้ได้ ซึ่งสังเกตได้จากขี้เถ้าที่ออก มามีขนาดเล็กละเอียดสีดำ แต่การใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่เกินความจำเป็นทำให้ต้องสูญเสียความร้อนส่วนหนึ่งไปให้กับไนโตรเจนในอากาศส่วนเกินนั้นมีอุณหภูมิสูงขึ้นด้วย จึงทำให้อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ลดลงเหลือเท่ากับ 960 °C ทำให้การเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่นไม่ดีระหว่างแกลบและอากาศเกิดได้ไม่ดีทำให้ η_{th} ลดลงเหลือเท่ากับ 85% และมีค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับ 0.75 MW_{th}/m^3 เมื่อเพิ่ม m_1 ซึ่งเท่ากับ 2.43 m^3/min ขึ้นอีก (V_1 = 20 m/s,186%EA)พบว่าเตา VFBC ต้องสูญเสียความร้อนให้กับไนโตรเจนในอากาศส่วนเกินที่เพิ่มมากขึ้นทำให้อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ยิ่งต่ำลงซึ่งเท่ากับ 906 °C และทำให้ η_{th} ลดลงเหลือเท่ากับ 84% และได้ค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับ 0.72 MW_{th}/m^3 (คล้ายคลึงกับกรณี 176%EA)

3.2 องค์ประกอบก๊าซเสีย

จากการทดลองพบว่าปริมาณ CO_2 และ CO ที่ได้จากการเผาไหม้ (ดังในรูปที่ 5a, b) สอดคล้องกับอุณหภูมิก๊าซร้อนและประสิทธิภาพเชิงความร้อนทั้ง 4 เงื่อนไข จากผลการทดลองพบว่า

เมื่อ m_1 เท่ากับ 2.0 m^3/min (V_1 = 16 m/s,149%EA) ซึ่งเป็นอัตราการไหลที่ทำให้เกิดการเคลื่อนที่แบบหมุนวนที่เหนือวงแหวนวอร์เทคนั้นไม่สามารถดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดได้ ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ (ซึ่งได้กล่าวไว้แล้วในหัวข้อ 3.1) อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ต่ำซึ่งเท่ากับ 930 °C และได้ η_{th} เท่ากับ 76% ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณ CO_2 ที่ออกมาน้อยซึ่งเท่ากับ 8% ดังแสดงในรูป 4a และสอดคล้องกับการที่ได้ปริมาณ CO ออกมามากซึ่งเท่ากับ 760 ppm ดังแสดงในรูป 4b (โดยปริมาณ CO_2, CO และ NOx ที่นำเสนอทั้งหมดคิดเทียบที่ปริมาณ O_2 ส่วนเกิน 7%) เมื่อเพิ่ม m_1 ซึ่งเท่ากับ 2.19 m^3/min (V_1 = 19 m/s, 176%EA) ทำให้ความเร็วของอากาศที่เคลื่อนที่แบบหมุนวนมากขึ้น เป็นการเพิ่มระยะเวลาการเผาไหม้ของอนุภาคให้มากขึ้น ทำให้การเผาไหม้ที่สมบูรณ์มากขึ้นได้อุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาสูงสุดเท่ากับ 1,030 °C ได้ η_{th} เท่ากับ 90% ทำให้ได้ปริมาณ CO_2 ออกมามากขึ้นซึ่งเท่ากับ 8.7% และสอดคล้องกับการที่ได้ปริมาณ CO ลดลงซึ่งเท่ากับ 335 ppm ดังแสดงในรูป 4a,b ตามลำดับ แต่เมื่อเพิ่ม m_1 ซึ่งเท่ากับ 2.31 m^3/min (V_1 = 19 m/s,176%EA) พบว่าเป็นการใช้อากาศส่วนเกินที่เกินความจำเป็นทำให้เตาเผาต้องสูญเสียความร้อนส่วนหนึ่งให้กับอากาศส่วนเกินที่เกินความจำเป็นให้มี

อุณหภูมิสูงขึ้น จึงทำให้อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ลดลงเหลือเท่ากับ 960 °C และ η_{th} ลดลงเหลือเท่ากับ 85% ซึ่งพบว่า



รูปที่ 4 ความสัมพันธ์ระหว่างองค์ประกอบก๊าซเสียและประสิทธิภาพเชิงความร้อนกับปริมาณอากาศส่วนเกิน

สอดคล้องกับปริมาณ CO_2 ที่ลดลงซึ่งเหลือเท่ากับ 8.6% และสอดคล้องกับการที่ได้ปริมาณ CO เพิ่มขึ้นซึ่งเท่ากับ 410 ppm ดังแสดงในรูป 4a,b ตามลำดับ และเมื่อเพิ่ม m_1 ซึ่งเท่ากับ 2.43 m^3/min (V_1 = 20 m/s, 186%EA) พบว่าเตาเผา VFBC ต้องสูญเสียความร้อนให้กับอากาศส่วนเกินที่เกินความจำเป็นเพิ่มมากขึ้นทำให้อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ต่ำลงซึ่งเท่ากับ 906 °C และทำให้ η_{th} ลดลงเหลือเท่ากับ 84% และปริมาณ CO_2 ลดลงเหลือเท่ากับ 7.2% และสอดคล้องกับการที่ได้ปริมาณ CO เพิ่มขึ้นซึ่งเท่ากับ 415 ppm ดังแสดงในรูป 4a,b ตามลำดับ

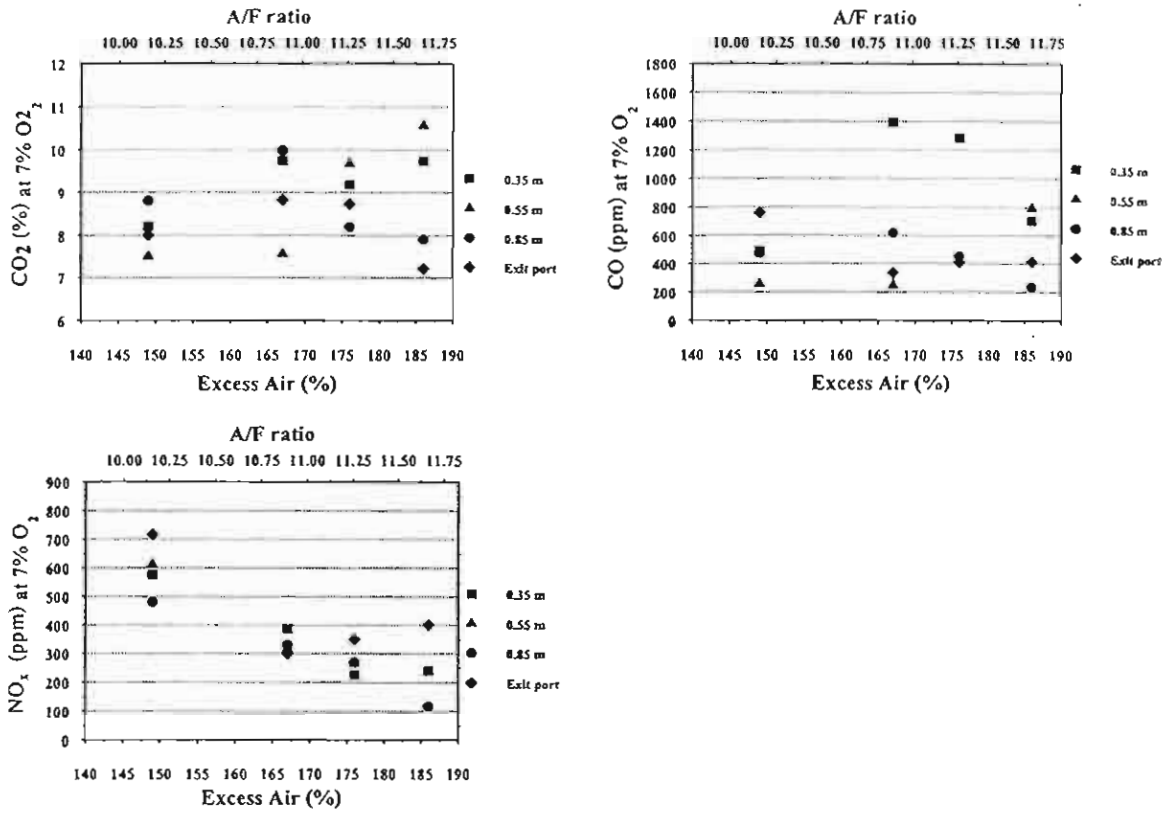
ในการศึกษาถึงปริมาณ CO_2 และ CO ที่เกิดขึ้นที่ตำแหน่งความสูง (Y) เท่ากับ 0.35 m, 0.6 m, 0.85 m และ ที่ตำแหน่งทางออกของเตาดังแสดงในรูปที่ 5a-d พบว่าไม่สามารถบอกความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณ CO_2, COและ NO_x ที่ได้จากการเผาไหม้ในแต่ระดับความสูงของเตา VFBC กับปริมาณอากาศส่วนเกินได้ แต่มีข้อสังเกตว่าที่ 165% EA และ 175% EA มีปริมาณ CO มากที่ตำแหน่งความสูง (Y) เท่ากับ 0.35 m เนื่องจากเป็นตำแหน่งที่ใกล้กับห้องเผาไหม้รูปกรวยหงายซึ่งเป็นที่รองรับอนุภาคเชื้อเพลิงที่เผาไหม้ไม่หมดและเชื้อเพลิงส่วนนี้จะถูกอากาศส่วนที่สองที่จ่ายมาด้านล่างกรวยดังแสดงในรูป (2b) ทำให้เกิดการเผาไหม้ แต่เนื่องจากสัดส่วนเชื้อเพลิงมากกว่าปริมาณอากาศส่วนที่สอง (m_2) ที่จะทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ จึงทำให้การได้ปริมาณ CO ออกมามาก

4.สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงผลกระทบของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้ โดยคงที่ SFR เท่ากับ 240 kg/h-m^3, m_2 เท่ากับ 0.85 m^3/min, m_3 เท่ากับ 0.76 m^3/min

1. การเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็น 2 ช่วงคือ 1) ช่วงก่อนเข้าสู่สภาวะคงที่โดยอุณหภูมิและประสิทธิภาพเชิงความร้อนแปรผันตรงกับเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้โดยเฉพาะที่ 167% EA สามารถเพิ่มอุณหภูมิ 310 °C เป็น 1,000 °C ในเวลา 55 นาที 2) ช่วงเข้าสู่สภาวะคงตัว พบว่าที่ 167%EA เช่นกันมีอุณหภูมิเฉลี่ยสูงสุดที่ 1,015 °C และมีการเปลี่ยนแปลงที่ ± 50 °C

2. ปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งมีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนและสมรรถนะของเตาโดยตรงโดยพบว่าที่อัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่งเท่ากับ 2 m^3/min (149%EA) ไม่สามารถดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้



รูปที่ 5 ความสัมพันธ์ระหว่างองค์ประกอบก๊าซเสียกับปริมาณอากาศส่วนเกินที่ระดับความสูงต่าง ๆ

ไม่หมดไม่ให้ออกจากเตาเผาได้ทำได้ η_{th} ต่ำ ซึ่งเท่ากับ 76% เมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งเท่ากับ 2.19 m^3/min (167%EA) ทำให้เกิดความปั่นป่วนภายในเตาทำให้ชั้นของเถ้าที่ปกคลุมเชื้อเพลิงถูกทำลาย ทำให้เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่นได้ดีขึ้น และสามารถดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้ออกจากเตาเผาได้ทำได้ η_{th} สูงขึ้นซึ่งเท่ากับ 90% ได้ค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับ 0.82 MW_{th}/m^3 แต่ถ้าจ่ายปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งเพิ่มมากขึ้นอีก (176, 186 %EA) จะทำให้เตาต้องสูญเสียความร้อนส่วนหนึ่งให้กับปริมาณอากาศส่วนเกินที่เกินความจำเป็นในการเผาไหม้ อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้และη_{th} ลดลงซึ่งเท่ากับ 85% และ 86% ตามลำดับ

3. ปริมาณ CO_2 และ CO สอดคล้องกับ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน, อุณหภูมิที่ได้จากการเผาไหม้ และภาระทางความร้อน โดยพบว่าปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งเท่ากับ 2.19 m^3/min (167%EA) ซึ่งจะทำให้ได้ปริมาณ CO_2 สูงสุดเท่ากับ 8.7%, CO ออกมาต่ำสุดเท่ากับ 335 ppm และ NO_x เท่ากับ 300 ppm ที่อุณหภูมิทางออกเท่ากับ 1,030 °C

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยและคุณวิบูรณ์ เทเพนทร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยวที่กรุณาให้คำแนะนำต่องานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

[1] A.k. Gupta, Lilley D.G and Syred N. "Swirl Flows. Abacus Press", Tunbridge Wells, England, 1984

[2] R. Singh, Maheshwari R.C and Ojha T.P. "Development of a Husk Fired Furnace", Journal of Agricultural Engineering Research, 1980, Vol,25, pp.119-120.

[3] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214

[4] S. Soponronnarit, Swasdisevi T, Wetchacama S, Shujinda A and Srisawat B. "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, 2000, Vol 1, No 2, pp.67-75

[5] E. Natarajan, Nordin A and Rao A.N. "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

[6] J. Werther, Saenger M , Hartge E.U , Ogada T and Siagi Z. "Combustion of Agricaltural residues", Progress in Energy and Combustion Science, 2000,Vol 26, No1, pp.1-27

[7] L. Armesto, Bahillo A, Veijonen k, Cabanillas A and Otero J.

"Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179

[8] T.R. Rao and Bheemarasetti J.V. Ram. "Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands", Energy, 2000, Vol 26, No 6, pp.633-644

[9] G. Yang and Nieh S. "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, 1987, Vol 50, pp.121-131

[10] G.Yang and Nieh S. "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, 1989, Vol 57, pp.171-179

[11] S. Nigh, Yang G, Zhu A.Q and Zhao C.S. "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, 1992, Vol 69, pp. 139-146

[12] S. Nieh and Zhang J. "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, 2000, Vol 122, pp.70-78

[13] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc", the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th-14th March 2003, pp.332-343

[14] Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"

[15] Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

[16] Becker et al, Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"

[17] Shang et al, Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

[18] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel, The 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 15th-17th October 2003, 113(IC033)

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 18
18-20 ตุลาคม 2547 จังหวัด-ขอนแก่น

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด : Part II ผลกระทบของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะเตา

VORTEXING-FLUIDIZED BED COMBUSTOR (VFBC) : Part II EFFECTS OF SECONDARY AIR ON PERFORMANCE OF COMBUSTOR

ฐานิตย์ เมธิยานนท์[1] นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์[2] พีระวัตร์ ทองนอก[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
[1,2]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 หรือ 09-8160456 E-mail: thanid_m@yahoo.com[1]
[3]นักศึกษา ป. โท [4]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400 โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[4]

Thanid madhiyanon[1] Niwat Piriyarungroj[2]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Peerawat Thongnork[3] Somchart Soponronnarit[4]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

จากการศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่หนึ่งใน Part I พบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) จะแปรผันตรงกับอากาศส่วนที่หนึ่ง แต่เมื่ออากาศส่วนที่หนึ่งมีค่ามากเกินไป η_{th} ก็จะลดลง ซึ่งโครงการวิจัยนี้เป็นโครงการวิจัยต่อเนื่องโดยมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่สอง (ซึ่งเป็นอากาศส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชัน) ต่อสมรรถนะเตาเผาไหม้วอร์เทคฟลูอิไดซ์เบด โดยปรับเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สองซึ่งทำให้ปริมาณอากาศส่วนเกินเปลี่ยนไป แต่คงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจำเพาะ (SFR) อัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่ง ซึ่งจ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิงในแนวสัมผัสที่ตำแหน่งด้านบนของเตา และอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สามที่ถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งที่ตำแหน่งต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทค โดยค่า SFR เท่ากับ 240 kg/h-m^3 จากการทดลองพบว่าปริมาณอากาศส่วนที่สองมีผลต่อสมรรถนะของเตาในมีลักษณะคล้ายคลึงกับกรณีการศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่หนึ่งใน Part I โดยพบว่า η_{th} จะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินโดยการเพิ่มปริมาณอากาศส่วนที่สอง แต่หากปริมาณอากาศส่วนที่สองมีค่ามากเกินจะทำให้ค่า η_{th} ลดต่ำลง โดยที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 164% พบว่าเตามีสมรรถนะสูงที่สุด โดยทำให้ได้อุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาสูงสุดเท่ากับ 1,070 องศาเซลเซียส η_{th} เท่ากับ 93% ได้ค่าภาระความร้อนสูงสุดเท่ากับ 0.84 MW$_{th}$ /m^3 ปริมาณก๊าซ CO_2, CO และ NO_x ที่ได้จากการเผาไหม้เท่ากับ 8.47%, 298 และ 4.93 ppm (ที่ O_2 ส่วนเกินเท่ากับ 7%)

Abstract

In part I, a study which has been investigated the effect of primary air concluded that thermal efficiency was directly proportioned to amount of primary air but if primary air was provided too much, thermal efficiency would be dropped. In this part, the experiment were farther studied to investigate the influence of secondary air (fluidization air) on performance of VFBC by change amount of secondary air while keeping specific fuel rate (SFR), primary air and tertiary air unchanged. SFR was held constant at 240 kg/h-m^3. The similar trends of experimental results as that of obtaining from part I were also observed in this study, that thermal efficiency increased as an increase of excess air by increasing amount of secondary air but if amount of secondary air was further increased beyond a proper value, Thermal efficiency would be dropped. At excess air of 164%, VFBC perform very well, with maximum exit gas temperature of 1,070 °C, thermal efficiency of 93% and thermal load of combustor of 0.84 MW$_{th}$/m^3 The amount of emission gases, i.e CO_2, CO and NO_x determined base on excess O_2 of 7% were 8.47%, 298 ppm and 4.93 ppm, respectively.

1.บทนำ

จากสภาวะในปัจจุบันน้ำมันมีราคาสูงขึ้นมากในสภาวะเศรษฐกิจของไทยในเวลานี้ อันมีสาเหตุมาจากความต้องการใช้น้ำมันมากขึ้น จึงทำให้ธุรกิจต่างๆ ที่ใช้น้ำมันเป็นเชื้อเพลิงต่างๆ เริ่มหาพลังงานชนิดอื่นมาทดแทนน้ำมัน โดยได้มีการใช้เชื้อเพลิงประเภทชีวมวลที่เหลือใช้จากโรงงานต่างๆมาแปรรูปเป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล แกลบเป็นเชื้อเพลิงประเภทชีวมวลอีกอย่างหนึ่งที่สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงให้ความร้อนแทนน้ำมันได้ โดยปัจจุบันเตาเผาไหม้ที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีประสิทธิภาพสูง คือ เตาเผาไหม้แบบไซโคลนและเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด ซึ่งเตาทั้งสองประเภทนี้มีทั้งข้อดีและข้อเสียต่างกัน คือเตาไซโคลนจะอาศัยหลักการไหลวนของอากาศซึ่งทำให้อนุภาคภายในเตาไม่หลุดออกนอกเตาได้ ความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางจึงมีค่าน้อย (H/D = 2.5) แต่มีข้อเสียคือประสิทธิภาพการเผาไหม้ (65-80%) และค่าภาระความร้อนเตา (0.25MW/m^3) ค่อนข้างต่ำ [1, 2, 3, 4] ส่วนเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด [5, 6, 7] จะออกแบบให้อนุภาคภายในเตาเผาไหม้เกิดฟลูอิไดเซชั่น ทำให้เกิดการเผาไหม้ทั่วทั้งบริเวณเตา ส่งผลให้ได้ค่าภาระทางความร้อนเตาเผาไหม้ (1 MW/m^3) และประสิทธิภาพการเผาไหม้ (80-95%) สูง แต่มีข้อเสียคือ เมื่อนำหลักการนี้ไปใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความหนาแน่นต่ำและรูปร่างไม่กลม จะทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เบดยาก ดังนั้นจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยเช่น ทราย ซิลิกา อลูมินา ลงไปในเตาเผาไหม้ในอัตราส่วนที่เหมาะสม [5, 8] เพื่อช่วยให้เกิดฟลูอิไดซ์เบดได้ง่ายขึ้น อย่างไรก็ตามการผสมวัสดุเฉื่อยจะทำให้ความดันตกคร่อมในห้องเผาไหม้มีค่าสูง ทำให้การต้องสูญเสียพลังงานมากเพราะต้องใช้พัดลมที่มีขนาดใหญ่ ข้อเสียอีกประการหนึ่งคือ ความสูงของเตาเพราะเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดจำเป็นต้องออกแบบให้เตาสูงเพื่อป้องกันไม่ให้อนุภาคภายในเตาหลุดลอยออกนอกเตาเผาไหม้ โดยสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาประมาณ 13 ทำให้ได้มีการพัฒนาเพื่อลดความสูงของเตาลงโดยการฉีดอากาศส่วนที่สองเข้าไปในแนวสัมผัสบริเวณ free board [9, 10, 11] เพื่อตักอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ไม่ให้หลุดออกนอกเตา พบว่าสามารถลดความสูงของเตาเผาไหม้ลงได้ และมีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอนุภาคและก๊าซ [12] เมื่อมีการฉีดอากาศส่วนที่สองในแนวสัมผัส พบว่า บริเวณใกล้ผนังเตาก๊าซและอนุภาคจะมีไหลลงด้านล่างเตาเผาไหม้ ทำให้เกิดการหมุนเวียนภายในเตาส่งผลถึงเวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในเตาเผาไหม้นานขึ้น แต่อย่างไรก็ตามถ้านำจุดเด่นของเตาเผาไหม้ ทั้งสองแบบมารวมกันจะทำให้มีค่าภาระความร้อน(MW_{th}/m^3) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง แต่ในขณะเดียวกันมีค่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางต่ำ ทำให้ติดตั้งในโรงงานได้สะดวกและ ลดค่าใช้จ่ายในการติดตั้งได้ โดยเมื่อนำจุดเด่นของเตาทั้งสองมารวมกันจะได้เป็นเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดขึ้นมา โดยผู้วิจัยได้ออกแบบสร้างเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำ ลอง [13] เพื่อศึกษาถึงพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบ พบว่าเตาเผาวอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลองสามารถรวมคุณลักษณะเด่นของการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดและแบบวอร์เทคเข้าไว้ด้วยกันได้ ดังนั้นผู้วิจัยจึงได้ใช้ข้อมูลดังกล่าวมาออกแบบเตาเผา VFBC โดย เตาเผา VFBC จะแบ่งอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ออกเป็นสามส่วนคืออากาศส่วนที่หนึ่ง (Primary air) เป็นอากาศที่พาเชื้อเพลิงแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้โดยอากาศส่วนที่หนึ่งและแกลบนี้จะถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งฉากกับรัศมีของเตาที่ตำแหน่งด้านบนของเตา เพื่อให้เกิดการเผาไหม้แบบวอร์เทค อากาศส่วนที่สอง (Secondary air) เป็นอากาศที่จ่ายที่ตำแหน่งด้านล่างของเตาเพื่อทำให้เชื้อเพลิงเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด และอากาศส่วนที่สาม (Tertiary air) เป็นอากาศที่ถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งฉากกับรัศมีของเตาที่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคโดยวงแหวนวอร์เทคจะคั่นระหว่างห้องเผาไหม้ทั้งสอง เพื่อเพิ่มการหมุนวนของอากาศและเชื้อเพลิงเพื่อป้องกันไม่ให้อนุภาคของเชื้อเพลิงที่ยังไม่เผาไหม้ไม่ให้หลุดออกนอกเตา ส่งผลให้เวลาในการเผาไหม้เชื้อเพลิงภายในเตามีมากขึ้น โดยสัดส่วนของเตาและอุปกรณ์ต่างๆแสดงในรูปที่ 1(a) และ 2 และเมื่อไม่นานมานี้ได้มีการศึกษาพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ[18] โดยศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่สามที่มีผลต่อการเผาไหม้ซึ่งจากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา จะขึ้นกับปริมาณอากาศส่วนเกินเป็นหลัก โดยปริมาณอากาศส่วนที่สามจะไม่ส่งผลต่อ ประสิทธิภาพเชิงความร้องของเตาตราบที่ปริมาณอากาศส่วนเกินรวมที่ใช้ในการเผาไหม้ทั้งหมดเหมาะสม แต่การจ่ายอากาศส่วนที่สามจะมีผลต่อการควบคุมอุณหภูมิไม่ให้เกิน 1000 องศาเซลเซียส โดยโครงงานวิจัยนี้เป็นโครงงานวิจัยต่อเนื่อง โดยจะทำการศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่สองที่มีผลต่อสมรรถนะการเผาไหม้ของเตาเผา VFBC

2.วิธีการทดลอง

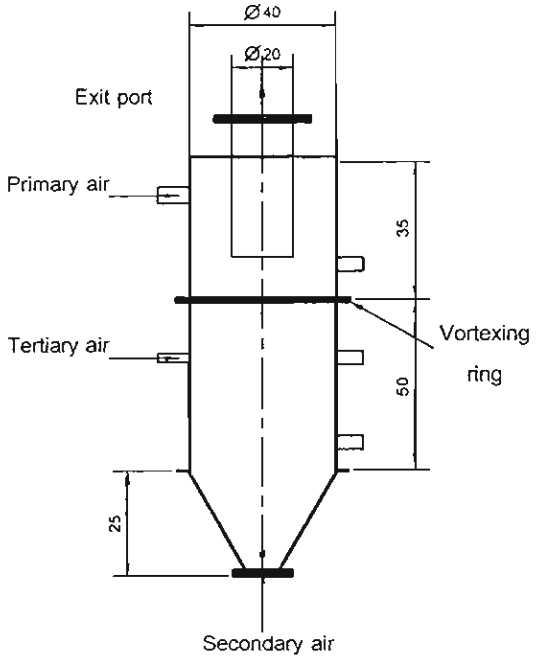
2.1การศึกษาถึงการเพิ่มปริมาณอากาศส่วนที่สองที่มีผลต่อการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด

เตรียมอุปกรณ์การทดลองดังแสดงในรูปที่ 2 ทำการติดเตาเผาโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงและอุ่นเตาจนอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ประมาณ 600 °C จึงเริ่มทำการทดลอง

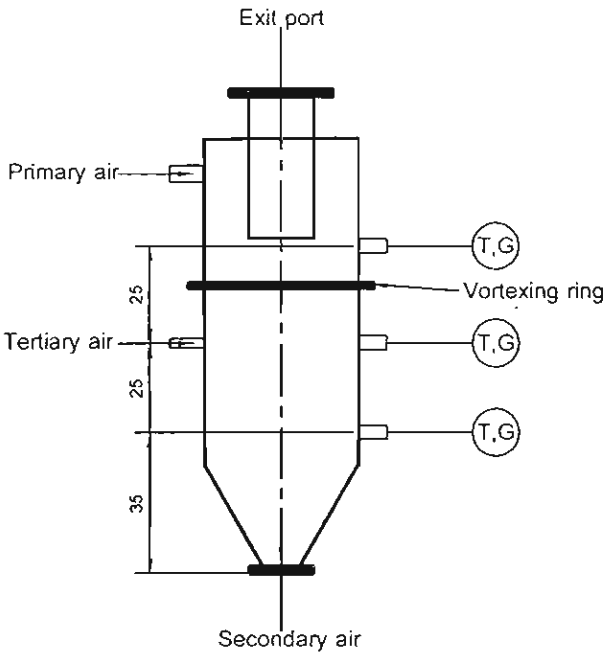
1. ปรับอัตราการไหลของอากาศและแกลบให้สอดคล้องกับเงื่อนที่ 1 ในตารางที่ 1 ซึ่งในการทดลองจะใช้พัดลมอัดอากาศ 2 ตัว ตัวละ 2.2 kW เป็นต้นกำลังในการทำให้เกิดอัตราการไหลของอากาศ โดยใช้ออริฟิสมิเตอร์ในการวัดอัตราการไหลของอากาศทั้งสามส่วน ซึ่งออริฟิสมิเตอร์ทั้ง 3 ชุดได้ถูกปรับเทียบจาก Hot wire ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้และในการควบคุมอัตราการป้อนแกลบจะใช้ชุดควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่สามารถควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ซึ่งเป็นต้นกำลังในการขับสกรูที่ใช้ในการป้อนแกลบ

2. บันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC ทุก 5 นาที จนครบ 120 นาที โดยใช้ Thermocouple type K และใช้ อุปกรณ์ชี้วัดซึ่งมีความละเอียดในหลักหน่วยในการแสดงผล

3. บันทึกองค์ประกอบของก๊าซที่เกิดจากการเผาไหม้โดยใช้เครื่อง Gas Analyzer รุ่น Testo 350 XL ทั้งหมด 4 ตำแหน่งคือ 1) ที่ Y_1 = 0.35 m 2) ที่ Y_2 = 0.55 m, 3) ที่ Y_3 = 0.85 m และ 4) ที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC (เมื่อ Y คือ ความสูงของเตาเผา VFBC โดยความสูงของเตาจะเริ่มวัดจากตำแหน่งด้านล่างสุดของเตาที่มีลักษณะเป็นทรงกรวยหงายดังแสดงในรูปที่ 1(b)

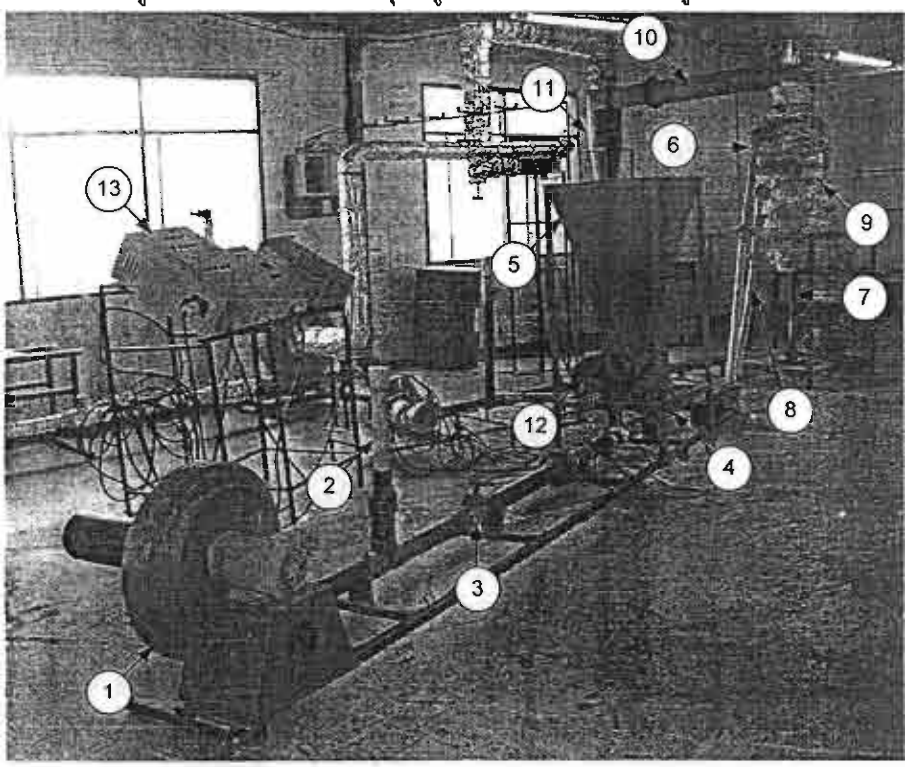


(a) ขนาดของเตาวอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด



(b) ตำแหน่งวัดอุณหภูมิ (T) และก๊าซร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ (G)

รูปที่ 1 ขนาดและตำแหน่งวัดอุณหภูมิของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด



รูปที่ 2 การติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด

1. Blowers	2. Air drain port	3. Valves	4. Injector
5. Hopper	6. Primary air	7. Secondary air	8. Tertiary air
9. VFBC	10. Exit port	11. Cyclone	12. Feeding system
13. Temperator Control			

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองที่ศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่สองที่มีผลต่อสมรรถนะเตา VFBC

Run No.	Specific Rice husk feed rate (kg/h-m^3)	Primary air		Secondary air		Thirdly air		Excess air (%)
		Flow rate (m^3/min)	Velocity (m/s)	Flow rate (m^3/min)	Velocity (m/s)	Flow rate (m^3/min)	Velocity (m/s)	
1	240	2.34	17	0.61	1.25	0.37	12.34	117
2	240	2.34	17	0.73	1.5	0.37	12.34	125
3	240	2.34	17	0.97	2	0.37	12.34	140
4	240	2.34	17	1.23	2.52	0.37	12.34	157
5	240	2.34	17	0.66	1.35	0.76	25	145
6	240	2.34	17	0.93	1.92	0.76	25	164
7	240	2.34	17	1.22	2.5	0.76	25	182

4.ทำการทดลองซ้ำข้อ 2-3 โดยเปลี่ยนอัตราการไหลของแกลบและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขที่ 2-7 ในตารางที่ 1

ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) ของเตานิยามได้ด้วยสมการดังนี้

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_a\left(c_{p,g}T_e - c_{p,a}T_i\right)}{\dot{m}_f HHV}$$

เมื่อ

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลของอากาศ, kg/s

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบ, kg/s

$c_{p,g}$, $c_{p,a}$ = ค่าความจุความร้อนของแก๊สเสียและอากาศที่เข้าเผาไหม้

HHV = ค่าความร้อนสูงของแกลบ = 14.5 MJ/kg

e = ที่ตำแหน่งทางออกของ VFBC

i = ที่ตำแหน่งทางเข้าของ VFBC

โดยกำหนดให้ $c_{p,g}$ ที่ตำแหน่งทางออก เท่ากับ $c_{p,a}$ ที่มีอุณหภูมิก๊าซร้อน

สมการที่ (1) อยู่บนสมมติฐานที่ว่า $\dot{m}_a >> \dot{m}_f$ ดังนั้น มวลของก๊าซจึงประมาณเท่ากับมวลของอากาศที่เข้าเผาไหม้

3.ผลการทดลอง

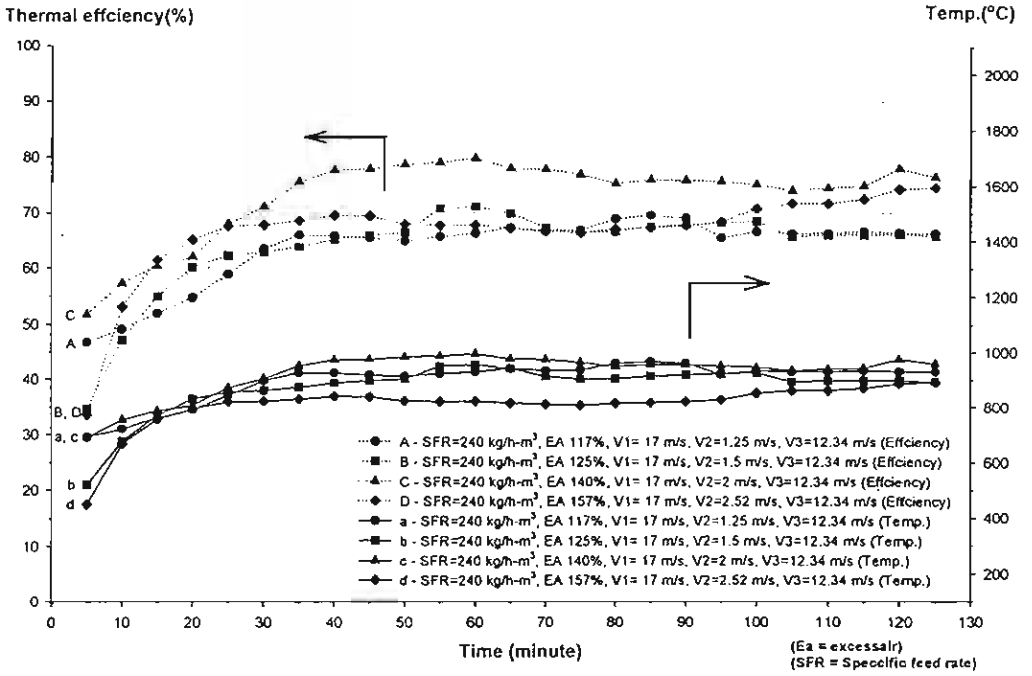
เนื่องจากในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่ 2 ต่อสมรรถนะเตาเผาไหม้ โดยเงื่อนไขการทดลองจะปรับอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สอง (m_2) โดยแสดงเงื่อนไขต่างๆ ในตารางที่ 1 ซึ่งจะแบ่งเงื่อนไขการทดลองเป็น 2 ช่วงหลักๆ คือ 1) คงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะเท่ากับ (SFR) 240 kg/h-m^3 คงที่อัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่งและสามเท่ากับ 2.34 และ 0.37 m^3/min ตามลำดับ และปรับอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สองให้ได้อากาศส่วนเกินทั้งหมดเท่ากับ 117% 125% 140% และ157% ตามลำดับ 2) กำหนดให้คงที่ SFR และ m_1 เท่ากับเงื่อนไขที่ 1 แต่คงที่อัตราการไหลส่วนที่สาม (m_3) เท่ากับ 0.76 m^3/min (V_3 = 25 m/s) และปรับอัตราการไหลส่วนที่สองให้ได้อากาศส่วนเกินดังนี้ คือ 145%, 164% และ 182% ตามลำดับ

3.1 สมรรถนะเตาเผาไหม้ VFBC เมื่อคงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจำเพาะ อัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่ง และ อัตราการไหลของอากาศส่วนที่สาม (m_3 = 0.37 m^3/min)

3.1.1 อุณหภูมิการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน และค่าภาระความร้อนเตา

จากผลการทดลองดังแสดงในรูปที่ 3 พบว่าสามารถแบ่งช่วงของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกเป็น 2 ช่วง คือ 1) ช่วงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาก่อนเข้าสู่สภาวะคงที่ (ช่วงเวลา 5 ถึง 60 นาที) พบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ทั้ง 4 เงื่อนไข (ดังแสดงในตารางที่ 1) จะแปรผันตรงกับเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้ ดังแสดงในรูปที่ 3 เส้นกราฟ a-d 2) ช่วงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาเข้าสู่สภาวะคงที่ (ช่วงเวลา 65 ถึง 125 นาที) เมื่ออัตราการไหลอากาศส่วนที่สอง (m_2) เท่ากับ 0.61 m^3/min (V_2=1.25 m/s, 117%EA) จากการทดลองพบว่าอากาศส่วนที่สองซึ่งเป็นอากาศที่ถูกจ่ายที่ตำแหน่งด้านล่างของเตาที่มีลักษณะเป็นรูปกรวยหงาย ทำให้เชื้อเพลิงแกลบเกิดพฤติกรรมการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดซึ่งสังเกตได้จากการมองผ่านช่องมอง (ซึ่งคล้ายคลึงกับกรณีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาจำลอง [13] ซึ่งมีการจ่ายอากาศส่วนที่สองด้านล่างเตาเผาไหม้จำลองทำให้แกลบเกิดโพรงอากาศบริเวณตรงกลางเบดส่งผลให้อนุภาคที่อยู่ล่างสุดจะลอยไปกับอากาศ โดยอนุภาคที่อยู่รอบๆโพรงอากาศจะเคลื่อนตัวลงสู่ด้านล่างของเบดแทนที่แกลบที่ถูกพาไปกับอากาศ ทำให้แกลบจะเคลื่อนที่เป็นอิสระ) ที่ m_2 เท่ากับ 0.61 m^3/min นี้ ไม่สามารถทำให้เกิดการกระจายตัวของแกลบไม่มากพอ ที่ทำให้การแพร่ของออกซิเจนเพื่อไปทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้ดี จึงทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์

ได้อุณหภูมิการเผาไหม้ต่ำซึ่งเท่ากับ 941 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) เท่ากับ 67 % และ ภาระความร้อนเท่ากับ 0.6 MW_{th}/m^3 (คำนวณโดยใช้ค่า HHV ที่ 14.5 MJ/kg) เมื่อเพิ่ม m_2 เท่ากับ 0.73 m^3/min (V_2 = 1.5 m/s, 125%EA) ความเร็วของอากาศส่วนที่สอง (V_2) เพิ่มขึ้นทำให้การกระจายตัวของแกลบภายในเตาเผาไหม้มากขึ้น ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์มากขึ้น ได้อุณหภูมิการเผาไหม้เท่ากับ 950 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจึงเพิ่มขึ้นเท่ากับ 67 % โดยให้ค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.63 MW_{th}/m^3 และเมื่อเพิ่ม m_2 เท่ากับ 0.97 m^3/min (V_2 = 2.0 m/s, 140%EA) ความเร็วของอากาศส่วนที่สอง (V_2) เพิ่มทำให้เกิดการปั่นป่วนภายในห้องเผาไหม้ส่งผลให้ชั้นฟิล์มของเถ้าที่ปกคลุมเชื้อเพลิงอยู่นั้นบางลง ออกซิเจนจึงแพร่เข้าไปทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้อย่างเต็มที่ส่งผลให้อุณหภูมิการเผาไหม้เพิ่มขึ้นเป็น 995 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 80% และค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.71 MW_{th}/m^3 แต่เมื่อเพิ่ม m_2 เท่ากับ 1.23 m^3/min (V_2 = 2.52 m/s, 157%EA) ความเร็วส่วนที่สอง (V_2) ที่จ่ายอากาศด้านล่างเตามากเกินไป และม่านอากาศบริเวณเหนือและใต้วงแหวนวอร์เทคที่เกิดขึ้นจากการจ่ายอากาศส่วนที่หนึ่งและสามไม่เพียงพอทำให้เกิดแรงเหวี่ยงที่ดักแกลบที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไว้ได้ ทำให้เวลาที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบที่อยู่ในเตาเผาไหม้ลดลง ส่งผลให้อุณหภูมิการเผาไหม้ลดลงเหลือ 890 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อน 75 % และค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.67 MW_{th}/m^3 อย่างไรก็ตามอุณหภูมิและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเงื่อนที่กล่าวมาข้างต้นทั้ง 4 เงื่อนไขมีค่าต่ำ เนื่องจากปริมาณอากาศส่วนเกินทั้งหมดที่ใช้ในการเผาไหม้มีค่าน้อยเกินไป ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยการศึกษาพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ[18] โดยพบว่าที่ EA 167% จะทำให้ได้ประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูงสุดเท่ากับ 85% ดังนั้นจึงได้ทำการศึกษาต่อเนื่องโดยการเพิ่มอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สาม (m_3) ให้เท่ากับ 0.76 m^3/min ซึ่งจะส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ใช้ในการเผาไหม้เพิ่มขึ้น



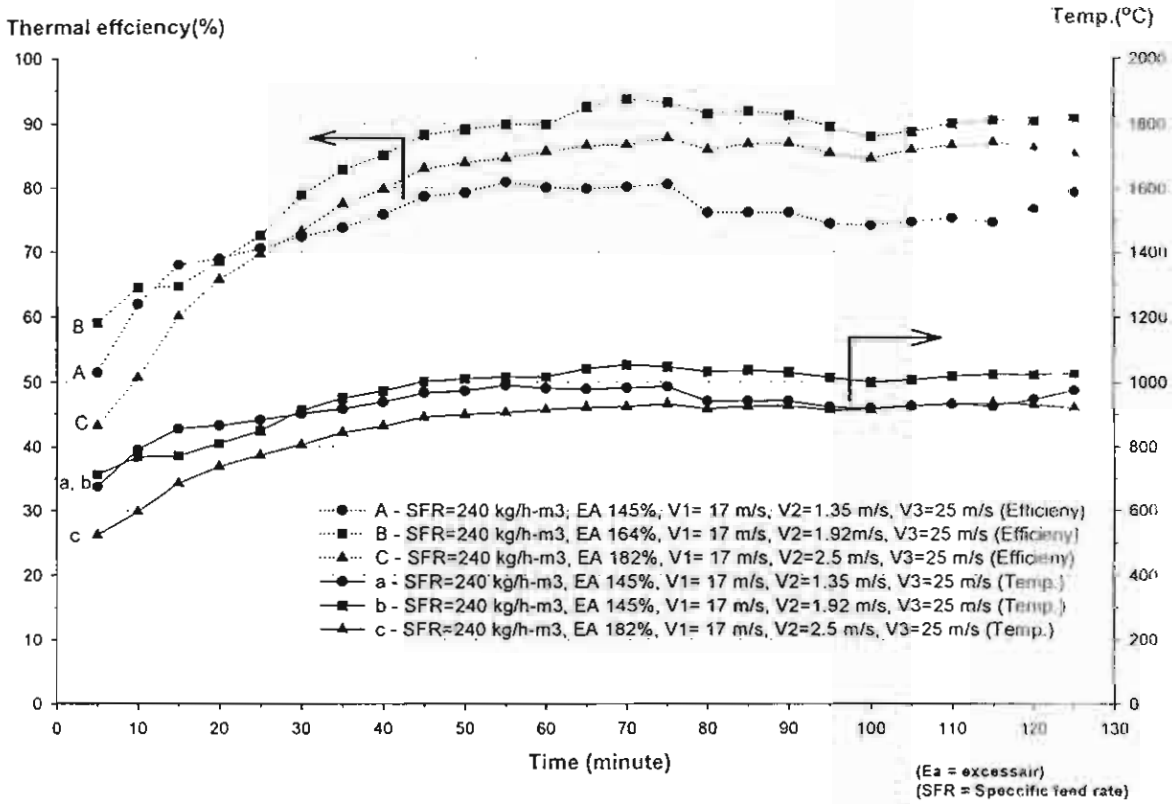
รูปที่ 3 แสดงการการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา

3.2 สมรรถนะเตาเผาไหม้ VFBC เมื่อคงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบจำเพาะ อัตราการไหลของอากาศส่วนที่หนึ่ง และ อัตราการไหลของอากาศส่วนที่สาม (m_3 = 0.76 m^3/min)

3.2.1 อุณหภูมิการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน และค่าภาระความร้อนเตา

จากรูปที่ 4 พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สาม (m_3) ทำให้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่ใช้ในการเผาไหม้เพิ่มขึ้น (เงื่อนไขการทดลองที่ 5-7) พบว่าผลการทดลองมีแนวโน้มคล้ายคลึงกับผลการทดลองที่ได้จากเงื่อนไขการทดลองที่ 1-4 ที่ได้กล่าวมาแล้วข้างต้น (หัวข้อ 3.1) แต่จะให้อุณหภูมิการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและภาระทางความร้อนสูงกว่า โดยที่อัตราการไหลของอากาศส่วนที่สอง (m_2) เท่ากับ 0.66 m^3/min (V_2 = 1.35 m/s, 145%EA) ความเร็วของอากาศส่วนที่สองมีค่าน้อย ส่งผลให้การกระจายตัวของอนุภาคภายในเตาจึงไม่ดีพอ (ดังได้กล่าวไว้แล้วในหัวข้อ 3.1.1 ที่เงื่อนไข 117%EA) ทำให้การเผาไหม้ไม่สมบูรณ์อุณหภูมิการเผาไหม้จึงมีค่าเท่ากับ 974 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 67 % และ ภาระความร้อนเท่ากับ 0.6 MW_{th}/m^3 เมื่อเพิ่ม m_2 เท่ากับ 0.93 m^3/min (V_2 = 1.92 m/s, 164%EA) ความเร็วอากาศส่วนที่สอง (V_2) เพิ่มขึ้นส่งผลให้เกิดความปั่นป่วนของอากาศ

และแกลบภายในห้องเผาไหม้ ออกซิเจนจึงเข้าทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้ดีขึ้น ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์อุณหภูมิการเผาไหม้เพิ่มขึ้นเป็น 1,070 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อน 93% และค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.84 MW_{th}/m^3 แต่เมื่อเพิ่ม m_2 เท่ากับ 1.22 m^3/min (V_2 = 2.5 m/s, 182%EA) ความเร็วอากาศส่วนที่สอง (V_2) มีค่ามากขึ้นทำให้แกลบที่ยังเผาไหม้ไม่หมดสามารถหลุดออกจากเตาได้ (ได้กล่าวไว้แล้วในหัวข้อ 3.1.1 ที่เงื่อนไข 157%EA) และการใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่เกินความจำเป็นนี้ ทำให้ต้องเสียความร้อนที่ได้จากเผาไหม้ส่วนหนึ่งให้กับไนโตรเจนในอากาศส่วนเกินที่จ่ายเข้ามาเกินความจำเป็นสำหรับการเผาไหม้ ส่งผลให้อุณหภูมิการเผาไหม้ลดลงเหลือ 937 °C และประสิทธิภาพเชิงความร้อน 87 % ทำให้ได้ค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.78 MW_{th}/m^3



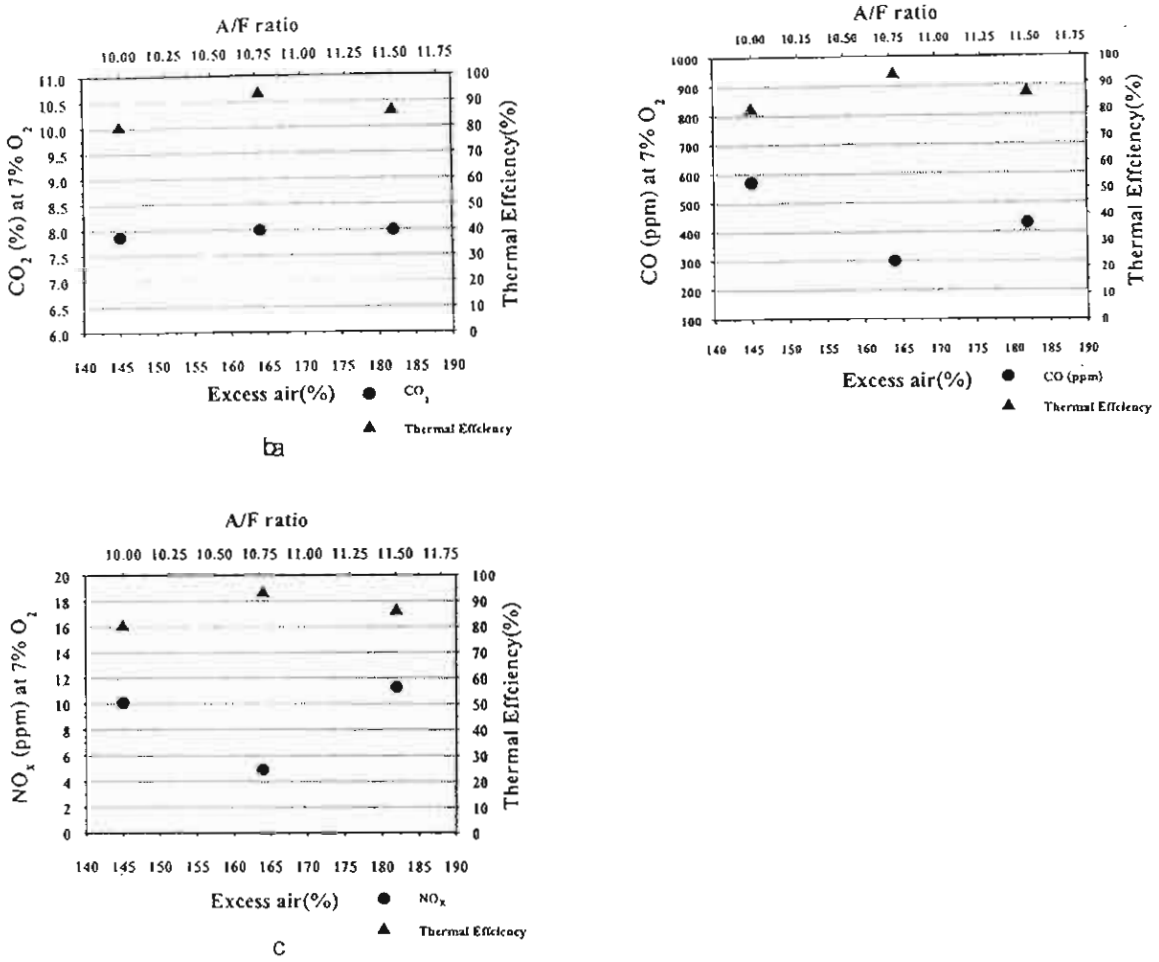
รูปที่ 4 แสดงการการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา

3.2.2 องค์ประกอบก๊าซเสีย

จากผลการทดลองในรูปที่ 5 พบว่า ปริมาณ CO_2 และ CO ที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้จะสัมพันธ์โดยตรงกับปริมาณอากาศส่วนเกิน (%EA) โดยถ้าใช้อากาศส่วนเกินที่เหมาะสมจะทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ ได้ปริมาณ CO_2 สูง และ มีปริมาณ CO ต่ำ โดยที่เงื่อนไข ที่ (m_2) เท่ากับ 0.66 m^3/min (V_2 = 1.35 m/s, 145%EA) อุณหภูมิการเผาไหม้ต่ำซึ่งเท่ากับ 974 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 67 % ซึ่งสอดคล้องกับ CO_2 ที่ออกมาน้อยซึ่งเท่ากับ 7.5 % โดยปริมาตร แสดงในรูปที่ 5(a) และสอดคล้องกับปริมาณ CO ที่ออกมามากซึ่งเท่ากับ 547 ppm แสดงในรูปที่ 5(b) (โดยปริมาณ CO_2, CO และ NOx ที่นำเสนอทั้งหมดคิดเทียบที่ปริมาณ O_2 ส่วนเกิน 7%) เมื่อปรับเงื่อนไขให้ (m_2) เท่ากับ 0.93 m^3/min (V_2 = 1.92 m/s, 164%EA) จะเกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ (ซึ่งได้กล่าวไว้ในหัวข้อที่ 3.2.1 ที่ 182%EA) ทำให้อุณหภูมิการเผาไหม้สูงเท่ากับ 1,070 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 93 % ซึ่งสอดคล้องกับ CO_2 ที่ออกมามากซึ่งเท่ากับ 8.47 % โดยปริมาตร แสดงในรูปที่ 5(a) และสอดคล้องกับปริมาณ CO ที่ออกมาน้อยซึ่งเท่ากับ 315 ppm แสดงในรูปที่ 5(b) แต่เมื่อปรับให้อากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้นที่เงื่อนไข (m_2) เท่ากับ 1.22 m^3/min (V_2 = 2.5 m/s 182%EA) จะทำให้เวลาที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่อยู่ภายในเตาเผาไหม้น้อยลง (ซึ่งได้กล่าวไว้ในหัวข้อที่ 3.2.1 ที่ 182%EA) ทำให้อุณหภูมิการเผาไหม้ลดต่ำลงเหลือ 937 °C และประสิทธิภาพเชิงความร้อน 87 % ซึ่งสอดคล้องกับ CO_2 เช่นกันคือ CO_2 จะลดลงมาน้อยลงเท่ากับ 8.47 % โดยปริมาตร แสดงในรูปที่ 5(a) และสอดคล้องกับปริมาณ CO ที่ออกมาเพิ่มขึ้นซึ่งเท่ากับ 404 ppm แสดงในรูปที่ 5(b) ส่วนการเปลี่ยนแปลงปริมาณก๊าซ CO_2, CO และ NO_x ตามระดับความสูงของเตาที่แสดงในรูปที่ 6 พบว่าปริมาณ CO_2 และ NO_x ยังไม่สามารถสรุปได้ว่ามีความสัมพันธ์กับความสูงเตาเผาไหม้อย่างไร

4.สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้มุ่งเน้นศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่ 2 ต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทคฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ ซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้



รูปที่ 5 ความสัมพันธ์ระหว่างองค์ประกอบก๊าซเสียและประสิทธิภาพเชิงความร้อนกับปริมาณอากาศส่วนเกิน

1. การเผาไหม้สามารถแบ่งออกเป็น 2 ช่วงคือ 1) ช่วงก่อนเข้าสู่สภาวะคงที่โดยอุณหภูมิและประสิทธิภาพเชิงความร้อนแปรผันตรงกับเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้ 2) ช่วงเข้าสู่สภาวะคงตัว พบว่าที่ 164%EA มีอุณหภูมิการเผาไหม้สูงสุดที่ 1,070 °C, η_{th} เท่ากับ 93% ได้ค่าภาระความร้อนสูงสุดเท่ากับ 0.84 MW/m^3

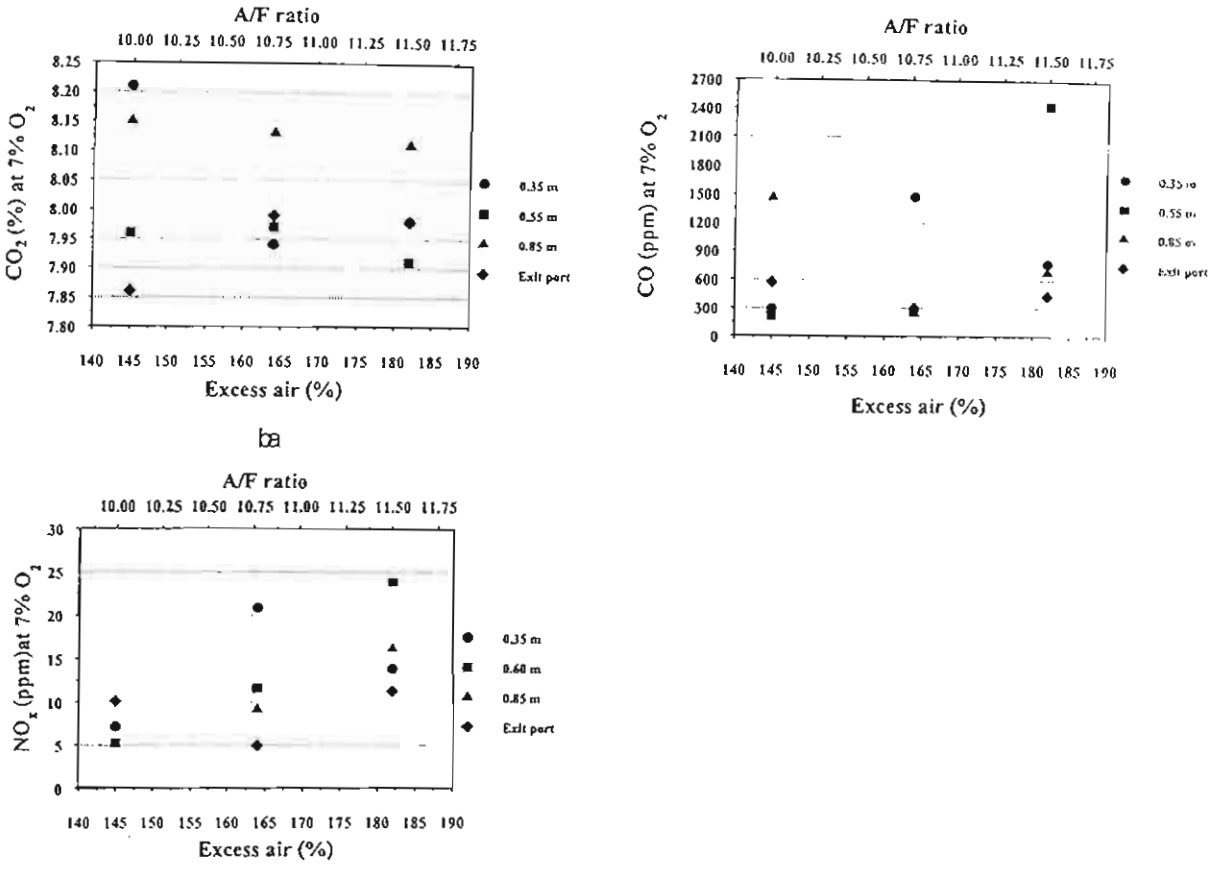
2.อากาศส่วนที่สองต้องมีความเร็วมากเพียงพอ ที่จะทำให้แกลบเกิดการกระจายตัว และได้การเผาไหม้ที่สมบูรณ์ แต่ความเร็วต้องไม่มากเกินไปเพราะจะทำให้แกลบที่ยังเผาไหม้ไม่หมดสามารถหลุดออกจากเตาได้

3.ปริมาณอากาศส่วนที่สองมีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนและสมรรถนะของเตาโดยตรง ซึ่งพบว่าที่อัตราการไหลของอากาศส่วนที่สอง (m_2) น้อย (145%EA) ความเร็วของอากาศส่วนที่สอง (V_2) น้อย ส่งผลให้การกระจายตัวของอนุภาคภายในเตาไม่ดีพอ η_{th} จึงต่ำ ซึ่งเท่ากับ 76% เมื่อปริมาณอากาศส่วนที่สอง (m_2) เพิ่มขึ้น (164%EA) ความเร็วของอากาศส่วนที่สอง (V_2) เพิ่มขึ้น ส่งผลให้เกิดความปั่นป่วนของอากาศและอนุภาคภายในเตา ทำให้ชั้นของเถ้าที่ปกคลุมเชื้อเพลิงจึงถูกทำลาย การเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่นระหว่างเชื้อเพลิงกับออกซิเจนในอากาศจึงดีขึ้น η_{th} สูงขึ้นซึ่งเท่ากับ 93% แต่ถ้าจ่ายปริมาณอากาศส่วนที่สอง (m_2) เพิ่มมากขึ้นอีก (182%EA) ความเร็วส่วนที่สอง (V_2) ที่จ่ายอากาศด้านล่างเตามากเกินไป ทำให้แกลบที่ยังเผาไหม้ไม่หมดหลุดออกไปจากเตา ดังนั้นเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบที่อยู่ในเตาเผาไหม้น้อยลง และต้องสูญเสียความร้อนส่วนหนึ่งให้กับปริมาณอากาศส่วนเกินที่ไม่ได้ถูกนำมาใช้ในการเผาไหม้ทำให้ η_{th} ลดลงเท่ากับ 87%

4. ปริมาณ CO_2 และ CO จะสอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกิน อุณหภูมิการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ โดยที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่ 93 % ที่ให้ค่าภาระความร้อน 0.84 MW_{th}/m^3 และมีปริมาณ CO = 297 ppm และ NOx = 4.9 ppm

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยและคุณวิบูรณ์ เทเพนทร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยวที่กรุณาให้คำแนะนำต่องานวิจัยนี้



รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ระหว่างองค์ประกอบก๊าซเสียกับปริมาณอากาศส่วนเกินที่ระดับความสูงต่างๆ

เอกสารอ้างอิง

[1] A.k. Gupta, Lilley D.G and Syred N. "Swirl Flows. Abacus Press", Tunbridge Wells, England, 1984

[2] R. Singh, Maheshwari R.C and Ojha T.P. "Development of a Husk Fired Furnace", Journal of Agricultural Engineering Research, 1980, Vol,25, pp.119-120.

[3] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214

[4] S. Soponronnarit, Swasdisevi T, Wetchacama S, Shujinda A and Srisawat B. "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, 2000, Vol 1, No 2, pp.67-75

[5] E. Natarajan, Nordin A and Rao A.N. "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

[6] J. Werther, Saenger M , Hartge E.U , Ogada T and Siagi Z. "Combustion of Agricaltural residues", Progress in Energy and Combustion Science, 2000,Vol 26, No1, pp.1-27

[7] L. Armesto, Bahillo A, Veijonen k, Cabanillas A and Otero J "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179

[8] T.R. Rao and Bheemarasetti J.V. Ram. "Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands", Energy, 2000, Vol 26, No 6, pp.633-644

[9] G. Yang and Nieh S. "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, 1987, Vol 50, pp.121-131

[10] G.Yang and Nieh S. "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, 1989, Vol 57, pp.171-179

[11] S. Nigh, Yang G, Zhu A.Q and Zhao C.S. "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, 1992, Vol 69, pp. 139-146

[12] S. Nieh and Zhang J. "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, 2000, Vol 122, pp.70-78

[13] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc", the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th-14th March 2003, pp.332-343

[14] Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"

[15] Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

[16] Becker et al, Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"

[17] Shang et al, Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

[18] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel, The 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 15th-17th October 2003, 113(IC033)

การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์การอบแห้งถั่วเหลือง โดยเทคนิคฟลูอิไดเบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

Mathematical Model for Fluidized Bed Drying Using Superheated Steam

รติยา ธุวพาณิชยานันท์[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2]
[1]คณะพลังงานและวัสดุ [2]คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ 10140

Ratiya Thuwapanichayanan[1,*], Somchart Soponronnarit[1] and. Somkiat Prachayawarakorn[2]
[1]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering,
King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์การอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคฟลูอิไดเบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพื่อทำนายอัตราการอบแห้ง และศึกษาอิทธิพลของตัวแปรที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง เช่น อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ความสูงเบด และความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง สำหรับแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นนั้นจะใช้สมการการถ่ายเทมวลและความร้อนในการอธิบายกระบวนการอบแห้ง โดยกระบวนการอบแห้งถั่วเหลืองด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะแบ่งออกเป็น 2 ช่วง คือ ช่วงเพิ่มอุณหภูมิของถั่วเหลือง (Heat up Period) และช่วงอัตราการอบแห้งลดลง (Falling Rate Period) แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นสามารถทำนายอัตราการอบแห้งได้ใกล้เคียงกับผลจากการทดลอง โดยตัวแปรที่มีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งที่สำคัญได้แก่ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง โดยอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองสูงจะให้อัตราการอบแห้งสูง ส่วนความสูงเบดนั้นมีผลต่ออัตราการอบแห้งน้อย

Abstract

Mathematical model for fluidized bed drying with superheated steam was developed to predict drying rate in soybean. The influences of superheated steam temperature, initial moisture content of soybean and bed depth on drying rate were investigated. In mathematical model, equations of heat and mass transfer were used to explain drying process. Soybean drying using superheated steam was divided into two drying periods : heating up and falling rate period. The predicted result of mathematical model was comparable to the experimental results. It was observed from both experimental and simulated results that the major parameters affecting drying rate were superheated steam temperature and initial moisture content of soybean. The higher superheated steam temperature and initial moisture content resulted in higher drying rate, however, bed depth had not much effect on drying rate.

1. บทนำ

ถั่วเหลืองเป็นพืชที่ให้โปรตีนสูงและให้ไขมันที่ร่างกายต้องการ สำหรับการนำถั่วเหลืองมาใช้ประโยชน์จะเลือกเมล็ดที่แก่จัด ทั้งนี้เพราะในเมล็ดถั่วเหลืองแก่จะมีสารอาหารต่างๆประกอบด้วย คาร์โบไฮเดรต 35% โปรตีน 50% ไขมัน 20% นอกจากนี้ยังประกอบไปด้วยแคลเซียม ฟอสฟอรัส และวิตามินอีกด้วย ดังนั้นถั่วเหลืองจึงมีบทบาทสำคัญทางโภชนาการมากขึ้นเรื่อยๆ

การอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิไดเบดเป็นเทคนิคหนึ่งที่นิยมใช้ในการลดความชื้นของถั่วเหลือง ซึ่งในปัจจุบันการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการอบแห้งกำลังเป็นที่นิยมอย่างสูงเนื่องจากมีข้อดีอยู่หลายประการด้วยกัน เช่น ช่วยลดควันและอันตรายจากการระเบิดเนื่องจากปฏิกิริยาออกซิเดชัน นอกจากนั้นยังประหยัดพลังงาน เนื่องจากการอบแห้งที่ทำในระบบปิดจะสามารถนำไอน้ำร้อนยวดยิ่งกลับมาใช้ใหม่ได้ และการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรหรือผลิตภัณฑ์จำพวกอาหารนั้นจะช่วยทำให้ผลิตภัณฑ์มีคุณภาพดีขึ้น และทำให้สารยับยั้งโภชนาการเสื่อมสลายได้อย่างรวดเร็ว

2. อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งกรณีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางเป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดเบด ห้องอบแห้งเป็นรูปทรงกระบอกทำด้วย

* Corresponding author. Tel.: (02)-4708695 ext. 112; fax (02)-4708663
E-mail address: t_ratiya@yahoo.com (R. Thuwapanichayanan)

สแตนเลส (Stainless steel) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 เซนติเมตร สูง 100 เซนติเมตร ลักษณะการทำงานเริ่มต้นจากการต้มน้ำด้วยเครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler) ซึ่งออกแบบความดันใช้งานสูงสุด 3.5 bars สามารถผลิตไอน้ำได้ 31 kg/h ที่อุณหภูมิ 100°C ความดันบรรยากาศ ความเร็วของไอน้ำ 3.2 m/s จากนั้นป้อนไอน้ำเข้าในระบบโดยไอน้ำจะถูกทำให้ร้อนโดยอุปกรณ์ให้ความร้อน (Heater) ขนาด 13.5 kW เพื่อทำให้ไอน้ำกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จากนั้นจะนำไอน้ำร้อนยวดยิ่งผ่านเข้าห้องอบแห้งเพื่อลดความชื้นของถั่วเหลือง และผ่านต่อไปยังเครื่องดักฝุ่น ไอน้ำในระบบถูกหมุนเวียนโดยพัดลมเป็นแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง (Backward-curved centrifugal blower) มีมอเตอร์ขนาด 2.2 kW สามารถปรับความเร็วรอบของพัดลมได้

3. แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

3.1 ช่วงเพิ่มอุณหภูมิของถั่วเหลือง (Heat up Period)

ในช่วงเริ่มต้นของการอบแห้ง ถั่วเหลืองมีอุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ดังนั้นเมื่อไอน้ำร้อนยวดยิ่งสัมผัสกับถั่วเหลืองที่มีอุณหภูมิต่ำจะส่งผลให้เกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองทำให้ผิวของถั่วเหลืองเปียกและมีลักษณะเป็นฟิล์มของของเหลวที่มาปกคลุมผิวนอกของถั่วเหลือง ดังนั้นจึงใช้หลักการการควบแน่นแบบฟิล์ม [1] มาอธิบายกระบวนการในช่วงนี้ โดยมีสมมติฐานคือ อุณหภูมิภายในเมล็ดถั่วเหลืองสม่ำเสมอ คือไม่มีการนำความร้อนภายในเมล็ดถั่วเหลือง สำหรับฟิล์มที่มาปกคลุมผิวนอกของถั่วเหลืองนั้นเปรียบเสมือนตัวต้านทานความร้อนของการถ่ายเทความร้อนระหว่างตัวกลางและถั่วเหลือง ดังนั้นความร้อนที่ถ่ายเทให้กับถั่วเหลืองผ่านฟิล์มของของเหลวสามารถคำนวณได้ดังสมการ (1)

$$q = \bar{h}_f A_s \left(T_{sat} - T_p\right) \tag{1}$$

โดยความร้อนที่ถ่ายเทให้กับถั่วเหลืองผ่านฟิล์มของของเหลวนั้นมีค่าเท่ากับปริมาณความร้อนที่เกิดจากการควบแน่นของไอน้ำร้อนยวดยิ่งนั่นเองดังนั้น

$$\bar{h}_f A_s \left(T_{sat} - T_p\right) = \dot{m}_{cond} h''_{fg} \tag{2}$$

ในกรณีที่ไอน้ำเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่ง h''_{fg} คำนวณได้จากสมการ (3)

$$h''_{fg} = c_{p,st}\left(T_{st,in} - T_{sat}\right) + h_{fg} + c_{p,w}\left(T_{sat} - T_p\right) \tag{3}$$

จากสมการ (2) สามารถเขียนใหม่เป็น

$$\dot{m}_{cond} = \frac{\bar{h}_f A_s \left(T_{sat} - T_p\right)}{h''_{fg}} \tag{4}$$

เมื่อ A_s คือพื้นที่ผิวของถั่วเหลืองทั้งเบด (m^2), C_p คือความร้อนจำเพาะ (kJ/kgK), $\bar{h}_f$ คือสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนแบบฟิล์ม (kW/m^2K), h_{fg} คือความร้อนแฝงของการระเหยน้ำ (kJ/kg), $\dot{m}_{cond}$ คืออัตราการควบแน่นของไอน้ำ (kg/s), q คืออัตราการถ่ายเทความร้อน (kW), T_{sat} คืออุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำ, $T_{st,in}$ คืออุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ทางเข้าเบด และ T_p คืออุณหภูมิของถั่วเหลือง (K), w คือ น้ำ

สำหรับการทำสมดุลพลังงานที่ถั่วเหลืองซึ่งเป็นวัตถุของแข็งนั้น ความร้อนที่ให้กับถั่วเหลืองจะเท่ากับการเปลี่ยนแปลงพลังงานภายในของถั่วเหลือง ซึ่งแสดงได้ดังสมการ (5)

$$\dot{m}_{cond} h''_{fg} = \left\{m_p\left(a + b\bar{M}_w\right) + m_{fw,net} c_{p,w}\right\}\frac{dT_p}{dt} \tag{5}$$

แทนค่า h''_{fg} จากสมการที่ (3) ลงในสมการ (5) จะได้

$$\dot{m}_{cond} C_{p,st}\left(T_{st,in} - T_{sat}\right) + \dot{m}_{cond} C_{p,w}\left(T_{sat} - T_p\right) + \dot{m}_{cond} h_{fg} = \left\{m_p\left(a + b\bar{M}_w\right) + m_{fw,net} C_{p,w}\right\}\frac{dT_p}{dt} \tag{6}$$

เมื่อ $C_{p,p} = a + b\bar{M}_w$ (a=1.637, b=0.0193 [2]) $\bar{M}_w$ คือความชื้นเฉลี่ยภายในเมล็ดถั่วเหลืองเศษส่วนมาตรฐานเปียก $m_{fw,net}$ คือปริมาณน้ำอิสระที่เหลืออยู่บริเวณผิวของถั่วเหลืองทั้งเบด (kg), m_p คือมวลของถั่วเหลืองทั้งเบด (kg), t คือเวลา (s)

สำหรับค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนแบบฟิล์ม (film condensation heat transfer coefficient, $\bar{h}_f$) ในกรณีที่การควบแน่นเป็นแบบราบเรียบสามารถคำนวณได้จากสมการเอมไพริคเคิล [3] สำหรับวัสดุทรงกลม ดังสมการ (7)

$$\bar{h}_f = 0.815\left[\frac{\rho_f\left(\rho_f - \rho_{st}\right)g h''_{fg} k_f^3}{\mu_f n d\left(T_{sat} - T_p\right)}\right]^{1/4} \tag{7}$$

เมื่อ d คือเส้นผ่านศูนย์กลางของถั่วเหลือง (m), g คือความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก (m/s^2), k คือค่าการนำความร้อนของฟิล์ม (kW/mK), ρ_f คือความหนาแน่นของฟิล์ม (kg/m^3), ρ_{st} คือความหนาแน่นของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (kg/m^3), μ คือค่าความหนืดของฟิล์ม (kg/ms)

ผลจากการควบแน่นของไอน้ำทำให้ความชื้นของถั่วเหลืองมีค่าเพิ่มขึ้น โดยความชื้นที่เพิ่มขึ้นนี้สามารถคำนวณได้จากสมการการแพร่ของ Fick โดยสมมติค่าการแพร่ของน้ำเข้าไปยังเมล็ดถั่วเหลืองเกิดจากผลต่างของความเข้มข้น ในงานวิจัยนี้สมมติให้ถั่วเหลืองมีลักษณะเป็นทรงกลม ดังนั้นสามารถเขียนสมการของการถ่ายเทมวลได้ว่า

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2 D\frac{\partial M}{\partial r}\right) \tag{8}$$

เมื่อ D คือสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น (m^2/s), M คือความชื้นเศษส่วนมาตรฐานแห้ง, r คือระยะในแนวรัศมี (m), t คือเวลา (s)

สำหรับค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น (D) สามารถคำนวณได้จากสมการที่ (9) [4] โดยที่ D จะเป็นฟังก์ชันของความชื้นและอุณหภูมิของถั่วเหลือง

$$D = \left\{5.4364 \times 10^{-20} + \left(5.111 \times 10^{-18} \times M^2\right)\right\} \times \exp\left(0.053718 \times T_p\right) \quad (9)$$

ดังนั้นเมื่อทำการหาอนุพันธ์ของสมการ (8) จะได้ดังสมการ (10)

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D\left(\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial M}{\partial r}\right) + \left(\frac{\partial M}{\partial r} \cdot \frac{\partial D}{\partial r}\right) \quad (10)$$

โดยที่ภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตสามารถเขียนได้ว่า

$$M(r,0) = M_{in}, \quad t = 0 \quad (11)$$

$$M(r_o,t) = M(t), \quad t > 0 \quad (12)$$

$$\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)_{r=0} = 0, \quad t > 0 \quad (13)$$

โดยที่ M_{in} คือ ความชื้นเริ่มต้น, เศษส่วนมาตรฐานแห้ง M(t) คือ ความชื้นที่ผิวนอกของถั่วเหลือง (ที่ $r = r_o$ ที่เวลาใดๆ), เศษส่วนมาตรฐานแห้ง ค่า M(t) นั้นเริ่มต้นกำหนดให้มีค่าประมาณ 150%d.b. (ความชื้นอิ่มตัวของถั่วเหลือง) ค่านี้หาได้จากการนำถั่วเหลืองไปแช่น้ำเป็นเวลา 24 ชั่วโมงแล้วนำมาหาค่าความชื้น แต่เมื่อทำการคำนวณปริมาณน้ำที่ถั่วเหลืองดูดซับโดยให้ความชื้นที่ผิวเป็น 150%d.b. พบว่าปริมาณน้ำที่ถั่วเหลืองดูดซับเข้าไปนั้นมากกว่าปริมาณไอน้ำที่ควบแน่นมาที่บริเวณผิวของถั่วเหลือง แสดงว่าความชื้นที่ผิวที่กำหนดให้เท่ากับความชื้นอิ่มตัวนั้นไม่ถูกต้อง นั่นคือความชื้นที่ผิวในเวลานี้ยังเพิ่มขึ้นไปถึงความชื้นอิ่มตัวนั่นเอง ดังนั้นในการคำนวณความชื้นที่ผิวนั้นจะให้น้ำที่ควบแน่นมาสะสมที่ผิวของถั่วเหลืองทั้งหมดโดยใน time step แรก ($t=0+\Delta t$) ยังไม่มีการแพร่เข้าไปภายในถั่วเหลือง และหลังจากนี้ไอน้ำที่ควบแน่นส่วนหนึ่งจะเริ่มแพร่เข้าไปในถั่วเหลือง และส่วนที่เหลือก็ให้มาสะสมที่ผิวของถั่วเหลือง ดังนั้นความชื้นที่ผิวจะเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ จนกระทั่งเท่ากับความชื้นอิ่มตัว และเมื่อความชื้นที่ผิวเพิ่มขึ้นถึงความชื้นอิ่มตัวแล้วหลังจากนี้ความชื้นที่ผิวจะคงที่ที่ความชื้นอิ่มตัวจนกระทั่งสิ้นสุดช่วงที่เกิดการควบแน่น

จากภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตในสมการที่ (11) (12) และ (13) จะสามารถหาคำตอบของสมการ (10) ได้โดยวิธี finite difference แบบ Explicit [5] และเมื่อหาค่าความชื้นที่ node ต่างๆ ภายในเมล็ดถั่วเหลืองได้แล้วก็จะสามารถหาค่าความชื้นเฉลี่ย ($\overline{M}$) ได้ดังสมการ (14)

$$\overline{M}(t) = \frac{4\pi}{V_p}\int_0^{r_o} r_i^2 M(r,t)\,dr \quad (14)$$

สมการ (14) สามารถหาคำตอบได้โดยวิธี Trapezoidal Rule ซึ่งเขียนได้ดังสมการ (15)

$$\overline{M}(t) = \frac{4\pi}{V_p} \cdot \Delta r\left\{\left(\frac{f(0) + f(r_N)}{2}\right) + f(r_1) + f(r_2) + \ldots + f(r_{N-1})\right\}$$

เมื่อ $f(r_i) = r_i^2 M(r,t)$, V_p คือปริมาตรของถั่วเหลืองหนึ่งเมล็ด (m^3) (15)

ดังนั้นสามารถคำนวณอัตราการแพร่ของน้ำเข้าไปในเมล็ดถั่วเหลืองทั้งเบด ($\dot{m}_D$) ได้ดังสมการ (16)

$$\dot{m}_D = m_p \frac{d\overline{M}}{dt} \quad (16)$$

และคำนวณปริมาณน้ำที่ถั่วเหลืองทั้งเบดดูดซับ (m_D) ได้ดังสมการ (17)

$$m_D = m_p\left(\overline{M}(t) - \overline{M}(t-1)\right) \quad (17)$$

และสามารถคำนวณปริมาณน้ำอิสระที่เหลืออยู่บริเวณผิวของถั่วเหลืองทั้งเบด (free water, $m_{fw,net}$) ได้ดังสมการ (18)

$$m_{fw,net} = \left\{\left(\dot{m}_{cond} \times \Delta t\right) + \sum m_{fw}\right\} - m_D \quad (18)$$

เมื่อ $\sum m_{fw}$ คือปริมาณน้ำอิสระที่สะสมที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองทั้งเบด

3.2 ช่วงอัตราการอบแห้งลดลง (Falling Rate Drying Period)

ช่วงนี้จะเป็นช่วงของการระเหยน้ำ ในช่วงนี้จะแบ่งการอบแห้งออกเป็น 2 ช่วงย่อย คือ ช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก (First Falling Rate Period) และช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง (Second Falling Rate Period) โดยช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกจะเป็นช่วงที่ถั่วเหลืองยังมีความชื้นสูงอยู่ โดยเฉพาะที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองอันเนื่องมาจากการควบแน่นของไอน้ำ ดังนั้นในช่วงนี้การถ่ายเทมวลและความร้อนส่วนใหญ่เกิดขึ้นที่บริเวณผิวของถั่วเหลือง ซึ่งการถ่ายเทมวลและความร้อนที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองนั้นจะง่ายกว่าการถ่ายเทมวลและความร้อนภายในเนื้อถั่วเหลือง ดังนั้นอัตราการระเหยน้ำในช่วงนี้จะสูง ความชื้นของถั่วเหลืองจะลดลงอย่างรวดเร็ว และอุณหภูมิของถั่วเหลืองก็จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเช่นกัน และเมื่อความชื้นที่ผิวของถั่วเหลืองลดลงมากแล้วก็จะเริ่มเข้าสู่ช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง ซึ่งในช่วงนี้จะเป็นช่วงที่การถ่ายเทมวลและความร้อนเกิดขึ้นในเนื้อถั่วเหลืองเป็นส่วนใหญ่ ซึ่งการเคลื่อนที่ของน้ำจากภายในถั่วเหลืองมายังผิวจะช้าและยากกว่าการพาความชื้นจากผิวไปยังตัวกลาง อัตราการระเหยของน้ำในช่วงนี้จะถูกควบคุมโดยความต้านทานของเนื้อวัสดุ ส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำในช่วงนี้จะน้อยกว่าช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก สำหรับช่วงอัตราการอบแห้งลดลงมีสมมติฐานคือ อุณหภูมิภายในเมล็ดถั่วเหลืองสม่ำเสมอ และเนื่องจากผลจากการทดลองพบว่าอุณหภูมิที่ทางออกของเบดและอุณหภูมิภายในเบดมีค่าแตกต่างกันเล็กน้อย (ประมาณ 2-5°C) ดังนั้นจึงสมมติให้อุณหภูมิที่ทางออกของเบด (T_{out}) มีค่าเท่ากับอุณหภูมิภายในเบด (T_{bed})

ผลจากการระเหยของน้ำทำให้ความชื้นของถั่วเหลืองมีค่าลดลง โดยความชื้นที่ลดลงนี้สามารถคำนวณได้จากสมการการแพร่ของ Fick (สมการที่ 10) โดยมีภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตดังนี้

- ภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก

$$M(r,t) = M(r), \quad t = t_1 \quad (19)$$

$$D\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)_{r=0} = 0 \quad , t > t_1 \qquad (20)$$

$$-D\left(\rho\frac{\partial M}{\partial r}\right)_{r=r_o} = \frac{h_D' M_{H_2O}}{R}\left(\frac{P_{v,p}}{T_p} - \frac{P_{v,st}}{T_{bed}}\right), t > t_1 \qquad (21)$$

เมื่อ h_D' คือสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล (m/s), M(r) คือความชื้นที่ระยะ r ใดๆ เศษส่วนมาตรฐานแห้ง, M_{H_2O} คือน้ำหนักโมเลกุลของน้ำ (kg/kmol), P คือความดัน (kPa), R คือค่าคงที่ของก๊าซสากล (kJ/kmol.K), t_1 คือเวลาที่สิ้นสุดช่วงการควบแน่นของไอน้ำ (s), ρ คือความหนาแน่นของถั่วเหลือง (kg/m^3), v คือไอน้ำ

- ภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง

$$M(r,t) = M(r) \quad , t = t_2 \qquad (22)$$

$$D\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)_{r=0} = 0 \quad , t > t_2 \qquad (23)$$

$$M(r_o,t) = 0 \quad , t > t_2 \qquad (24)$$

เมื่อ t_2 คือเวลาที่สิ้นสุดช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก (s)

จากภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตก็จะสามารถคำนวณความชื้นที่ node ต่างๆ ภายในเมล็ดถั่วเหลืองที่เวลา t = j+1 ได้โดยวิธีทาง Numerical [5] ดังที่ได้กล่าวมาแล้วข้างต้น

ดังนั้นจึงสามารถหาอัตราการระเหยของน้ำ $\dot{m}_{vap}$ ได้ดังสมการ (25)

$$\dot{m}_{vap} = m_p \frac{d\bar{M}}{dt} \qquad (25)$$

สำหรับการทำสมดุลพลังงานที่วัดภาคแก๊สนั้นจะได้ว่า การถ่ายเทความร้อนโดยการพาจากไอน้ำร้อนยวดยิ่งไปที่ถั่วเหลืองนั้นจะมีค่าเท่ากับความแตกต่างของเอนทัลปีของไอน้ำร้อนยวดยิ่งขณะเข้าและออกจากเบด ซึ่งทำสมดุลพลังงานได้ดังสมการ (26)

$$\dot{m}_{st,in}C_{p,st}T_{st,in} - \dot{m}_{st,o}C_{p,st}T_{bed} = hA_s\left(T_{bed} - T_p\right) + h_w A_w\left(T_{bed} - T_w\right) \qquad (26)$$

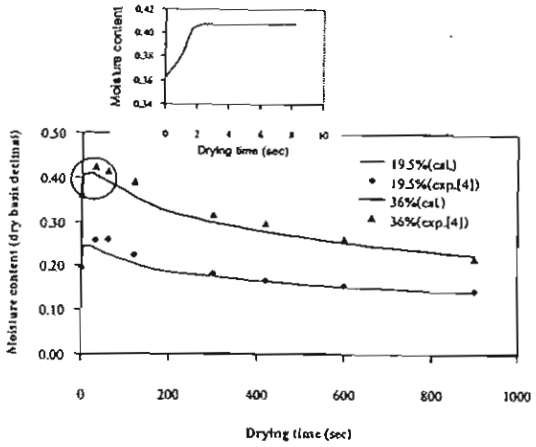
เมื่อ $\dot{m}_{st,o} = \dot{m}_{st,in} + \dot{m}_{vap}$, h คือสัมประสิทธิ์การพาความร้อนระหว่างตัวกลางและถั่วเหลือง (kW/m^{2}K), T_{bed} คืออุณหภูมิที่ทางออกของเบดซึ่งมีค่าเท่ากับอุณหภูมิภายในเบด (K) และเทอมที่สองทางขวามือของสมการ (26) นั้นแสดงถึงความร้อนที่สูญเสียไปที่ผนังเบด

สำหรับวัตภาคของแข็งจะได้ว่าความร้อนที่ถ่ายเทโดยการพาจากไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาที่ถั่วเหลืองนั้นจะเท่ากับเอนทัลปีที่ใช้ในการระเหยน้ำที่เคลื่อนที่มาที่ผิวของถั่วเหลือง และทำให้ไอน้ำที่ระเหยมีอุณหภูมิสูงขึ้นจนเท่ากับอุณหภูมิภายในเบด (T_{bed}) และทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองสูงขึ้น ซึ่งเป็นไปดังสมการที่ (27)

$$hA_s\left(T_{bed} - T_p\right) = \dot{m}_{vap}\left\{h_{fg} + C_{p,st}\left(T_{bed} - T_p\right)\right\} + \left\{m_p\left(a + b\bar{M}_w\right)\right\}\frac{dT_p}{dt} \qquad (27)$$

4. ผลการทดลองและวิจารณ์

4.1 อิทธิพลของความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองที่มีผลต่อการควบแน่นของไอน้ำและการลดความชื้น



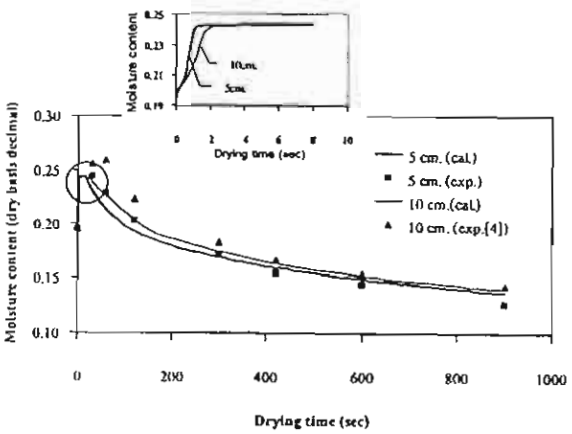
รูปที่ 1 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของถั่วเหลืองที่ความชื้นเริ่มต้นแตกต่างกัน (อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120°C ความสูงเบด 10 cm. อัตราการไหลเชิงมวล 0.03 kg/s)

รูปที่ 1 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของถั่วเหลืองที่ได้จากการทดลองและการคำนวณที่ผ่านการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้นแตกต่างกัน จากผลการทดลองพบว่า ในช่วงเริ่มต้นของการอบแห้งจะมีการเพิ่มขึ้นของความชื้นของถั่วเหลือง เนื่องจากเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลือง และเมื่อพิจารณาอิทธิพลของความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองที่มีต่ออัตราการอบแห้งนั้นจากการทดลองพบว่า การอบแห้งถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงจะให้อัตราการอบแห้งสูงกว่าถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำ เนื่องจากถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงจะมีความแตกต่างของความเข้มข้นของน้ำระหว่างตัวกลางและถั่วเหลืองมากส่งผลให้เกิดการถ่ายเทมวลระหว่างตัวกลางและถั่วเหลืองได้ดี นั่นคือน้ำสามารถเคลื่อนที่ออกจากถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงได้ดีกว่าถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำ

เมื่อทำการเปรียบเทียบผลที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และผลจากการทดลองพบว่า ในช่วงแรกของการอบแห้งซึ่งเป็นช่วงที่เกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองนั้นแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นยังทำนายการเพิ่มขึ้นของความชื้นได้ไม่ค่อยดี โดยทำนายการเพิ่มขึ้นของความชื้นของถั่วเหลืองได้ต่ำกว่าการทดลอง ซึ่งอาจเป็นผลเนื่องมาจากค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนแบบฟิล์มที่นำมาใช้นั้นไม่เหมาะสมสำหรับเบดที่บรรจุด้วยของแข็ง (Packed bed) เนื่องจากสมการที่นำมาใช้นั้นใช้สำหรับคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนแบบฟิล์มในกรณีที่อนุภาคเป็นทรงกลมเดี่ยว นอกจากนี้ในช่วงแรกของการทดลองนั้นพบว่าถั่วเหลืองยังไม่เกิดการ

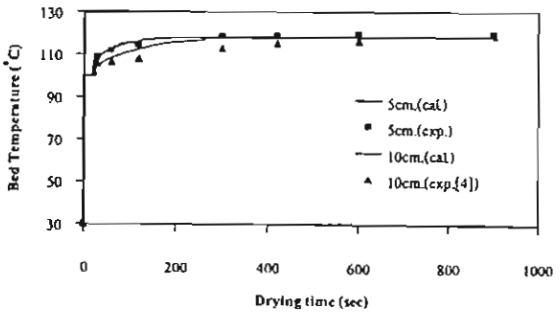
ฟลูอิไล แต่สำหรับการคำนวณไม่ได้คิดผลในกรณีที่ถั่วเหลืองยังไม่เกิดการฟลูอิไดในช่วงแรก ดังนั้นค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนแบบฟิล์มที่คำนวณได้อาจมีค่าสูงเกินไป ส่งผลให้ในช่วงแรกไอน้ำที่เข้ามาภายในเบดเกิดการควบแน่นทั้งหมดทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำได้เร็วกว่าการทดลองจริง ทำให้กระบวนการควบแน่นของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สิ้นสุดก่อนการทดลอง ซึ่งการทดลองจริงอาจเป็นไปได้ว่าไอน้ำที่เข้ามาภายในเบดไม่ได้เกิดการควบแน่นทั้งหมด ทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำได้ช้ากว่า และใช้เวลาในการควบแน่นนานกว่า ซึ่งทำให้ความชื้นของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นได้มากกว่าจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นที่นำมาใช้ในช่วงที่เกิดการควบแน่นของไอน้ำได้มาจากการอบแห้ง ดังนั้นอาจไม่สามารถนำมาทำนายการแพร่ของน้ำเข้าไปในถั่วเหลืองได้ดีนัก สำหรับในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง (ช่วงการระเหยน้ำ) แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถทำนายได้ดี

4.2 อิทธิพลของความสูงเบดที่มีผลต่อการควบแน่นของไอน้ำและการลดความชื้น



รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของถั่วเหลืองที่ความสูงเบดแตกต่างกัน (ความชื้นเริ่มต้น 19.5 % d.b., อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120°C อัตราการไหลเชิงมวล 0.03 kg/s)

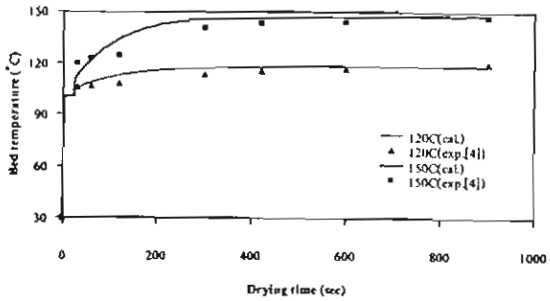
รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของถั่วเหลืองที่ได้จากการทดลองและการคำนวณที่ผ่านการอบแห้งที่ความสูงเบดต่างๆ จากผลการทดลองพบว่า ในช่วงต้นของการอบแห้งจะมีการเพิ่มขึ้นของความชื้นของถั่วเหลือง เนื่องจากการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองดังที่ได้กล่าวมาแล้วข้างต้น และเมื่อพิจารณาการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของถั่วเหลืองพบว่า ที่ความสูงเบดน้อยอุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นได้เร็วกว่าที่ความสูงเบดมาก เนื่องจากที่ความสูงเบดน้อยมีพื้นที่ผิวของถั่วเหลืองน้อย ส่งผลให้อัตราการถ่ายเทความร้อนต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ผิวระหว่างตัวกลางและถั่วเหลืองมากกว่าที่ความสูงเบดมาก ทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำได้เร็วกว่า ดังนั้นที่ความสูงเบดน้อยเวลาในการควบแน่นของไอน้ำควรมีระยะสั้นกว่าที่ความสูงเบดมาก ส่งผลให้ปริมาณน้ำที่แพร่เข้าไปในถั่วเหลืองน้อยกว่าที่ความสูงเบดมาก สำหรับอิทธิพลของความสูงเบดที่มีต่ออัตราการอบแห้ง จากการทดลองพบว่า เมื่อความสูงเบดน้อยจะให้อัตราการอบแห้งสูงกว่าที่ความสูงเบดมากดังแสดงในรูปที่ 2 เนื่องจากที่ความสูงเบดน้อยอัตราการถ่ายเทความร้อนต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ผิวระหว่างตัวกลางและถั่วเหลืองมีค่ามาก ทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นได้เร็วกว่า เป็นผลให้น้ำเคลื่อนที่ออกจากถั่วเหลืองได้ดีกว่า และเมื่อพิจารณาอุณหภูมิภายในเบดแล้วพบว่า การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิภายในเบดมีแนวโน้มเช่นเดียวกับการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของถั่วเหลือง กล่าวคือที่ความสูงเบดน้อยอุณหภูมิภายในเบดจะเพิ่มขึ้นได้เร็วและสูงกว่าที่ความสูงเบดมากดังแสดงในรูปที่ 3 เนื่องจากที่ความสูงเบดน้อยปริมาณของถั่วเหลืองภายในเบดน้อย ส่งผลให้ความร้อนที่ให้กับถั่วเหลืองแต่ละเมล็ดนั้นมากกว่าในกรณีที่ความสูงเบดมาก โดยในช่วงแรกนั้นอุณหภูมิภายในเบดจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เนื่องจากช่วงแรกเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลือง ทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้อุณหภูมิภายในเบดซึ่งเป็นอุณหภูมิของตัวกลางที่สัมผัสกับถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเช่นเดียวกัน



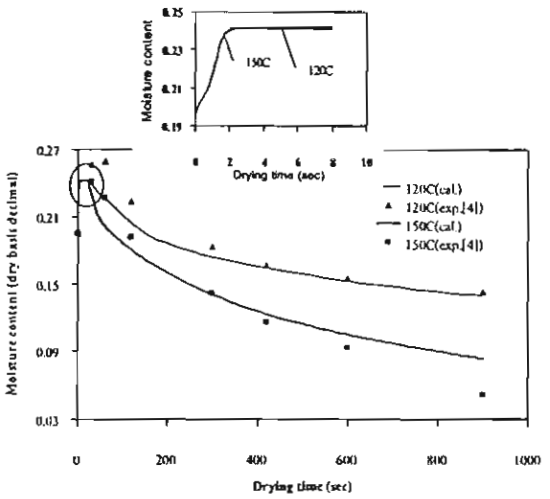
รูปที่ 3 แสดงอุณหภูมิภายในเบดที่ความสูงเบดแตกต่างกัน (ความชื้นเริ่มต้น 19.5% d.b., อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120°C อัตราการไหลเชิงมวล 0.03 kg/s)

เมื่อพิจารณาผลที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่า ช่วงที่เกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองยังทำนายได้ไม่ค่อยดี ให้ผลที่ขัดแย้งกับการทดลองโดยผลที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่าที่ความสูงเบดน้อยปริมาณน้ำที่แพร่เข้าไปในถั่วเหลืองจะมากกว่าที่ความสูงเบดมาก ซึ่งอาจเป็นผลเนื่องมาจากเวลาในการควบแน่นที่ความหนาของเบดมากมีเวลาสั้นกว่าที่ได้จากการทดลอง ทั้งนี้อาจเป็นเพราะสมมติฐานที่ให้อุณหภูมิภายในเมล็ดถั่วเหลืองสม่ำเสมอ คือไม่มีการนำความร้อนภายในเมล็ดถั่วเหลืองนั้นอาจทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำได้เร็ว ส่งผลให้ระยะเวลาในการควบแน่นสั้น แต่เมื่อพิจารณาตลอดช่วงของการอบแห้ง หมายถึงตั้งแต่ช่วงที่เกิดการควบแน่นตลอดไปจนถึงช่วงที่เกิดการระเหยของน้ำพบว่า ผลที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มีแนวโน้มเช่นเดียวกับการทดลอง คือที่ความสูงเบดน้อยจะให้อัตราการอบแห้งที่สูงกว่าที่ความสูงเบดมาก

4.3 อิทธิพลของอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่มีผลต่อการควบแน่นของไอน้ำและการลดความชื้น



รูปที่ 4 แสดงอุณหภูมิภายในเบดที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งแตกต่างกัน (ความชื้นเริ่มต้น 19.5% d.b., ความสูงเบด 10 cm. อัตราการไหลเชิงมวล 0.03 kg/s)



รูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของถั่วเหลืองที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งแตกต่างกัน (ความชื้นเริ่มต้น 19.5% d.b., ความสูงเบด 10 cm. อัตราการไหลเชิงมวล 0.03 kg/s)

จากการทดลองเมื่อใช้อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งแตกต่างกันพบว่า เมื่ออุณหภูมิของตัวกลางสูง จะทำให้อุณหภูมิภายในเบดสูงตามไปด้วย ดังแสดงในรูปที่ 4 เนื่องจากอุณหภูมิภายในเบดนั้นเป็นอุณหภูมิเฉลี่ยของตัวกลาง ดังนั้นเมื่ออุณหภูมิภายในเบดสูงจะให้อัตราการอบแห้งสูงด้วย เนื่องจากมีความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของตัวกลางและถั่วเหลืองมาก ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูง เกิดการถ่ายเทความร้อนได้ดี ทำให้ถั่วเหลืองได้รับความร้อนมากและอุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว และน้ำสามารถเคลื่อนที่ออกจากถั่วเหลืองได้ดี ดังแสดงในรูปที่ 5 และเมื่อพิจารณาช่วงเริ่มต้นของการอบแห้งที่มีการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของถั่วเหลือง จากผลการทดลองพบว่าจะมีการเพิ่มขึ้นของความชื้นของถั่วเหลือง โดยอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีค่าสูงจะทำให้ความชื้นของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นน้อยกว่าในกรณีที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีค่าต่ำกว่า สำหรับผลที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์นั้นพบว่าตรงกับผลการทดลอง

5. สรุป

จากผลการทดลองและผลจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่าตัวแปรที่มีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งถั่วเหลืองที่สำคัญได้แก่ อุณหภูมิของตัวกลางและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง โดยอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลืองสูงจะให้อัตราการอบแห้งสูงส่วนความสูงเบดนั้นมีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งน้อย

6. กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบพระคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุนที่ใช้ในงานวิจัยของโครงการนี้

เอกสารอ้างอิง

[1] Rohsenow, M., 1973, "Film Condensation", chap. 12 In **Handbook of Heat Transfer,** Rohsenow, M. (Ed.), McGraw-Hill, New York, pp. 1-33.

[2] Brooker, D.B., Bakker-Arkema, F.W. and Hall, C.W., 1974, **Drying Cerial Grain,** AVI.

[3] Holman, J.P., 2002, **Heat Transfer,** 9th ed., McGraw-Hill, St. Louis.

[4] ปาวีณา ปรัชญาวาศิน, 2546, **การศึกษาผลของการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่มีต่อคุณภาพของถั่วเหลือง,** วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 93 หน้า

[5] Crank, J., 1975, **The Mathematics of Diffusion,** Clarendon Press, Oxford.

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 18
18-20 ตุลาคม 2547 จังหวัด-ขอนแก่น

การทดสอบสมรรถนะของเครื่องอุ่นอากาศแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดสำหรับเครื่องอบแห้ง

PERFORMANCE TESTS OF AN CLOSED-EDN OSCILLATION HEAT PIPE AIR PREHEATER FOR DRYER

วิริยะ แดงทน[1] สัมพันธ์ ฤทธิ์เดช[2] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]
[1,2]คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม อำเภอกันทรวิชัย จังหวัดมหาสารคาม 44150
[3]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140
โทร 0-43754316 โทรสาร 0-43754326 Email: wiriyadt@hotmail.com

บทคัดย่อ

การศึกษาครั้งนี้เป็นการศึกษาเพื่อออกแบบ สร้าง และทดสอบเครื่องอุ่นอากาศแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด (CEOHP Airpreheater) สำหรับเครื่องอบแห้ง เครื่องอุ่นอากาศแบบ CEOHP ประกอบด้วย 2 ส่วนคือ กล่องสำหรับติดตั้งชุดท่อความร้อน CEOHP และอีกส่วนคือท่อความร้อน CEOHP มีหน้าที่เป็นตัวกลางในการแลกเปลี่ยนความร้อน ประกอบด้วย 3 ส่วนคือ ส่วนทำระเหย ส่วนกันความร้อนและ ส่วนควบแน่น CEOHP ผลิตจากท่อทองแดง เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.002 m จำนวน 32 ชุด ความยาวด้านควบแน่นและส่วนระเหยยาว 0.19 m ในการทดลองจะใช้อุณหภูมิลมร้อนที่เข้าส่วนระเหย เป็น 60 , 70 และ 80 C° ที่ความเร็วลมร้อน 3.3 m/s อุณหภูมิอากาศสด 30 C° สารทำงานคือ น้ำ , R141b และ R123 ที่อัตราการเติมสาร 50 % ของปริมาตรทั้งหมด และจำนวนโค้งเลี้ยวของท่อ CEOHP 4,6 และ 8 จากการทดลองพบว่าเมื่ออุณหภูมิลมร้อนเพิ่มขึ้นจาก 60 ถึง 80 C° ค่าของประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะเพิ่มขึ้นเป็น 0.44 , 0.46 ,0.54 ตามลำดับ เมื่อจำนวนของโค้งเลี้ยวเพิ่มขึ้น ค่าประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะเพิ่มขึ้นเป็น 0.43 , 0.49 ,0.54 ตามลำดับ เมื่อเปลี่ยนสารทำงานภายใน จากน้ำเป็น R141b และ R123 ค่าประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะเพิ่มขึ้นเป็น 0.41 , 0.46 , 0.54 ตามลำดับ

Abstract

The study is aimed to design, build and test the closed-end oscillating heat pipe type airpreheater for dryer (CEOHP Airpreheater). The CEOHP airpreheater consists of two main components which are the rectangular house casing and heat pipe (CEOHP). The heat pipe is the medium for heat transfer composing of evaporator, adiabatic and condenser section. The CEOHP airpreheater is made of 32 sets of copper tube with inner diameter of 0.002 m. The length of evaporator and condenser section is totally 0.19 m. The evaporator section is heated by hot gas, while the condenser section is cooled by fresh air. In the experiment, the hot gas temperature is varied by 60, 70 and 80 C° while fixing the hot gas velocity at 3.3 m/s and the fresh air temperature at 30 C°. The working fluids, water, R141b and R123, are filled 50 percent to total volume. In addition, the number of turns of CEOHP is 4, 6 and 8. From the experiment, it is found that as the hot gas temperature increases from 60 to 80 C°, the effectiveness will slightly increase to 0.44, 0.46, and 0.54. Moreover, if the number of turns changes from 4 to 6 and 8, the effectiveness will slightly increases to 0.35, 0.42, and 0.54. If the working fluid change from water to R141b or R123, the effectiveness will slightly increase to 0.41, 0.46, and 0.54.

1. บทนำ

ประเทศไทยยังเป็นประเทศที่มีประชากรทำอาชีพเกี่ยวกับการเกษตรอยู่เป็นจำนวนมาก และ เพื่อที่จะสามารถเก็บรักษาผลิตผลทางการเกษตรไว้ได้เป็นระยะเวลานานๆ จึงได้มีอุตสาหกรรมการอบแห้งผลิตผลทางการเกษตรเกิดขึ้น ซึ่งในอุตสาหกรรมการอบแห้งนี้จำเป็นที่ต้องใช้พลังงานความร้อนในกระบวนการผลิตรวมทั้งยังมีความร้อนที่สูญเสียไปทางปล่องของเครื่องอบ จากการศึกษาด้านการประหยัดพลังงานของเครื่องอบแห้งวิธีการหนึ่งคือ การนำความร้อนนั้นกลับมาใช้ให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุดในการใช้พลังงาน เช่น นำมาอุ่นอากาศที่จะเข้าเผาไหม้ในเครื่องอบ ซึ่งจะช่วยให้ได้ความร้อนกลับคืนประมาณ 25 - 35 % ของความร้อนทิ้ง ซึ่งความร้อนที่ปล่อยทิ้งจากการอบแห้ง มีอุณหภูมิสูงกว่าบรรยากาศ สามารถนำมาอุ่นอากาศ ก่อนเข้าเครื่องอบแห้ง ซึ่งทั้งนี้อาจทำได้โดยการใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยอาศัยการทำงานของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในการดึงความร้อนที่จะถูกปล่อยทิ้งนำกลับมาใช้ในกระบวนการผลิต ซึ่งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดก็เป็นอีกแบบหนึ่งที่สามารถจะนำมาใช้เป็นเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยมีข้อดีกว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดอื่น คือ

1. ไม่ต้องใช้พลังงานเสริมในการใช้งาน

2. อุณหภูมิในการใช้งานมีช่วงกว้าง และสามารถทำงานได้ แม้อุณหภูมิระหว่างแหล่งให้ความร้อน กับ แหล่งรับความร้อนต่างกันไม่มากถ้าเลือกของเหลวใช้งานให้เหมาะกับช่วงอุณหภูมิ

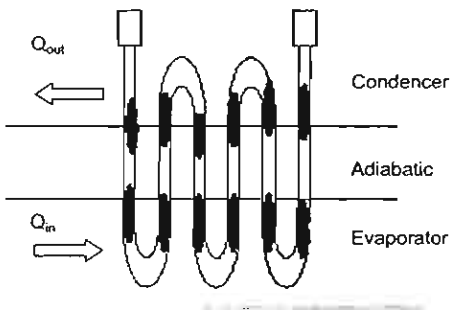
3. อัตราการถ่ายเทความร้อนต่อพื้นที่หนึ่งหน่วย มีค่าสูงกว่าอัตราการถ่ายเทความร้อนของโลหะมาก

4. ปัญหาในการใช้งาน และการดูแลรักษามีน้อย เพราะไม่มีส่วนที่เคลื่อนไหว

5. ในการติดตั้งไม่ต้องคำนึงถึงทิศทางการติดตั้งเพราะท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดสามารถถ่ายเทความร้อนในทิศทางใดก็ได้

หลักการทำงานของท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด

(Akachi et al., 1996)[1] ท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดเป็นท่อความร้อนชนิดหนึ่งซึ่งใช้ในการถ่ายเทความร้อนจากแหล่งที่เกิดความร้อนไปยังแหล่งรับความร้อน เช่นเดียวกับท่อความร้อนทั่ว ๆ ไป แต่ลักษณะและหลักการทำงานจะแตกต่างกัน โดยท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด จะมีลักษณะเป็นท่อแคปิลารี (ท่อทองแดงที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเล็กๆ) ที่นำมาดัดให้โค้งกลับไปกลับมาระหว่างส่วนของตัวทำระเหย กับ ส่วนควบแน่น ภายในท่อแคปิลารี จะมีสารทำงานอยู่ 2 แบบ คือ ส่วนที่เรียกว่าก้อนของเหลว (Liquid Slug) และส่วนที่เรียกว่าฟองไอ (Vapor Bubble) ทั้งก้อนของเหลว และฟองไอ จะจัดเรียงตัวแบบสลับกันไปท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด สามารถทำงานได้ทั้งในแนวระดับ และ แนวดิ่ง พื้นฐานการถ่ายเทความร้อนในท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดคือการเปลี่ยนสถานะ และการเคลื่อนที่สั่นขึ้นลงของสารทำงาน ซึ่งการเคลื่อนที่ของสารทำงานภายในท่อแคปิลารีนี้ซับซ้อนมากและยังไม่มีทฤษฎีที่นำมาอธิบายได้ ภายในส่วนทำระเหย มีอุณหภูมิสูง สารทำงานจะระเหยและมีความดันไอเพิ่มขึ้นเป็น เหตุให้ฟองไอในส่วนนี้ ขยายมากขึ้นและไปดันสารทำงานส่วนอื่นๆ ให้ไหลไปที่ส่วนควบแน่น ซึ่งส่วนนี้มีอุณหภูมิต่ำ จึงเกิดการกลั่นตัวของสารทำงานช่วยให้ปลายทั้งสอง (ส่วนควบแน่น และ ส่วนทำระเหย) มีความดันที่แตกต่างกัน และจากการเชื่อมต่อกันอย่างต่อเนื่องของท่อทำให้การเคลื่อนที่ของ ก้อนของเหลว และ ฟองไอ ที่ช่วงหนึ่งของท่อสามารถผ่านส่วนควบแน่น ไปสู่อีกช่วงหนึ่ง แล้วไหลไปสู่ส่วนทำระเหย ของอีกช่วงหนึ่งต่อ ๆ ไปได้ ดังแสดงในรูป 1

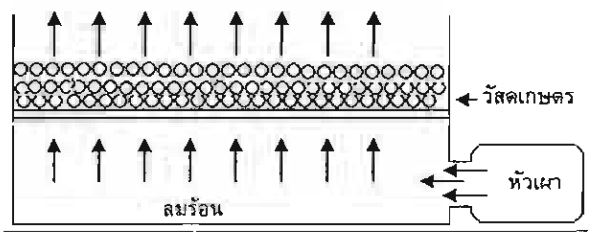


รูป 1 ท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด

การประยุกต์ใช้ท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด ในการออกแบบสร้างเครื่องอุ่นอากาศ ใช้ความรู้พื้นฐานจากการศึกษาคุณลักษณะการถ่ายเทความร้อน โดย Rittidech et al., 2001 [3] ได้ทำการศึกษาคุณลักษณะการถ่ายเทความร้อนของท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด (CEOHP) ปัจจัยที่สำคัญต่อการถ่ายเทความร้อนได้แก่ อัตราการเติมสาร เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน จำนวนโค้งเลี้ยว , ความยาวส่วนทำระเหย และ สารทำงาน พบว่า ที่อัตราการเติม 50 เปอร์เซ็นต์ ของปริมาตรท่อ ให้ อัตราการถ่ายเทความร้อน ต่อพื้นที่สูงสุด ที่เงื่อนไขการทำงานเหมือนกัน ถ้าความยาวส่วนระเหยมากขึ้น จะให้ค่าของ q ลดลง ถ้า CEOHP มีจำนวนโค้งเลี้ยวมากขึ้นจะทำให้ค่า q ลดลง ถ้าสารทำงานที่มีค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ (h_{fg}) สูง ๆ จะให้ค่าของ q ต่ำ จากค่าของ q ที่ทำการทดสอบสามารถหาค่า สมการสหสัมพันธ์ เพื่อใช้ทำนายการถ่ายเทความร้อนของท่อความร้อนแบบสั่นปลายปิดที่สภาวะปรกติในตำแหน่งแนวดิ่ง

เครื่องอบแห้ง

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองติดตั้งเป็นเครื่องอบแห้งแบบไต้หวัน ยี่ห้อ Rolex ที่ใช้อบแห้งลำไยเป็นงวด ๆ มีขนาด 3.00 x 3.70 x 0.96 เมตร เป็นเครื่องอบที่มีตะแกรงในการวางลำไย สามารถอบลำไยได้ครั้งละ 2,000 Kg ดังแสดงในรูป 2



ภาพประกอบ 2 เครื่องอบแห้ง

จากนั้นสร้างครอบ และท่อส่งลม เพื่อรวบรวมเอาความร้อนที่เหลือทิ้งนำกลับมาเข้าเครื่องอุ่นอากาศแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด

2. การออกแบบสร้าง

การออกแบบสร้างจะกำหนดสภาวะการทำงานของเครื่องอบแห้งที่มีอุณหภูมิอบแห้ง ประมาณ 80 ^{o}C ความเร็วลมร้อนในการอบประมาณ 3.3 m/s จากนั้นใช้วิธีการคำนวณ NTU สำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบไหลสวนทางกัน คำนวณ หาอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงสุด (Q_{max}) แล้วนำค่า อัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้ ใช้ในการหาขนาดพื้นที่ผิวของท่อความร้อนที่ใช้แลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งเป็นที่มาของจำนวนขดท่อ CEOHP

$$Q_{max} = C_{min} (T_{hi} - T_{Ci}) \quad (1)$$

$$C_{min} = \rho \times A \times V \times Cp$$

การออกแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด เมื่อได้ค่าความร้อนที่ต้องการถ่ายเทความร้อนแล้วต้องคำนวณค่าต่าง ๆ อีกดังนี้

- เลือกสารทำงาน และ วัสดุท่อบรรจุสารทำงาน ให้อยู่ในช่วงอุณหภูมิที่ท่อความร้อนสามารถทำงานได้

- หาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อเพื่อให้สารทำงานทำงานได้ โดยคำนวณจากสมการของ [2]

$$D_{i,max} \leq 2\sqrt{\frac{\sigma}{\rho g}} \qquad (2)$$

- หาค่าอัตราการถ่ายเทความร้อน (q) ของ CEOHP จากสมการสหสัมพันธ์ของ Rittidech et al., 2001 [3]

$$Ku_{90} = 0.0067\left(\left(\frac{D_i^{3.1}L_i^{0.1}}{L_e^{3.2}}\right)n^{0.9}\,Pr_v^{-12}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{-0.1}\left(\frac{\omega\mu_v^3}{\sigma^2\rho_v}\right)^{0.01}\right)^{0.175} \qquad (3)$$

Ku_{90} เป็นอัตราส่วนของฟลักซ์ความร้อนที่ได้ต่อฟลักซ์ความร้อนวิกฤติของสารทำงาน

$\left(\frac{D_i^{3.1}L_i^{0.1}}{L_e^{3.2}}\right)$ เป็นขนาดมิติ ของท่อ , n คือจำนวนโค้งเลี้ยวของท่อ CEOHP

$Pr = \frac{u_l Cp_l}{k_l}$ เป็นอัตราส่วนของโมเมนต์ตัมการแพร่กระจายความร้อนจากก้อนของเหลวภายในท่อไปยังก้อนไอ

$\frac{\rho_v}{\rho_l}$ เป็นอัตราส่วนความหนาแน่นของฟองไอ ต่อความหนาแน่นของของเหลวของสารทำงานภายในท่อ

$\frac{\omega u^3 \nu}{\sigma^2 \rho_v}$ เป็นปรากฏการณ์การส่วนของก้อนของเหลวและฟองไอภายในท่อ CEOHP

$$\omega = \sqrt{\rho_l g / \rho_v L_v}$$

ซึ่งการออกแบบต้องคำนึงถึงความเหมาะสม หลายอย่างด้วยกัน เช่นขนาดที่พอดีกับปล่องลม ฯลฯ ดังนั้นเพื่อความเหมาะสมจึงได้กำหนดตัวแปรในการออกแบบดังแสดงในตาราง 1 และนำ ค่า q มาหาอัตราการถ่ายเทความร้อนจาก

$$Q = q \times A \qquad (4)$$

ผลการคำนวณจากสมการ (3) ดังแสดงในตาราง 2

ตาราง1 ค่าต่าง ๆ ที่กำหนดในการออกแบบ

ข้อมูล	รายละเอียด
1. วัสดุที่ใช้ทำท่อความร้อน	ทองแดง
2. ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อ -ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายนอกของท่อ(m) - ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อ(m)	 0.0033 0.0020
3. ความยาวท่อความร้อน - ความยาวท่อส่วนทำระเหย (m), - ความยาวท่อส่วนควบแน่น (m)	 0.19 0.19
4. จำนวนรอบ(รอบ)	8
5. ลักษณะการจัดเรียงท่อ - จำนวนแถว (แถว) - ระยะห่างระหว่างแถว (m) - จำนวนสตมภ์ (สตมภ์) - ระยะห่างระหว่างสตมภ์ (m) -มุมในการจัดวางท่อความร้อนซนิดสั่น (องศา)	แบบตรงแถว 18 0.02 32 0.005 90
6. สารทำงาน	น้ำ

ตาราง 2 ผลการคำนวณจาก สมการ (3)

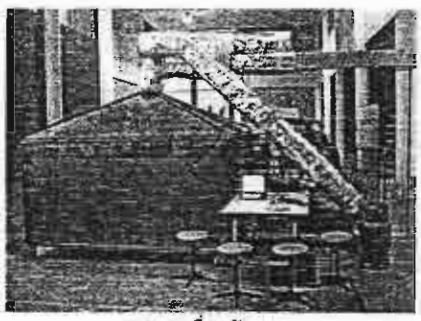
อัตราการถ่ายเทความร้อน/ชุด จากสมการสหสัมพันธ์ (3)	111 Watts
จำนวนท่อความร้อนที่ใช้	32 ชุด
อัตราการถ่ายเทความร้อนทั้งหมด	3552 Watts

3 เครื่องต้นแบบ

จากการคำนวณเครื่องอุ่นอากาศแบบ CEOHP ดำเนินการสร้างแล้วนำติดตั้งเข้ากับเครื่องอบแห้ง ดังแสดงในรูป 3



เครื่องอุ่นอากาศแบบ CEOHP



รูป 3 เครื่องต้นแบบ

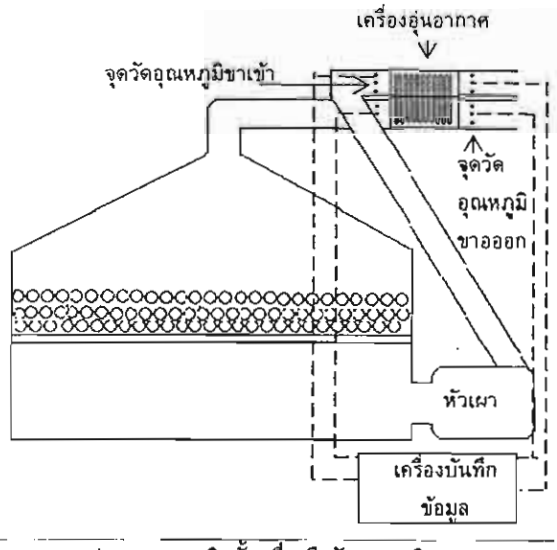
4. การทดสอบ

วัตถุประสงค์การทดสอบ

- หาค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อนของเครื่องอุ่นอากาศที่สภาวะการออกแบบ
- หาความสัมพันธ์อุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเครื่องอุ่นอากาศที่มีต่ออัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อน
- หาความสัมพันธ์ของสารทำงานภายในท่อความร้อนที่มีต่ออัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อน
- หาความสัมพันธ์ของจำนวนโค้งเลี้ยวของท่อความร้อนที่มีต่ออัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อน
- เปรียบเทียบอัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้จากการทดลอง กับผลการทำนายทางทฤษฎี
- วิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

วิธีทำการทดสอบ

ทำการติดตั้งอุปกรณ์และเครื่องมือในการทดสอบ ประกอบด้วย เครื่องมือวัดความเร็วลม สายเทอร์โมคัปเปิล Type K เครื่องบันทึกข้อมูล เพื่อทำการวัดอุณหภูมิในจุดต่าง ๆ คือ อุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเครื่องอุ่นอากาศ (T_{hi}) อุณหภูมิลมร้อนขาออกเครื่องอุ่นอากาศ (T_{ho}) อุณหภูมิอากาศสดเข้าเครื่องอุ่นอากาศ (T_{ci}) อุณหภูมิอากาศสดออกจากเครื่องอุ่นอากาศ (T_{co}) หลังจากนั้นเดินเครื่องอบแห้งที่หัวเผาและควบคุมอุณหภูมิลมร้อนโดยการปรับวาล์วควบคุมปริมาณแก๊สที่หัวเผาของเครื่องอบแห้ง เพื่อให้ปริมารณแก๊สที่เข้าไปทำการเผาไหม้ภายในหัวเผามีปริมาณที่เหมาะสม รอจนกว่าได้อุณหภูมิค่อนข้างจะคงที่ ที่ 60°C ความเร็วลมร้อนที่การทำงานปกติของเครื่องอบแห้งเท่ากับ 3.3 m/s โดยทดสอบที่สภาวะบรรยากาศ รอจนกระทั่งระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว คืออุณหภูมิไม่เปลี่ยนแปลงไปตามเวลา เริ่มบันทึกค่าอุณหภูมิโดยอ่านจากเครื่องอ่านอุณหภูมิ ซึ่งค่าที่ทำการบันทึกคือ อุณหภูมิขาเข้าของอากาศสด อุณหภูมิขาออกของอากาศสด อุณหภูมิลมร้อนขาเข้า และ อุณหภูมิลมร้อนขาออก ตำแหน่งละ 3 จุด ดังรูปที่ 4



รูป 4 แสดงการติดตั้งเครื่องมือวัดอุณหภูมิลม

5. ผลการทดสอบ และอภิปราย

ตาราง 1 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบที่จำนวนโค้งเลี้ยวท่อ CEOHP 8 โค้งเลี้ยว

w	thi	tci	tco	Qac	Qpre	Qmax	ε
water	80	30	48	2628	3552	6373	0.41
	70	30	44	2064	3265	5356	0.38
	60	30	40	1460	2970	4288	0.34
R141b	80	30	50	3168	3096	6740	0.47
	70	30	45	2263	3011	5388	0.42
	60	30	42	1809	2835	4889	0.37
R123	80	30	54	3504	3554	6373	0.54
	70	30	47	2482	3390	5356	0.46
	60	30	43	1898	3129	4288	0.44

ตาราง 2 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบที่จำนวนโค้งเลี้ยวท่อความร้อนชนิดสั้นปลายปิด 6 โค้งเลี้ยว

W	thi	tci	tco	Qac	Qpre	Qmax	eff
Water	80	30	44	2112	2545	6600	0.32
	70	30	40	1933	2206	6666	0.29
	60	30	36	1238	2106	5158	0.24
R141b	80	30	47	2574	2214	6957	0.37
	70	30	43	1964	2154	5456	0.36
	60	30	39	1358	2028	4244	0.32
R123	80	30	51	3167	2432	6463	0.49
	70	30	47	2413	2329	5362	0.45
	60	30	42	1809	2229	4207	0.43

ตาราง 3 แสดงค่าที่ได้จากการทดสอบที่จำนวนโค้งเลี้ยวท่อความร้อนชนิดสั้นปลายปิด 4 โค้งเลี้ยว

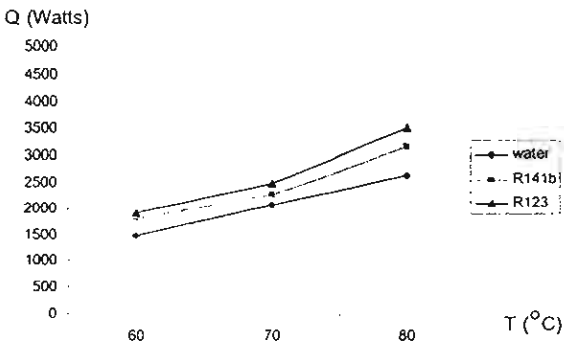
W	thi	tci	tco	Qac	Qpre	Qmax	eff
Water	80	30	42	1961	1586	6762	0.29
	70	30	40	1508	1460	5585	0.27
	60	30	37	980	1312	4261	0.23
R141b	80	30	44	2111	1375	7279	0.29
	70	30	41	1659	1337	5925	0.28
	60	30	38	1128	1259	4700	0.24
R123	80	30	49	2866	1526	6665	0.43
	70	30	44	2112	1461	5415	0.39
	60	30	40	1508	1399	4189	0.36

- ผลของการทดสอบที่สภาวะการออกแบบ

สภาวะการออกแบบเครื่องอุ่นอากาศแบบท่อความร้อนชนิดสั้นปลายปิดสำหรับเครื่องอบแห้งผลิตผลทางการเกษตร คือ อุณหภูมิทำงานเท่ากับ 80 °C ที่จำนวนท่อความร้อนชนิดสั้น 8 x 32 รอบ สารทำงานภายในคือ น้ำ และความเร็วลมร้อน 3.3 m/s จากการทดสอบพบว่าเครื่องอุ่นอากาศสามารถดึงความร้อนจากลมร้อนที่ปล่อยออกจากปล่องเครื่องอบแห้งผลิตผลทางการเกษตร ได้เฉลี่ยเท่ากับ 2,628Watts และจากการคำนวณค่าประสิทธิผลทางความร้อนของเครื่องอุ่นอากาศได้เท่ากับ 0.41

- ผลการแปรค่าอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการถ่ายเทความร้อน

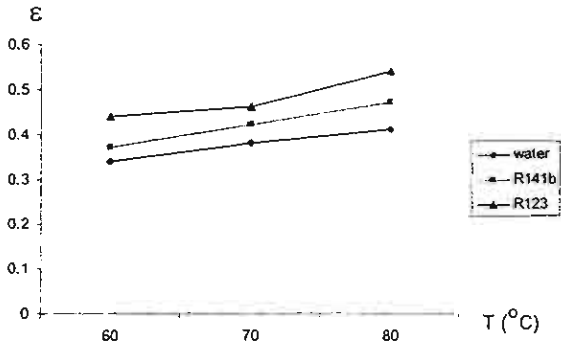
จากกราฟผลการทดลองรูป 5 จะเห็นว่าเมื่อท่อนำความร้อนที่มีสารทำงานชนิดเดียวกันเมื่อเพิ่มอุณหภูมิลมร้อนขาเข้า จะทำให้ค่า Q เพิ่มขึ้นด้วย สาเหตุที่ทำให้ Q เพิ่มขึ้นเป็นเพราะ เมื่ออุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเครื่องอุ่นอากาศเพิ่มขึ้น ทำให้อุณหภูมิส่วนทำระเหยของท่อความร้อนได้รับความร้อนเพิ่มมากขึ้น และถ่ายเทความร้อนไปยังส่วนควบแน่นเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นอุณหภูมิส่วนควบแน่นของท่อความร้อนก็จะสูงขึ้น เมื่อมีอากาศสดไหลผ่านเข้าเครื่องอุ่นอากาศ ก็จะทำให้อากาศสดมีอุณหภูมิสูงขึ้น ผลต่างระหว่างอุณหภูมิขาเข้าและขาออกของอากาศสดจะเพิ่มสูงขึ้น ค่าของ Q ก็เพิ่มขึ้นตามไปด้วย



รูป 5 กราฟอุณหภูมิลมร้อนขาเข้ากับอัตราการถ่ายเทความร้อนในช่วงอุณหภูมิ 60-80°C ที่จำนวนท่อความร้อน 8x32 รอบ

- ผลการแปรค่าอุณหภูมิที่มีต่อค่าประสิทธิผลทางความร้อน

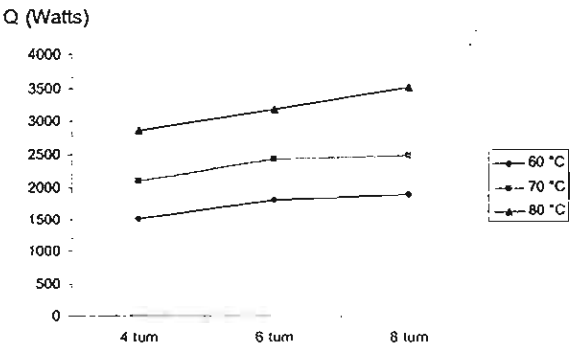
จากกราฟผลการทดลองรูป6 จะเห็นว่าเมื่อท่อนำความร้อนที่มีสารทำงานชนิดเดียวกันเมื่อเพิ่มอุณหภูมิลมร้อนขาเข้า จะทำให้ค่า ε เพิ่มขึ้นด้วย ที่เป็นเช่นนี้เพราะ เมื่ออุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเพิ่มขึ้นทำให้อุณหภูมิส่วนทำระเหยของท่อความร้อนได้รับความร้อนเพิ่มมากขึ้น และถ่ายเทความร้อนไปยังส่วนควบแน่นเพิ่มมากขึ้น ผลต่างระหว่างอุณหภูมิขาเข้าและขาออกของอากาศสดจะเพิ่มสูงขึ้น ค่าของ Q ก็เพิ่มขึ้นตามไปด้วย เมื่อ Q เพิ่มขึ้นก็จะส่งผลให้ค่าประสิทธิผลเพิ่มมากขึ้นตามไปด้วย



รูป 6 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิลมร้อนขาเข้ากับค่าประสิทธิผลทางความร้อน ที่จำนวนท่อความร้อน 8x32 รอบ

- ผลการแปรจำนวนรอบต่ออัตราการถ่ายเทความร้อน

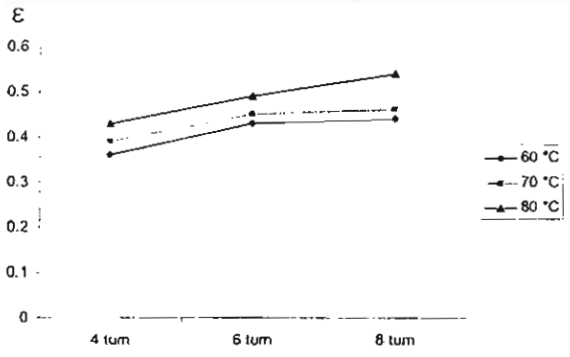
จากกราฟผลการทดลองรูป 7 จะเห็นว่าที่อุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเครื่องอุ่นอากาศที่เท่ากัน เมื่อท่อความร้อนมีจำนวนโค้งเลี้ยวมากขึ้นจะทำให้ค่า Q สูงขึ้นด้วย สาเหตุที่ทำให้ค่า Q สูงขึ้นเกิดจาก เมื่อเพิ่มจำนวนโค้งเลี้ยวของท่อความร้อนจะทำให้มีพื้นที่ผิวของท่อในการรับความร้อนที่ด้านล่างของเครื่องอุ่นอากาศ (ส่วนทำระเหยของท่อความร้อน) เพิ่มมากขึ้น และในทำนองเดียวกันส่วนคายความร้อนออก(ส่วนควบแน่นของท่อความร้อน) ก็มีพื้นที่ผิวในการคายความร้อนเพิ่มมากขึ้น ทำให้ความแตกต่างของอุณหภูมิของอากาศสดที่เข้าและออกเครื่องอุ่นอากาศ เพิ่มมากขึ้นจึงทำให้ได้ค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนสูงขึ้น



รูป 7 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างจำนวนโค้งเลี้ยวกับค่าอัตราการถ่ายเทความร้อน ที่สารทำงานเป็น R123

- ผลการแปรจำนวนโค้งเลี้ยวต่อประสิทธิผลทางความร้อน

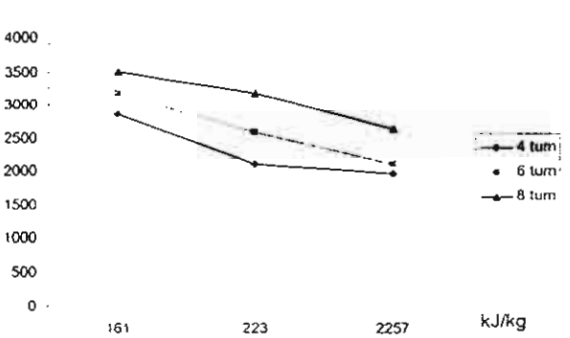
จากกราฟผลการทดลองรูป 8 จะเห็นว่า ที่อุณหภูมิลมร้อนค่าเดียวกัน เมื่อมีการเปลี่ยนจำนวนโค้งเลี้ยวของท่อความร้อนให้เพิ่มขึ้น จะมีผลทำให้ค่า ε เครื่องอุ่นอากาศเพิ่มขึ้น สาเหตุที่ทำให้ค่า ε ของเครื่องอุ่นอากาศเพิ่มขึ้นเพราะ เมื่อมีพื้นที่ผิวของท่อในการถ่ายเทความร้อนมากขึ้นก็จะทำให้ได้ค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนที่มากขึ้น เมื่อนำมาหาค่า ε ซึ่งได้จากอัตราส่วนของ Q_{act} ต่อ Q_{max} เมื่อค่าอัตราความร้อนที่ถ่ายเทได้ Q_{act} มีค่าเพิ่มมากขึ้น ในขณะที่ Q_{max} มีค่าเท่าเดิม ดังนั้นจึงทำให้ค่าประสิทธิผลที่ได้มีค่าสูงขึ้น



รูป 8 กราฟความสัมพันธ์ระหว่างจำนวนโค้งเลี้ยวกับค่าประสิทธิผลทางความร้อน ที่สารทำงานเป็น R123

- ผลการแปรสารทำงานในท่อความร้อนต่ออัตราการถ่ายเทความร้อน

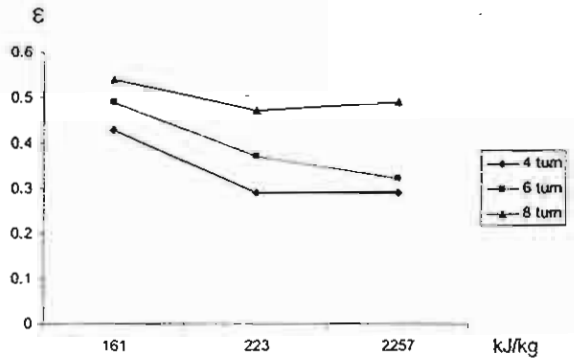
จากกราฟผลการทดลองรูป 9 จะเห็นว่าถ้าสารทำงานมีค่าของ h_{fg} เพิ่มมากขึ้น มีผลต่อค่า ε ทำให้ได้ค่าที่มีแนวโน้มต่ำลง ที่เป็นเช่นนี้เกิดจากสารทำงานที่มีค่าความร้อนแฝงของการการเป็นไอต่ำ ๆ จะมีผลทำให้สารทำงานนั้นเดือดได้เร็วขึ้น และส่งถ่ายความร้อนไปยังส่วนควบแน่นด้านบนของท่อความร้อนได้ดีขึ้น และอีกประการหนึ่งคือ เมื่อคุณสมบัติของสารที่มีค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอมากขึ้นจะทำให้มีแรงดึงผิวของสารทำงานมากขึ้นด้วยส่งผลให้ปริมาณของฟองไอภายในท่อของสารทำงานลดลง การส่งถ่ายความร้อนจึงทำได้ไม่ดีเมื่อเทียบกับสารที่มีค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ ต่ำ ๆ



รูป 9 กราฟระหว่างสารทำงานกับค่าอัตราการถ่ายเทความร้อน ในช่วง ค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ 161 – 2257 kJ/kg

- ผลการแปรจำนวนโค้งเลี้ยวต่อประสิทธิผลทางความร้อน

จากกราฟผลการทดลองรูป 10 จะเห็นว่าถ้าสารทำงานมีค่า h_{fg} เพิ่มมากขึ้น มีผลต่อค่าประสิทธิผลทางความร้อนทำให้ได้ค่าที่มีแนวโน้มต่ำลง ที่เป็นเช่นนี้เกิดจากสารทำงานที่มีค่าความร้อนแฝงของการการเป็นไอต่ำ ๆ จะมีผลทำให้สารทำงานนั้นเดือดได้เร็วขึ้น และส่งถ่ายความร้อนไปยังส่วนควบแน่นด้านบนของท่อความร้อนได้ดีขึ้น ทำให้ได้ค่าประสิทธิผลต่ำลงเมื่อค่าความร้อนแฝงการกลายไปไอสูงขึ้น

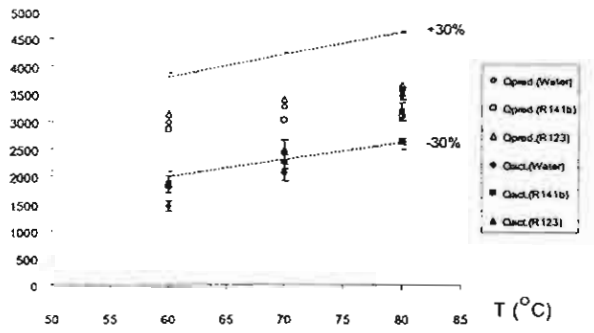


รูป 10 กราฟระหว่างสารทำงานกับค่าอัตราการถ่ายเทความร้อน ในช่วง ค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ 161 – 2257 kJ/kg

เปรียบเทียบอัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้จากการทดลองกับผลการทำนาย

ค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้จากการทดลองนำมาเปรียบเทียบกับผลการทำนาย โดยใช้สมาการที่ 9 จาก (Rittidech et al. 2000) จากสมการ (3)

จากกราฟรูป 11 แสดงค่า Q_{act} และ Q_{Pre} ที่จำนวนโค้งเลี้ยว 8 โค้งเลี้ยว จะเห็นว่าจากสมการที่ใช้ในการทำนายมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน ± 30% เส้นประทั้งสองเส้นในกราฟเป็นเส้นแสดงค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน จะเห็นว่าค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้จากการทดลองบางค่าให้ผลอยู่ในค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน และ อีกบางส่วนไม่อยู่ในเกณฑ์ที่เป็นเช่นนี้อาจเกิดจากการทดลองที่ผิดพลาดหลายส่วน เช่น การอ่านค่าจากเครื่องมือวัด ขั้นตอนการสร้างท่อความร้อน การทำสุญญากาศท่อความร้อน การเติมสารทำงาน ซึ่งจะมีผลต่อสมรรถนะในการถ่ายเทความร้อนของท่อความร้อน



รูป 11 กราฟค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้จากการทดลอง และ ที่ได้จากการทำนาย ที่จำนวนโค้งเลี้ยว 8 โค้งเลี้ยว

ผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ จะหาจากความสามารถในการประหยัดเชื้อเพลิง ของเครื่องอุ่นอากาศแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดเมื่อติดตั้งเข้ากับเครื่องอบแห้ง ได้ทำการคำนวณหาการประหยัดเชื้อเพลิงแก๊สหุงต้มได้ 294.23 kg โดยคิดเป็นจำนวนเงิน 5,297 บาทต่อการอบแห้งผลผลิตทางการเกษตรเป็นเวลา 90 วัน

ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอุ่นอากาศ เป็นจำนวนเงิน ประมาณ 3,700 บาท

ระยะเวลาคืนทุน (Payback period)

ระยะเวลาคืนทุน = ต้นทุนในการสร้าง / ค่าเชื้อเพลิงที่ประหยัดได้

= 3,700 / 5,297

= 0.7 ปี

อัตราการคืนทุนภายใน (Internal Rate of Retum; IRR)

เมื่อนำเอาข้อมูลข้างต้นมาคำนวณหาค่า IRR โดยกำหนดให้เครื่องอุ่นอากาศมีอายุการใช้งาน 10 ปี ค่าใช้จ่ายลงทุนสร้างเครื่องเบื้องต้น 3,700 บาท ค่าเชื้อเพลิงที่สามารถประหยัดได้ คิดเป็นเงิน 5,297 บาท/ปี ค่าบำรุงรักษาเครื่อง เช่นค่าทำความสะอาด ค่าตรวจสอบสภาพการทำงานของเครื่องต่อปี 500 บาท จะได้ค่า IRR เท่ากับ 129 % ซึ่งเป็นค่าอัตราการคืนทุนภายในที่สูงมาก และเป็นสิ่งที่ยืนยันได้ว่าการเลือกใช้เครื่องอุ่นอากาศแบบท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดนี้เหมาะสมมากและช่วยประหยัดค่าใช้จ่าย

5. สรุปผล

- อุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเครื่องอุ่นอากาศแปรผันตรงกันกับอัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อน คือ เมื่ออุณหภูมิลมร้อนขาเข้าเพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อนสูงขึ้น

- จำนวนโค้งเลี้ยวของท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด แปรผันตรงกันกับอัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อน คือ เมื่อจำนวนโค้งเลี้ยวของท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิดเพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อนสูงขึ้น

- ความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของสารทำงานภายในท่อความร้อนชนิดสั่นปลายปิด แปรผกผัน กับอัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อน คือ เมื่อค่าความร้อนแฝงการกลายเป็นไอของสารทำงานเพิ่มขึ้น จะทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนและประสิทธิผลทางความร้อนลดลง

- อัตราการถ่ายเทความร้อนที่ได้จากการทดลอง เมื่อเปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการทำนาย ซึ่งอยู่ในช่วงเบี่ยงเบนมาตรฐาน ± 30 % มีค่าจากการทดลองส่วนใหญ่อยู่ในช่วงเบี่ยงเบนมาตรฐาน และมีแนวโน้มสอดคล้องกับค่าที่ได้จากการทำนาย

- เครื่องอุ่นอากาศแบบ CEOHP สามารถนำไปใช้งานจริงได้

6. ข้อเสนอแนะ

1. ควรมีการจำลองสภาวะการทำงานจริงของเครื่องอบแห้ง เมื่อมีผลิตผลเข้าอบ หรืออาจใช้การแปรค่าความเร็วของลมที่ใกล้เคียงกับสภาวะจริง

2. ในการควบคุมอุณหภูมิในการอบแห้งเกิดจากการปรับปริมาณเชื้อเพลิงที่เข้าเผาไหม้ในหัวเผา จากการทดลองเมื่อติดตั้งเครื่องอุ่นอากาศเข้าไป ทำให้อุณหภูมิของอากาศที่จะเข้าไปยังหัวเผามีอุณหภูมิสูงขึ้น เมื่อไปผสมกับอากาศที่เผาไหม้ ทำให้ลมร้อนที่เข้าเครื่องอบแห้งมีอุณหภูมิสูงขึ้น อาจทำความเสียหายกับผลผลิตเกษตร ดังนั้นควรปรับลดการจ่ายปริมาณเชื้อเพลิงให้เหมาะสม หรือจัดให้มีอุปกรณ์ควบคุมปริมาณเชื้อเพลิงอัตโนมัติ ให้สัมพันธ์กับอุณหภูมิเข้าห้องอบแห้ง

7. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่สนับสนุนเงินทุนวิจัย

เอกสารอ้างอิง

[1] H. Akachi,F Polasek,P. stulc, *pulsating heat pipe,* in;Proceeding of the 5 th International Heat pipe Sysmposium,Melbourne,Australia, 1996,pp. 208-217.

[2] S.Maezawa, K. Y. Gi,A. Minimisawa, H.Akachi, *Thermal performance of Capillary Tube Thermosyphon.* In: Proceeding of the 9 th International heat Pipe Conference.Albuquerque,USA, Vol. 2, 1996,pp.791-795.

[3] S.Rittidech,P.Terdtoon, M.Murakami, P. Kamonpet, W.Jompakdee, *Effect of inclination angles,evaporator section lengths and working fluid properties on heat transfer characteristics of a closed-end oscillating heat pipe* , In:proceeding of the 6th international heat pipe symposium, ChiagMai,Thailand, 2000,pp. 413-421

[4] S.Rittidech,P.Terdtoon, M.Murakami, P. Kamonpet, W.Jompakdee,*Correlation to predict heat transfer characteristics of a closed-end oscillating heatpipe at normal operation condition*,Appleied thermal Engineering 2003 Vol 23 pp.497-510.

[5] F. Yang,X. Yuan, G. Lin, *Waste heat recovery using heat pipe heat exchanger for heating automobile using exhaust gas*, Appleied Thermal Engineering 2003 vol. 23 pp.367-372.

NOMENCLATURE

A	พื้นที่	m^2
Cp	ค่าความร้อนจำเพาะของสาร	J/kg K
D	เส้นผ่านศูนย์กลาง	m
g	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง	m/s^2
h_{fg}	ความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอ	kJ/kg
Ku	ตัวเลขของคูทาเทลัดเซ $\left(\frac{q}{h_{fg}\rho_v\left[\sigma g(\rho_l-\rho_v)/\rho_v^2\right]^{1/4}}\right)$	-
L	ความยาว	m
n	จำนวนโค้งเลี้ยวของท่อความร้อน	-
Pr_v	ตัวเลขของแพรนดัน $\left(\frac{C_{pv}\mu_v}{k_v}\right)$	-
Q	การถ่ายเทความร้อน	W
q	อัตราการถ่ายเทความร้อน	W/m^2
T	อุณหภูมิ	C^o
V	ความเร็ว	m/s
$\left(\frac{\omega\mu_v^3}{\sigma^2\rho_v}\right)$	ปรากฏการณ์การสั่นในท่อ CEOHP	

Greek symbols

k	สัมประสิทธิ์การนำความร้อน	W/mK
μ	ความหนืด	Pa.s
ρ	ความหนาแน่น	kg/m^3
σ	แรงตึงผิว	N/m

Subscripts

c	เย็น
e	ส่วนทำระเหย
l	ของเหลว
i	ด้านใน
o	ด้านนอก
t	รวม
v	ไอ

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 18
18-20 ตุลาคม 2547 จังหวัด-ขอนแก่น

สมการจลศาสตร์การอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน

Drying Kinetics of Cooked Glutinouse Rice Using Superheated Steam and Hot Air

มนตรี มนตรีพิลา[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] ณัฐพล ภูมิสะอาด[3]
[1]นิสิตปริญญาโท คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม ตำบลขามเรียง อำเภอกันทรวิชัย จังหวัดมหาสารคาม 44150
[2]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพ 10140
[3]คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม ตำบลขามเรียง อำเภอกันทรวิชัย จังหวัดมหาสารคาม 44150
โทรศัพท์ 043-754364 ต่อ 3028 โทรสาร 043-754316 E-mail: nattapol.p@msu.ac.th[1]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาเปรียบเทียบจลศาสตร์ของการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งคือ130,150 และ170 องศาเซลเซียส ความเร็วของตัวกลางในห้องอบแห้ง 1 เมตร/วินาที สมการการอบแห้งในรูปแบบต่าง ๆ 5 รูปแบบนำมาวิเคราะห์เปรียบเทียบทางสถิติเพื่อหาสมการที่ทำนายผลการอบแห้งได้ดีที่สุด จากการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่อุณหภูมิสูงกว่า 150 องศาเซลเซียส พบว่าอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเริ่มสูงกว่าอากาศร้อน สมการของ Page สามารถทำนายผลของอัตราการอบแห้งด้วยลมร้อนได้ดีที่สุด ส่วนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง สมการ Modified Page'สามารถทำนายได้ดีที่สุด

Abstract

The main objective of this work is to study the comparative drying kinetics of cooked glutinouse rice using superheated steam and hotair . The experimental were investigated for a temperature range 130°C-170°C and at constant media velosity of 1m/s. . The drying data were then fitted to the five different drying equations. The experimental results found that the drying rate was increase with the temperature and The moisture reduction rate during superheated steam drying is higher than hot air under drying temperature above 150°C. The Page's equation were suitable used to predict the drying rate of glutinouse rice using hot air and Modified Page's equation were suitable used to predict the drying rate of glutinouse rice using superheated stea

1. บทนำ

ข้าวจัดว่าเป็นหญ้าชนิดหนึ่งซึ่งอยู่ในวงศ์ แกรมมินี(Graminae) เช่นเดียวกับหญ้าใบเลี้ยงเดี่ยว(Monocotyledon) อื่นๆ รวมทั้งไม้ไผ่ ด้วย ข้าวที่ปลูกกันทั่วโลกมี 2 specie คือ Oryza sativa และ Oryza glaberima Oryza sativa ข้าวที่ปลูกเพื่อการบริโภคและเป็นการค้ามากที่สุด จำแนกได้หลายชนิด เช่น จำแนกตามลักษณะ Phynotype และจำแนกตามความแตกต่างของแป้งในเมล็ด แป้งในเมล็ดข้าวจะประกอบไปด้วยแป้ง 2 ชนิด คือ amylase และ amylopectin

ข้าวเหนียว (Glutinouse rice) พันธุ์ข้าวนี้มีลักษณะของ endosperm เป็นสีขาวขุ่นแต่มีความเลื่อมมัน เมื่อนำไปหุงต้มจะเหนียว เมล็ดเกาะตัวกันดี หากหุงต้มในน้ำมากเกิน เมล็ดจะบานออกและยังคงเกาะตัวดีเหมือนเดิม แป้งในเมล็ดส่วนใหญ่เป็น Amylopectine ตั้งแต่ 92 – 100 เปอร์เซ็นต์ ข้าวเหนียวนิยมบริโภคและเพาะปลูกมากในภาคตะวันออกเฉียงเหนือของประเทศไทย ปัจจุบันได้มีการส่งออกข้าวเหนียวแห้งไปยังต่างประเทศ แต่วิธีการทำแห้งข้าวเหนียวยังใช้วิธีดั้งเดิมคือการตากแดดซึ่งต้องใช้เวลาและพื้นที่ในการตากแห้งมากและมีสิ่งปนเปื้อนเข้าผสมมากมาย

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งได้มีการพัฒนามาเป็นเวลานานแล้ว แต่งานวิจัยที่ผ่านมาส่วนใหญ่เป็นการอบแห้งผลิตภัณฑ์ที่ไม่ใช่อาหาร เช่น ไม้, กากน้ำตาล และ ถ่านหิน เป็นต้น เมื่อเปรียบเทียบการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับอากาศร้อนในแง่ของอุณหภูมิในการอบแห้ง ที่อุณหภูมิการอบแห้งต่ำ อัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งต่ำจะมีค่าต่ำกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น โดยจุดที่อัตราการอบแห้งของทั้งสองตัวกลางมีค่าเท่ากันเรียกจุดนี้ว่า อุณหภูมิผกผัน (Inversion temperature) [4] ได้ทำการศึกษาและรวบรวมงานวิจัยเกี่ยวกับ อุณหภูมิผกผัน พบว่า อุณหภูมิผกผัน มีค่าไม่แน่นอนขึ้นกับรูปแบบของกระบวนการอบแห้งและลักษณะทางกายภาพของวัสดุ และเมื่ออุณหภูมิการอบแห้งสูงกว่า อุณหภูมิผกผัน อัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะสูงกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

ข้อแตกต่างอื่น ๆ ระหว่างการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งจากงานวิจัยที่ผ่านมา การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งไม่มีปฏิกิริยาออกซิเดชัน หรือเกิดการเผาไหม้ทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ดีขึ้น การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสามารถฆ่าเชื้อโรค หรือกำจัด

กลิ่นของอาหารได้ แต่ข้อเสียการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีระบบที่มีความซับซ้อน เมื่อมีผลิตภัณฑ์เข้ามาในระบบ ไม่สามารถหลีกเลี่ยงการกลั่นตัวของไอน้ำได้ ทำให้เวลาในการอบแห้งเพิ่มขึ้น 10-15% ที่ความดันบรรยากาศ

จุดประสงค์งานวิจัยนี้เพื่อศึกษาแนวทางการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในเครื่องอบแห้งแบบตู้ และ เปรียบเทียบคุณภาพของข้าวเหนียวนึ่งสุกที่ได้จากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งการอบแห้งด้วยลมร้อนในเครื่องอบแห้งแบบตู้

2.สมการอบแห้งชั้นบาง

สมการอบแห้งชั้นบางสามารถแบ่งได้เป็น 3 ชนิดคือ สมการทางทฤษฎี, สมการกึ่งทฤษฎีและสมการเอมไพริเคิล โดยที่สมการอบแห้งทางทฤษฎีพิจารณาการเคลื่อนที่ของน้ำในวัสดุที่มีโครงสร้างภายในเป็นรูพรุน การเคลื่อนที่ของน้ำในวัสดุส่วนใหญ่อยู่ในรูปของของเหลวที่เป็นผลเนื่องจากความเข้มข้นของความชื้นสมการทางทฤษฎีจะแสดงการวิเคราะห์การเคลื่อนที่ของน้ำในลักษณะการแพร่เมื่อสัมประสิทธิการแพร่ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิการอบแห้ง แต่อย่างไรก็ตามสมการทางทฤษฎีมีจำนวนเทอมในการวิเคราะห์จำนวนมากขึ้นอยู่กับรูปร่างของผลิตภัณฑ์

สมการอบแห้งกึ่งทฤษฎีเป็นสมการจำลองการอบแห้งแบบง่าย ๆ โดยการนำสมการทางทฤษฎีมาวิเคราะห์ให้ง่ายขึ้น และไม่ต้องนำรูปทรงของผลิตภัณฑ์มาพิจารณา ซึ่งทำให้สมการไม่มีความซับซ้อน

สมการ Henderson เป็นสมการกึ่งทฤษฎีแบบแรกที่นำมาใช้ในการคำนวณอัตราส่วนความชื้น โดยพิจารณาเฉพาะเทอมแรกในสมการทางทฤษฎี มีมีรูปแบบสมการดังนี้

$$MR=\left(\frac{M_t-M_e}{M_i-M_e}\right)=A_0\exp(-k_0t) \qquad (1)$$

สมการ Two term เป็นสมการที่อธิบายการอบแห้งการอบแห้งผลไม้ด้วยพลังงานแสงอาทิตย์ [5] และการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง [8] ได้อย่างน่าพอใจ โดยมีรูปแบบสมการมาจาก การพิจารณาสองเทอมแรกในสมการทางทฤษฎี ดังนี้

$$MR=\left(\frac{M_t-M_e}{M_i-M_e}\right)=A_0\exp(-k_0t)+B_0\exp(-k_1t) \qquad (2)$$

สมการอบแห้งเอมไพริคเคิลเป็นสมการที่ใช้ในการทำนายอัตราการอบแห้งได้ดี แต่มีข้อจำกัดคือเงื่อนไขการอบแห้งต้องตรงกับสภาวะการทดลอง สมการ Logarithmic equation เป็นสมการเอมไพริคเคิลที่ใช้ในการทำนายอัตราการอบแห้งใบหม่อนขาว [3] ได้ดี โดยรูปสมการจะเป็นการเพิ่มพารามิเตอร์เข้าไปในสมการอบแห้งของ Henderson รูปแบบของสมการ Logarithmic มีดังนี้

$$MR=\left(\frac{M_t-M_e}{M_i-M_e}\right)=A_0\exp(-k_0t)+c \qquad (3)$$

สมการอบแห้งเอมไพริคเคิลอีกแบบหนึ่งที่เป็นที่นิยมทั่วไปคือสมการ Page มีรูปแบบสมการดังนี้

$$MR=\left(\frac{M_t-M_e}{M_i-M_e}\right)=\exp\left(-k_0t^n\right) \qquad (4)$$

สมการนี้เป็นสมการที่ใช้ในการทำนายอัตราการอบแห้งพริกไทยแดง[1] การอบแห้งข้าวโพด[2]ด้วยอากาศร้อนได้ดี

จากทั้งสี่สมการที่กล่าวมาข้างต้นใช้ในการทำนายลักษณะเฉพาะของการอบแห้งของอากาศร้อนได้ดี

สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในระยะเริ่มต้นการอบแห้งจะเกิดการควบแน่นที่ผิวของผลิตภัณฑ์ เป็นช่วงสั้นๆ และช่วงเริ่มต้นการอบแห้งสั้นๆนี้ไม่มีแบบจำลองอบแห้งทางคณิตศาสตร์ ทำนายช่วงเวลาดังกล่าวได้ [8][9] จากผลดังกล่าวจะทำให้อัตราส่วนความชื้นสูงกว่าอัตราส่วนความชื้นเริ่มต้นเล็กน้อย ดังนั้น Tang et al.[9] จึงนำสมการอบแห้ง Page's equation มาดัดแปลงเพิ่มค่าคงที่ลงในสมการเพื่อให้เหมาะสมกับการทำนายการเกิดการควบแน่นของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและเรียกสมการนี้ว่า สมการดัดแปลง ของ Page

$$MR=\left(\frac{M_t-M_e}{M_i-M_e}\right)=A_0\exp\left(-k_0t^n\right) \qquad (5)$$

เมื่อ MR คือ อัตราส่วนความชื้น

M_t คือ ความชื้นที่เวลาใด ๆ, % dry basis

M_e คือ ความชื้นสมดุล, % dry basis

M_i คือ ความชื้นเริ่มต้น, % dry basis

t คือ เวลา, นาที

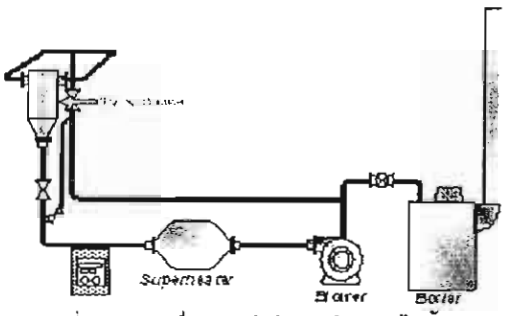
A_0, B_0, k_0, k_1, n คือ พารามิเตอร์ของสมการ

3.วัสดุและอุปกรณ์การทดลอง

วัตถุดิบในการทดลองครั้งนี้คือข้าวเหนียวพันธุ กข.6 นำข้าวเหนียวมาแช่ก่อนทำการนึ่ง 6 ชม. ที่อุณหภูมิห้อง แล้วนำไปนึ่ง เมื่อผลิตภัณฑ์สุกแล้วนำไปเก็บในภาชนะปิด แล้วปล่อยให้เย็นก่อนนำมาทำการทดลอง โดยที่ความชื้นเริ่มต้น 64.68 % db นำผลิตภัณฑ์ใส่ภาชนะทำการชั่งน้ำหนักประมาณ 150 กรัมเข้าห้องอบ โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ 130, 150 และ 170^{o}C

รูปที่1.แสดงระบบการอบแห้งของไอน้ำร้อนยวดยิ่งประกอบ ด้วยถังความดันผลิตไออิ่มตัวที่ความดันบรรยากาศ พัดลมความดันสูงใบพัดโค้งหลัง ชุดให้ความร้อนเพื่อทำให้ไอน้ำร้อนอิ่มตัวเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งห้องอบแห้ง อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของมอเตอร์ และระบบท่อไอน้ำ การทำงานของระบบเริ่มต้นจากการอุ่นระบบโดยให้ความร้อนแก่อากาศร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการ เพื่อเป็นการป้องกันการกลั่นตัวของไอน้ำภายในระบบอบแห้งขณะทำการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง เมื่อระบบคงที่ปิดวาล์วปล่อยไอน้ำอิ่มตัวจาก ถังความดันเข้าสู่หน่วยให้ความร้อนโดยพัดลมความดันสูงเพื่อเปลี่ยนสภาวะจากไออิ่มตัวเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

จากนั้นจะส่งไอน้ำร้อนยวดยิ่งเข้าสู่ห้องอบแห้ง และในการการอบด้วยอากาศร้อนก็ปฏิบัติเช่นเดียวกันแต่จะไม่ต้องเปิดไอน้ำอิ่มตัวเข้าสู่ระบบ



รูปที่ 1. ระบบเครื่องอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

4.การทดลองและการวิเคราะห์ผล

เมื่อสภาวะการอบแห้งคงที่แล้วนำข้าวเหนียวนึ่งสุกเข้าในห้องอบแล้วชนะบรรจุประมาณ 150 กรัม ความเร็วของตัวกลางเข้าสู่ห้องอบ 1 เมตร/วินาที โดยบันทึกน้ำหนักผลิตภัณฑ์ 3 6 9 12 และ 15 นาที สำหรับลมร้อน แต่ในส่วนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพิ่มในช่วงแรกของการอบแห้งคือ 0.33 0.66 1 1.5 และ 2 นาที เพื่อศึกษาผลของการควบแน่นของน้ำ แต่ละอุณหภูมิทำการทดลอง 3 ครั้ง นำข้อมูลที่ได้จากการทดลองมาวิเคราะห์อัตราส่วนความชื้นต่อเวลาการอบแห้ง และเปรียบเทียบผลการทดลองกับการทำนายผลของสมการอบแห้งชั้นบาง (1)-(5)

ในการวิเคราะห์ค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆของสมการการอบแห้งได้โดยใช้เทคนิคของการวิเคราะห์ถดถอยแบบไม่เป็นเชิงเส้น (nonlinear regression)ของอัตราการอบแห้ง(MR)ต่อเวลา(t) ผลการวิเคราะห์การถดถอย นำมาหาความสัมพันธ์แบบแม่นตรง(The exact fitting)ระหว่างอุณหภูมิการอบแห้งกับค่าพารามิเตอร์การอบแห้งด้วยสมการ Quadratic

$$\chi = a_0 T^2 + a_1 T + a_2 \qquad (6)$$

เมื่อ χ ค่าพารามิเตอร์จากการทดลองจากสมการอบแห้งที่เลือกที่อุณหภูมิต่าง ๆ

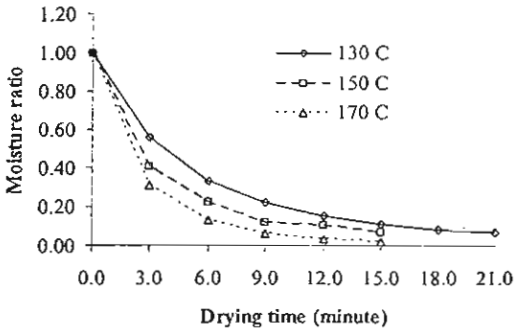
และนอกจากนี้ยังใช้ค่า The sum square error (SSE) ดังสมการ

$$SSE = \frac{1}{N}\sum_{i=1}^{N}\left(MR_{obs} - MR_{pre}\right)^2 \qquad (7)$$

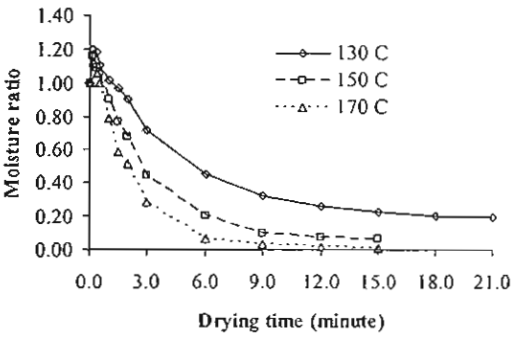
เป็นดัชนีบ่งชี้ที่แสดงความสามารถในการทำนายของสมการที่นำมาอธิบายผลการทดลองและชี้วัดว่าสมการใดเหมาะสมที่สุดในการนำไปใช้ต่อไป

5.ผลการทดลองและวิจารณ์

ในการทดลองศึกษาจลศาสตร์การอบแห้ง เป็นการศึกษาถึงผลของอุณหภูมิและตัวกลางในการอบแห้ง(อากาศร้อนและไอน้ำ)ต่ออัตราการอบแห้ง โดยความชื้นมาตรฐานแห้งที่เวลาใดๆในการอบแห้งจะถูกแปลงเป็นพารามิเตอร์ไร้หน่วยคือ อัตราส่วนความชื้นต่อเวลาดังรูปที่ 2 และรูปที่3



รูปที่ 2. เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยอากาศร้อนที่อุณภูมิต่าง ๆ



รูปที่3. เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณภูมิต่าง ๆ

จากรูปที่ 2. พบว่า อัตราส่วนความชื้นลดลงตามเวลาในรูปแบบของเอ็กซ์โพเนนเทียล ในส่วนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งในรูปที่ 3. พบว่าในช่วงเริ่มต้น(30 วินาทีแรก)ของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งอัตราส่วนความชื้นเพิ่มขึ้นอยู่ในช่วง 1 ถึง1.2 เนื่องจากในช่วงแรกของการอบแห้ง อุณหภูมิผิวของผลิตภัณฑ์ต่ำกว่าจุดเดือดของน้ำ ทำให้เกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ใช้ในการอบแห้งที่บริเวณผิวของผลิตภัณฑ์ ผลการทดลองที่ได้คล้ายกับที่พบโดย Tang,Z[9] และ Taechapairoj,C[10] หลังจากที่อัตราส่วนความชื้นเพิ่มขึ้นถึงจุดสูงสุดแล้ว อัตราส่วนความชื้นลดลงตามเวลาในลักษณะเดียวกันกับการอบแห้งด้วยลมร้อน ซึ่งเมื่อพิจารณาอัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิต่าง ๆ พบว่า ทั้งการอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง อัตราการอบแห้งที่

อุณหภูมิสูง มากกว่าที่อุณหภูมิต่ำอย่างชัดเจน เนื่องจากอัตราการถ่ายความร้อนให้กับผลิตภัณฑ์เพื่อใช้ในการระเหยน้ำมีค่ามากที่อุณหภูมิสูง เมื่อนำผลการทดลองการอบแห้งมาวิเคราะห์เพื่อหาพารามิเตอร์ในสมการอบแห้งแบบต่าง ๆ ด้วยการวิเคราะห์แบบไม่เป็นเชิงเส้นโดย

พิจารณาสัมประสิทธิ์การตัดสินใจ (R^2) ดังแสดงที่ตารางที่ 1.ค่าสัมประสิทธิ์การตัดสินใจ (R^2) มากกว่า 0.9 แต่อย่างไรก็ตามในส่วนของ

การอบแห้งด้วยลมร้อนมีค่า R^2 มากกว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งทั้งนี้อาจเนื่องจากจำนวนข้อมูลของไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีจำนวนมากกว่าและผลของการเกิดการควบแน่น

เมื่อนำสมการอบแห้งมาวิเคราะห์หาค่าพารามิเตอร์(A_0,b_0,k_0,k_1,n) ด้วยสมการโพลีโนเมียลอันดับ 2 ผลการวิเคราะห์สมการถดถอยโดยการพิจารณาจากค่า SSE ซึ่งเป็นตัวบ่งชี้ถึงความแม่นยำของสมการอบแห้งที่นำมาทำนายผลการทดลองดังแสดงในตารางที่ 2 พบว่า ในส่วนของลมร้อน สมการของ Page และสมการ logarithmic มีค่า SSE ใกล้เคียงกันและต่ำกว่า ผลที่ได้จากสมการอื่น ๆ แต่อย่างไรก็ตาม เนื่องจากจำนวนพารามิเตอร์ในสมการของ Page น้อยกว่า จึงมีความเหมาะสมในการใช้ทำนายอัตราการอบแห้งด้วยลมร้อน ในส่วนของของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง สมการดัดแปลงของPage มีค่า SSE น้อยที่สุด จึงมีความเหมาะสมในการใช้ทำนายอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

ตารางที่ 1ผลการวิเคราะห์ถดถอยค่าคงที่พารามิเตอร์ของการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

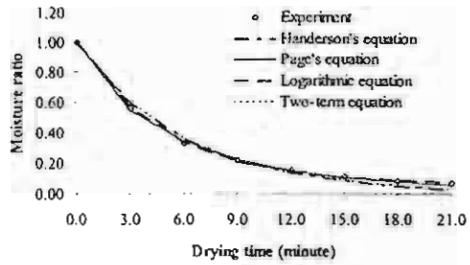
Media	Equation	T (°C)	Drying Constant				R^2
			A_0		k_0		
Hot air drying	The Henderson's equation	130	0.97761		0.16684		0.991
		150	0.98252		0.25213		0.985
		170	0.99499		0.036335		0.996
			k_0		n_0		
	The Page 's equation	130	0.24845		0.81192		0.998
		150	0.42381		0.69753		0.998
		170	0.50449		0.77155		0.999
			A_0	k_0	C		
	The logarithmic equation	130	0.93337	0.02058	0.06360		0.999
		150	0.91925	0.33166	0.07920		0.999
		170	0.96849	0.40322	0.03012		0.999
			A_0	k_0	A_1	k_1	
	The two term equation	130	0.48880	0.16684	0.48880	0.16684	0.991
		150	0.15746	0.04916	0.84205	0.36933	0.999
		170	0.28108	0.17372	0.71888	0.53702	0.999
			A_0		k_0		
Superheated steam drying	The Henderson's equation	130	1.13992		0.12494		0.966
		150	1.14175		0.27106		0.982
		170	1.13933		0.41118		0.983
			A_0	k_0	n_0		
	The modified Page 's equation	130	1.16511	0.15715	0.89858		0.968
		150	1.11359	0.22254	1.16050		0.984
		170	1.08261	0.30111	0.138267		0.991
			A_0	k_0	C_0		
	The logarithmic equation	130	1.019578	0.18454	0.15268		0.978
		150	1.123065	0.28484	0.02316		0.982
		170	1.142914	0.40796	0.00421		0.983
			A_0	k_0	A_1	k_1	
	The two term equation	130	0.02944	-0.08023	1.13734	0.15763	0.97[illegible]
		150	0.57087	0.271157	0.57087	0.27095	0.982
		170	0.56967	0.41146	0.56967	0.41096	0.983

ตารางที่ 2 ผลการวิเคราะห์ถดถอยค่าคงที่พารามิเตอร์ของการอบแห้งด้วยสมการโพลีโนเมียลอันดับ 2 และค่า SSE ของการอบแห้ง

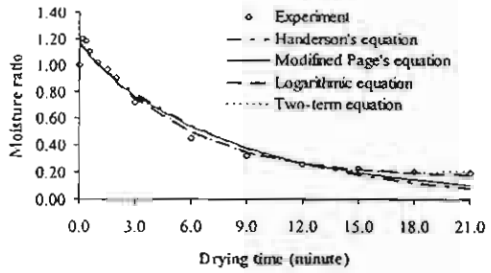
Media	Equation	Parameter in Quadratic Relationship			SSE
		a_0	a_1	a_2	
Hot air drying	The Handerson's equation				
	A_0	0.00001	-0.00240	1.12997	0.00099
	k_0	0.00038	0.01964	7.72649	
	The Page 's equation				
	k_0	-0.00012	0.04191	3.19921	0.00029
	n_0	0.00024	-0.07166	6.14795	
	The logarithmic equation				
	A_0	0.00008	-0.2288	2.56955	
	k_0	-0.00030	0.09939	7.83974	0.00024
	C_0	-0.00008	0.02342	1.16437	
	The two term equation				
	A_0	0.00057	0.17580	13.73216	
	k_0	0.00030	0.09067	6.83636	0.00092
	A_1	-0.00060	0.18441	-13.42006	
	k_1	-0.00004	0.02230	-1.99760	
Superheated steam drying	The Handerson Equation				
	A_0	-0.00001	0.00158	1.02443	0.00650
	k_0	-0.00001	0.00941	-0.97109	
	The modified Page's equation				
	A_0	0.00003	-0.00976	2.00065	
	k_0	0.00002	-0.00134	0.05338	0.00554
	n_0	-0.00161	0.46255	-32.10513	
	The logarithmic equation				
	A_0	-0.00010	0.03445	-1.69176	
	k_0	0.00003	-0.00297	0.08883	0.00794
	C_0	0.00014	-0.04518	3.68970	
	The two term equation				
	A_0	-0.00068	0.21699	-16.71646	
	k_0	-0.00026	0.09145	-7.50942	0.00792
	A_1	0.00071	-0.22617	18.59785	
	k_1	0.00003	-0.00368	0.07162	

เมื่อนำผลการวิเคราะห์ทางสถิติมาสร้างกราฟเพื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลองที่อุณหภูมิที่ 130°C ดังรูปที่ 4. และรูปที่ 5

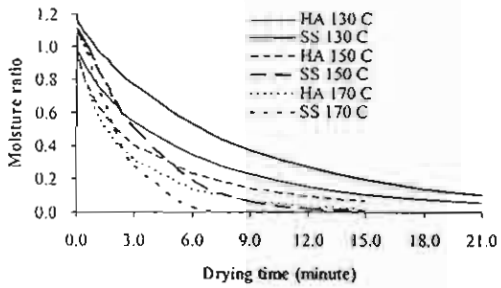
รูปที่4. เป็นการอบแห้งด้วยอากาศร้อนสมการของ Page และสมการ Logalithmic สามารถสร้างกราฟได้ใกล้เคียงผลการทดลอง สมการดังกล่าวจึงเหมาะสำหรับ ทำนายการอบแห้งด้วยอากาศร้อน สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จากรูปที่ 5 เป็นการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ130°C เช่นกัน พบว่าเส้นกราฟของสมการดัดแปลงของ Page ใกล้เคียงกับผลการทดลอง สมการดัดแปลงของ Page จึงทำนายการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งได้ดีที่สุด



รูปที่4.อัตราการอบแห้งอบแห้งด้วยลมร้อนที่ อุณหภูมิ 130 °C



รูปที่5.อัตราการอบแห้งอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนที่อุณหภูมิ150 °C



รูปที่ 6. เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งที่ได้จากสมการของ Page สำหรับลมร้อน และสมการดัดแปลงของ Page สำหรับไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิต่าง ๆ

จากรูปที่ 6. พบว่า อัตราการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ที่ 130°C สูงกว่าไอน้ำร้อนยวดยิ่ง แต่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 150 °C พบว่าอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเริ่มสูงกว่าอากาศร้อน ดังนั้นกล่าวได้ Inversion temperature ของการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกอยู่ระหว่าง 130-150°C ซึ่งต่ำกว่าผลิตภัณฑ์อื่น ๆ ดังรายงานไว้ใน [4]

5.สรุป

จากการทดลองเพื่อศึกษาการเปรียบเทียบจนศาสตร์การอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับอากาศร้อน

1. อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่ออัตราการลดความชื้น เนื่องจากอุณหภูมิสูงให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสูง

2. อัตราการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ที่ 130°C สูงกว่าไอน้ำร้อนยวดยิ่ง แต่ที่อุณหภูมิสูงกว่า 150 °C พบว่าอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเริ่มสูงกว่าอากาศร้อน

3.จากการวิเคราะห์ทางสถิติพบว่าสมการ Page's equation สามารถทำนายผลการทดลองการอบแห้งด้วยอากาศร้อนได้ดีที่สุด สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสมการ Modified Page's equation สามารถทำนายผลอัตราการลดความชื้นได้ดีที่สุด

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัยที่ให้การสนับสนุนงบประมาณในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

[1] Doymaz, I. and Pala, M., "Hot air characteristics of red paper ", Journal of Food Engineering, 2003, Vol. 55, No. 2, pp. 331-335.

[2] Doymaz, I. and Pala, M., "The Thin-layer Drying Characteristics of Corn", Journal of Food Engineering, 2003, Vol. 60, No. 2, pp. 125-130.

[3] Doymaz, I, "Drying kinetic of white mulberry" , Journal of Food Engineering, 2004, Vol. 61, pp.341-346

[4] Jorg P. and Schwartze, S. B. " A theoretical for the inversion temperature ", Chemical Engineering Journal Vol.86 ,2002, pp.61-67

[5] Lahsasni S., Kouhila M. , Mahrouz M. and Jaouhari J.T., "Drying Kinetics of Prickly Pear Fruit", Journal of Food Engineering, 2004, Vol. 61, No. 4, pp. 173-176.

[6] Madamba, P. S., Driscoll, R. H. and Buckle, K. A., 1996. "The Thin-layer Drying Characteristics of Garlic Slices", Journal of Food Engineering, Vol. 29, No. 1, pp. 75-97.

[7] Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Terdyothin, A., 2002, "Effect of Tempering on Subsequent Drying of Paddy using Fluidisation Technique", Drying Technology, Vol. 20, No. 1, pp. 195-210.

[8] Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., and Prachayawarakorn, S., "Superheated Steam Fluidised Bed Paddy Drying", Journal of Food Engineering, 2003, Vol. 58, No. 1, pp. 67-73.

[9] Tang, Z.; Cenkowski, and Muir, W.E., "Modelling the Superheated-steam Drying of a Fixed Bed of Brewers' Spent Grain", Biosystems Engineering,2004,, Vol. 87, No. 4, pp. 66-77.

[10] Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Varanyanond, W., and Soponronnarit, S., "Simulation and Grain Quality for In-store Drying of Paddy", Journal of Food Engineering, 2004, Vol. 64, No. 4, pp. 405-415.

สมบัติทางกายภาพของข้าวเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้ง

วัชรานนท์ จุฑาจันทร์ [1]* สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] ศิริธร ศิริอมรพรรณ[3] และ ณัฐพล ภูมิสะอาด[4]

บทคัดย่อ

การศึกษาสมบัติทางกายภาพของข้าวเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้ง วิธีการศึกษาเปรียบเทียบคือการอบแห้งโดยวิธีการดากแดด วิธีการใช้ลมร้อน และวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง โดยใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งโดยวิธีการใช้ลมร้อน และวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งคือ 130, 150 และ 170 องศาเซลเซียส ทำการทดลองโดยการวัดสี การดูโครงสร้างภายในด้วย Scanning electron microscope (SEM) และความหนาแน่น นำมาใช้เพื่อเปรียบเทียบสมบัติทางกายภาพของข้าวเหนียวที่เปลี่ยนแปลงหลังจากการอบแห้ง จากการศึกษาพบว่าสีของตัวอย่างที่อบแห้งด้วยลมร้อนมีสีคล้ำเล็กน้อย และการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีสีคล้ำมากที่สุด ผิวของตัวอย่างที่อบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำยวดยิ่งจะมีรูที่ผิวเป็นจำนวนมาก และภายในตัวอย่างที่อบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำยวดยิ่งจะมีโพรงเกิดขึ้น การอบแห้งด้วยวิธีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งให้ค่าความหนาแน่นจริงมากกว่าการอบแห้งด้วยวิธีใช้ลมร้อน แต่ความหนาแน่นปรากฏของการอบแห้งทั้ง 2 วิธีจะไม่แตกต่างกัน

---

[1]นิสิตปริญญาโท [4]อาจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม อ.กันทรวิชัย จ.มหาสารคาม 44150

[2]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพ 10140

[3]อาจารย์ คณะเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยมหาสารคาม ตำบลตลาด อ.เมือง จ.มหาสารคาม 44000

*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 09-1863132; อีเมล์: watcharanon_j@hotmail.com

PHYSICAL PROPERTIES OF COOKING GLUTINOUS RICE AFTER DRYING

Watcharanon jutajan[1]*, Somchart Soponronnarit[2], Sirithon Siriamompun[3] and Nattapol Poomsa-ad[4]

ABSTRACT

The objective of this research aims to study the physical properties of cooking glutinous rice after drying by sun drying, hot air and superheated steam. Hot air and superheated steam were investigated for a temperature range 130°C-170°C. Colour test, scanning electron microscope (SEM) and density were used to determine the physical properties during drying. The experimental result indicated that the colour of cooking glutinous rice after drying by superheated steam was the most darkness as compared with the other drying method. The result from SEM show that the cooking glutinous rice after drying by hot air and superheated steam had many hole on the kernel surface and a hollow inside the kernel. True density of samples by superheated steam drying were higher than hot air samples, but bulk density were not difference.

KEYWORD: Drying, Superheated steam, Physical properties

---

[1]Graduated Student, [4]Lacture, Faculty of Engineering, Mahasarakham University, Mahasarakham 44150

[2]Lacture, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

[3]Lacture, Faculty of Technology, Mahasarakham University, Mahasarakham, 44150

*Corresponding author. Tel.: 09-1863132; E-mail address: watcharanon_j@hotmail.com

บทนำ

ข้าวจัดเป็นพืชเศรษฐกิจชนิดหนึ่งของเมืองไทย ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือของประเทศไทยเป็นบริเวณที่มีการเพาะปลูกข้าวเหนียวเพื่อการบริโภคภายในท้องถิ่นจำนวนมาก ปัจจุบันนี้ได้มีการส่งออกข้าวเหนียวนึ่งตากแห้งทั้งในแบบสำเร็จรูปเพื่อนำไปแปรรูปสินค้าเพื่อการบริโภค เช่น การทำข้าวพองสไตล์ญี่ปุ่น (Japaneses puffed rice) ปัญหาที่พบในการส่งออกข้าวเหนียวนึ่งตากแห้ง คือ เชื้อราในผลิตภัณฑ์ ระยะเวลาในการตากแห้งนานจนไม่สามารถวางแผนในการผลิตได้ เนื่องจากปริมาณแสงแดด การอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งจึงเป็นทางออกในการแก้ปัญหาดังกล่าวได้

ข้าวเหนียว มีชื่อทางวิทยาศาสตร์คือ Oryza sativa L. กรมวิชาการเกษตรให้ข้าวเหนียวพันธุ์ กข.6 เป็นพันธุ์รับรอง และแนะนำให้เกษตรกรปลูกเมื่อวันที่ 4 พฤษภาคม 2520 ข้าวพันธุ์ กข 6 เป็นพันธุ์ข้าวเหนียวหอม ไวต่อช่วงแสง เป็นพันธุ์ข้าวเหนียวที่ได้รับการปรับปรุงพันธุ์ข้าวเจ้าพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 โดยใช้รังสีแกมมาที่ 20 กิโลเรด ที่สำนักงานพลังงานปรมาณูเพื่อสันติแห่งประเทศไทย ในปี พ.ศ. 2508 เป็นสายพันธุ์ข้าวเหนียว นุ่ม มีกลิ่นหอม ทนแล้ง และมีคุณภาพการหุงต้มรับประทานดี ให้ผลผลิตเฉลี่ยสูงสุดเป็นอันดับหนึ่งและให้ผลผลิตสูงกว่าพันธุ์เหนียวสันป่าตอง ซึ่งเป็นพันธุ์ข้าวเหนียวที่นิยมปลูกกันแพร่หลายในภาคเหนือและภาคตะวันออกเฉียงเหนือ (เอกสงวน ชูวิสิฐกุล, 2542)

การอบแห้งมีหลายวิธี แต่ละวิธีมีข้อดีและข้อเสียแตกต่างกัน เช่นการอบแห้งโดยวิธีการตากแดดเป็นวิธีที่ง่ายและประหยัดพลังงาน แต่ใช้เวลาในการอบแห้งนานมาก การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ทำได้ยาก เนื่องจากกรรมวิธีการตากแดดขึ้นอยู่กับสภาวะแวดล้อมทางธรรมชาติ สำหรับการอบแห้งโดยการเป่าอากาศร้อนผ่านผลิตภัณฑ์ ที่มีความชื้นซึ่งในกรณีนี้จะมีพื้นที่ในการอบแห้งอยู่ในขอบเขตที่จำกัด การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เช่นความชื้น สามารถทำได้ง่ายและให้คุณภาพด้านความสะอาดที่ดีกว่า อย่างไรก็ตามการอบแห้งโดยวิธีนี้มีความสิ้นเปลืองพลังงานในเกณฑ์ที่สูง ถ้ากระบวนการการจัดการในการอบแห้งกระทำอย่างไม่มีประสิทธิภาพ โดยทั่วไปโดยวิธีเป่าอากาศร้อนมีความสิ้นเปลืองพลังงานสูงกว่าวิธีการตากแห้งแต่สามารถชดเชยในเรื่องเวลาการอบแห้ง โดยการอบแห้งแบบมีการเป่าอากาศร้อนจะใช้เวลาในการอบแห้งสั้นมากกว่าและความสามารถในการอบแห้งสูง จากงานวิจัยต่างๆ การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีข้อดีคือ มีอากาศอยู่ในระบบน้อยมาก จึงไม่เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่นทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์บางชนิดดีขึ้น นอกจากนี้ยังสามารถฆ่าเชื้อโรคหรือกำจัดกลิ่นอาหารได้อีกด้วย (Iyota. H, 2001) การใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งเป็นการใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพสำหรับในกรณีที่มีระบบผลิตไอน้ำในกระบวนการและยังมีไอน้ำเหลือใช้หรือจำเป็นต้องปล่อยไอน้ำบางส่วนทิ้งไป ไอน้ำทิ้งยังมีความร้อนจำเพาะที่สูงสามารถนำมาใช้ให้เกิดประโยชน์ได้อีก ดังนั้นการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจึงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งสำหรับกรรมวิธีการอบแห้ง

ในงานวิจัยครั้งนี้จึงได้ทำการศึกษาเปรียบเทียบกระบวนการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกด้วยวิธีต่างๆ เพื่อศึกษาสมบัติทางเคมีกายภาพของข้าวเหนียวหลังจากการอบแห้งด้วยด้วยวิธีการตากแดด เปรียบเทียบกับวิธีการอบแห้งด้วยวิธีการใช้ลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

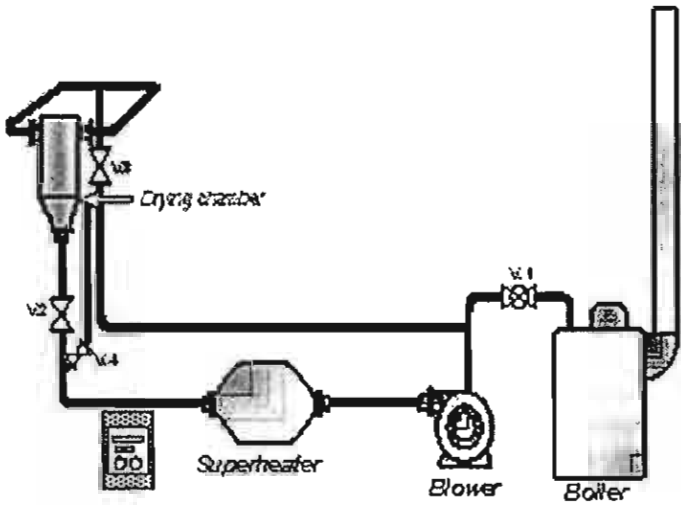
อุปกรณ์และวิธีการ

การตรียมตัวอย่าง

วัตถุดิบในการทดลองครั้งนี้คือข้าวเหนียวพันธุ์ กข.6 นำข้าวเหนียวมาแช่น้ำ 4 ชม. ที่อุณหภูมิห้องก่อนทำการนึ่ง หลังจากนั้นนำมานึ่ง (steam) ด้วยเครื่องนึ่งข้าวเหนียวด้วยไอน้ำ ประมาณ 10 นาที แล้วนำไปใส่ภาชนะปิดเป็นเวลา 12 ชม. เพื่อทำให้ข้าวเหนียวร่วนไม่เกาะตัวกันมากนัก ก่อนนำไปอบแห้งโดยวิธีต่างๆ ที่ความชื้นเริ่มต้น 66.07 % db

วิธีการดากแดดทดลองในพื้นที่ที่มีแดดส่องถึงตลอดทั้งวัน และให้มีวิธีการคล้ายกับที่ชาวบ้านใช้ดากข้าวเหนียวโดยทั่วไป โดยนำข้าวเหนียวนึ่งสุกใส่ในกระจาดพยายามเกลี่ยให้เป็นชั้นบางให้เท่าๆ กัน และใช้เวลาในการดากแดด 8 ชั่วโมง

สำหรับระบบการอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งแสดงในภาพที่ 1 ระบบการอบแห้งของไอน้ำร้อนยวดยิ่งประกอบด้วย ถังความดันผลิตไออิ่มตัวที่ความดันบรรยากาศ พัดลมความดันสูงใบพัดโค้งหลัง ชุดให้ความร้อนเพื่อทำให้ไอน้ำร้อนอิ่มตัวเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ห้องอบแห้ง อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของมอเตอร์และระบบท่อไอน้ำ การทำงานของระบบเริ่มต้นจากการอุ่นระบบโดยให้ความร้อนแก่อากาศร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการ เพื่อเป็นการป้องกันการกลั่นตัวของไอน้ำภายในระบบอบแห้งขณะทำการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง เมื่อระบบคงที่ปิดวาล์วปล่อยไอน้ำอิ่มตัวจากถังความดันเข้าสู่หน่วยให้ความร้อน โดยพัดลมความดันสูงเพื่อเปลี่ยนสภาวะจากไออิ่มตัวเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งจากนั้นจะส่งไอน้ำร้อนยวดยิ่งเข้าสู่ห้องอบแห้ง และในการการอบด้วยอากาศร้อนก็ปฏิบัติเช่นเดียวกันแต่จะไม่ต้องเปิดไอน้ำอิ่มตัวเข้าสู่ระบบโดยอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 130, 150 และ 170°C



ภาพที่ 1 ระบบเครื่องอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

การทดสอบค่าสี

ทดสอบคุณภาพด้านสีของข้าวเหนียวอบแห้งนึ่งสุกด้วยเครื่อง Choma meter (Minolta:Model-CR 300) :ซึ่งวัดในเทอมตัวแปรของค่า L a และ b โดย L แสดงค่าความสว่าง (lightness parameter) a แสดงค่าสีแดง (redness parameter) และ b แสดงค่าสีเหลือง(yellowness parameter)

การทดสอบด้วยวิธี Scanning electron microscope (SEM)

การทดสอบด้วยกล้องจุลทรรศอิเลคตรอนแบบส่องกราด Scanning electron microscope (SEM) โดยศึกษาตัวอย่าง 2 ลักษณะคือ ที่ผิวของเม็ดข้าวเหนียว ใช้กำลังขยาย 3,000 X และภายในของเม็ดข้าวเหนียว โดยการหักเม็ดข้าวเหนียวที่ทดสอบบริเวณกึ่งกลาง ใช้กำลังขยาย 1,000 X และ 50 X

การหาความหนาแน่น

ทดลองโดยนำตัวอย่างชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งดิจิตอล ความละเอียด 0.01 g 50 กรัม วัดปริมาตรโดยกระบอกตวง ขนาด 500 ml แล้วนำมาคำนวณหาความหนาแน่น สำหรับค่าความหนาแน่นจริงวัดโดยการแทนที่โดยใช้ปริมาตรของทรายออตตาวา (มนตรี มนตรีพิลา, 2547)

ผลการทดลองและวิจารณ์

จากการทดลองอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกโดยวิธีต่างๆ ข้าวเหนียวนึ่งสุกมีความชื้นเริ่มต้นที่ 66.07 % db เมื่อนำมาตากแดดได้ความชื้นหลังการอบแห้ง 12.44 % db และนำมาเปรียบเทียบกับตัวอย่างที่อบแห้งโดยวิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง โดยความชื้นหลังการอบแห้งโดยวิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 12 % db

สีของผลิตภัณฑ์

สมบัติทางด้านสีของข้างเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้งด้วยวิธีการตากแดด วิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งแสดงในตารางที่ 1 ซึ่งแสดงในเทอมตัวแปร L a และ b พบว่า การตากแดดให้ค่าพารามิเตอร์ของสีแตกต่างจากวิธีอื่น ตัวกลางในการอบแห้งมีอิทธิพลต่อค่าความสว่าง (L) การอบแห้งด้วยอากาศร้อนให้ค่าความสว่างสูงกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ในขณะที่ค่าความแดง (a) และค่าความเหลือง (b) มีความแตกต่างกันอย่างไม่ชัดเจน อุณหภูมิของการอบแห้งมีอิทธิพลต่อค่าความสว่าง โดยอุณหภูมิสูงขึ้นค่าความสว่างจะลดลง สำหรับค่าความแดง และค่าความเหลือง อุณหภูมิมีอิทธิพลต่อค่าความแดงและความเหลืองเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นค่าความแดงและความเหลืองมีแนวโน้มสูงขึ้นตาม และเนื่องจากปฏิกิริยาสีน้ำตาล (Browning reaction) ที่เกิดขึ้น โดยอุณหภูมิที่สูงขึ้น เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาทำให้ตัวอย่างมีสีคล้ำขึ้น ซึ่งพิจารณาจากค่าความสว่างที่ลดลง และค่าความแดงและความเหลืองที่เพิ่มขึ้น ($\overline{X} \pm SD$)

ตารางที่ 1 แสดงค่าสีของข้าวเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้งโดยวิธีการตากแดด ใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

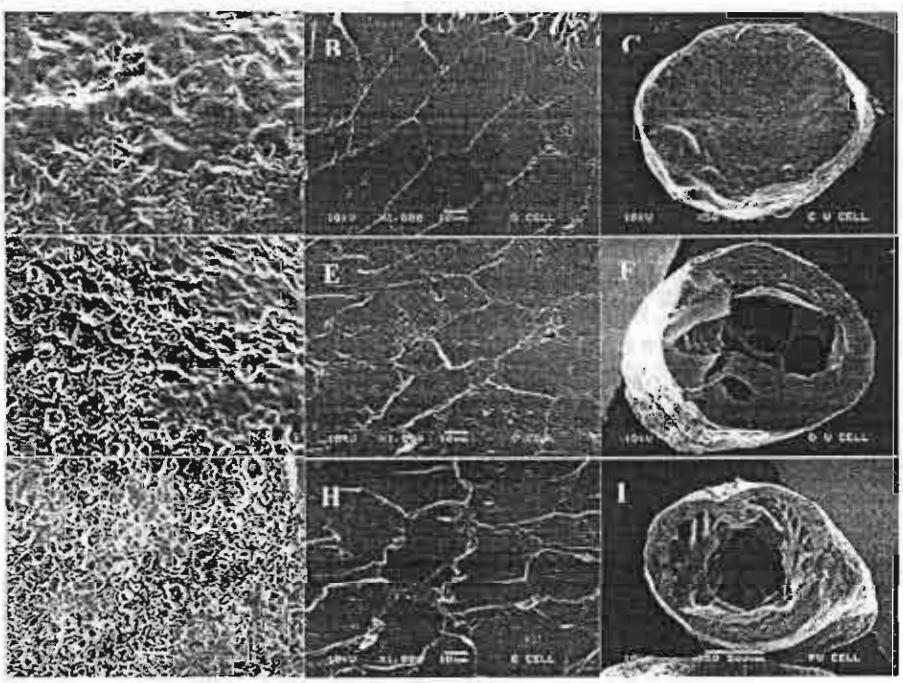
Media	T(°C)	L ($\overline{X} \pm SD$)	a ($\overline{X} \pm SD$)	b ($\overline{X} \pm SD$)
Sundry		51.09 ±0.43 a[1]	-0.46 ±0.05 a	8.93 ±0.75 a
Hot Air	130	60.29 ±1.48 b	-0.44 ±0.01 a	11.77 ±0.56 b
	150	59.28 ±0.96 bc	1.71 ±0.13 cd	13.20 ±0.22 bc
	170	58.17 ±0.55 c	3.17 ±0.05 b	16.23 ±1.63 d
Superheated steam	130	56.49 ±0.49 d	1.31 ±0.24 c	12.21 ±0.36 b
	150	54.02 ±0.83 d	1.86 ±0.43 d	14.47 ±0.67 c
	170	53.68 ±0.98 e	4.16 ±0.48 e	18.26 ±1.12 e

[1] อักษรที่แตกต่างกันในคอลัมน์เดียวกัน หมายถึง แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p \leq 0.05$)

ผลการทดลองด้วยวิธี Scanning electron microscope (SEM)

จากการนำตัวอย่างไปทดลองส่องด้วยกล้องจุลทรรศอิเลคตรอนแบบส่องกราด (SEM) โดยใช้ตัวอย่างข้าวเหนียวนึ่งสุกที่ผ่านการอบแห้งด้วยวิธีต่างๆ เพื่อศึกษาสมบัติทางกายภาพ พิจารณาที่ผิวของข้าวเหนียวที่กำลังขยาย 3,000X แสดงในภาพที่ 2A, 2D, 2G พบว่าผิวของเม็ดข้าวเหนียวนึ่งสุกที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีการตากแดด ซึ่งเป็นวิธีการอบแห้งแบบช้าๆ ใช้เวลานาน จะมีผิวขรุขระเล็กน้อย เนื่องจากการอบแห้งที่ทำให้ผิวของเม็ดข้าวเหนียวแห้งไปติดกับเซลล์ของเม็ดข้าวเหนียวในชั้นใน ผิวของเม็ดข้าวเหนียวที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีใช้ลมร้อนมีลักษณะแห้งมากและมีรูที่ผิวซึ่งเป็นรูที่เป็นทางออกของน้ำภายในตัวอย่างระเหยออกหลังจากได้รับความร้อนอย่างรวดเร็ว ผิวของเม็ดข้าวเหนียวที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีรูที่ผิวมากกว่าข้าวเหนียวที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีใช้ลมร้อน

ภายในเม็ดข้าวเหนียวที่กำลังขยาย 1,000X แสดงในภาพที่ 2B, 2E, 2H พบว่าเนื้อของข้าวเหนียวมีลักษณะคล้ายกันในทุกกรณี คือมีรอยของผนังเซลล์ให้เห็นอย่างชัดเจน มีขนาดตั้งแต่ 13-65 μm ซึ่งไม่สามารถบอกถึงความแตกต่างได้ ภายในเม็ดข้าวเหนียวที่กำลังขยาย 50X แสดงในภาพที่ 2C, 2F, 2I พบว่าภายในเม็ดข้าวเหนียวที่อบแห้งโดยวิธีการตากแดดมีลักษณะเป็นเม็ดตัน แต่ภายในเม็ดข้าวเหนียวที่อบแห้งโดยวิธีใช้ลมร้อนและวิธีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีลักษณะเป็นโพรงขนาดใหญ่ที่เกิดขึ้นภายใน เนื่องจากการอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง เป็นการอบแห้งโดยการให้ความร้อนสูงแก่ข้าวเหนียวอย่างรวดเร็ว ดังนั้นอากาศภายในมีการขยายตัวอย่างรวดเร็วและไอน้ำที่อยู่ภายในตัวอย่างพยายามดันออกไปข้างนอกเพื่อรักษาสมดุลของเม็ดข้าวเหนียว ทำให้เนื้อของเม็ดข้าวเหนียวด้านในจึงถูกอัดตัวกันแน่นอยู่บริเวณขอบของเม็ดข้าวเหนียว



ภาพที่ 2 แสดงภาพจากการทดลองโดยกล้องจุลทรรศอิเลคตรอนแบบส่องกราด (SEM) ภาพ A-C คือตัวอย่างที่ได้จากวิธีการตากแดด ภาพ D – F คือตัวอย่างที่ได้จากวิธีการใช้ลมร้อน ภาพ G-I คือตัวอย่างที่ได้จากวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ภาพ A, D, G กำลังขยาย 3,000X ภาพ B, E, H กำลังขยาย 1,000X และภาพ C, F, I กำลังขยาย 50X

ความหนาแน่น

จากการทดลองหาค่าคุณภาพด้านความหนาแน่นปรากฏและความหนาแน่นจริง ของข้างเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้งด้วยวิธีการดากแดด วิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งแสดงในตารางที่ 2 พบว่าอุณหภูมิไม่มีอิทธิพลต่อค่าความหนาแน่นปรากฏและความหนาแน่นจริงอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p \leq 0.05$) ตัวกลางในการอบแห้งมีอิทธิพลต่อค่าความหนาแน่นปรากฏอย่างมีนัยสำคัญ โดยการอบแห้งโดยวิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีค่าความหนาแน่นปรากฏไม่แตกต่างกัน แต่การอบแห้งโดยวิธีการใช้ลมร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 170°C จะแตกต่างกับวิธีการดากแดด และตัวกลางในการอบแห้งมีอิทธิพลต่อค่าความหนาแน่นจริง โดยการอบแห้งด้วยวิธีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งให้ค่าความหนาแน่นจริงมากกว่าการอบแห้งด้วยวิธีใช้ลมร้อน และการอบแห้งด้วยวิธีการดากแดดจะให้ค่าความหนาแน่นปรากฏและความหนาแน่นจริงมากที่สุด

ตารางที่ 2 แสดงค่าความหนาแน่นของข้าวเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้งโดยวิธีการดากแดด ใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

Media	T(°C)	Bulk density ($\overline{X} \pm SD$) (kg/m^3)	True density ($\overline{X} \pm SD$) (kg/m^3)
Sundry		573.84 ±12.56 a[1]	1,436.66 ±125.11 a
Hot Air	130	537.85 ±14.30 b	1,102.02 ±0.00 bc
	150	532.00 ±15.50 b	1,082.68 ±33.49 b
	170	522.53 ±8.68 b	1,063.35 ±33.49 b
Superheated steam	130	548.27 ±5.51 ab	1,216.59 ±41.67 d
	150	546.45 ±21.67 ab	1,215.46 ±42.11 d
	170	537.01 ±24.17 b	1,192.82 ±42.16 cd

[1] อักษรที่แตกต่างกันในคอลัมน์เดียวกัน หมายถึง แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ($p \leq 0.05$)

สรุป

จากการศึกษาสมบัติทางกายภาพของข้าวเหนียวนึ่งสุกหลังการอบแห้งโดยวิธีการดากแดด วิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

1. สีของตัวอย่างที่อบแห้งด้วยลมร้อนมีสีคล้ำเล็กน้อย และการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีสีคล้ำมากที่สุด โดยสังเกตจากค่า b ของตัวอย่าง

2. ผิวของเม็ดข้าวเหนียวที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีรูที่ผิวจำนวนมาก และมากกว่าข้าวเหนียวที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีใช้ลมร้อน ผิวของเม็ดข้าวเหนียวนึ่งสุกที่ผ่านการอบแห้งโดยวิธีการดากแดดจะค่อนข้างเรียบกว่าการอบแห้งโดยวิธีอื่นๆ

3. การอบแห้งโดยวิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จะทำให้ลักษณะภายในเม็ดข้าวมีลักษณะเป็นโพรงขนาดใหญ่ที่เกิดขึ้น แต่การอบแห้งโดยวิธีการดากแดดจะไม่ปรากฏลักษณะดังกล่าว

4. ความหนาแน่นหลังการอบแห้ง โดยวิธีการใช้ลมร้อนและวิธีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีค่าน้อยกว่าการอบแห้งโดยวิธีการดากแดด การอบแห้งด้วยวิธีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งให้ค่าความหนาแน่นจริงมากกว่าการอบแห้งด้วยวิธีใช้ลมร้อน แต่ความหนาแน่นปรากฏของการอบแห้งทั้ง 2 วิธีจะไม่แตกต่างกัน

เอกสารอ้างอิง

เอกสงวน ชูวิสิฐกุล. 2542. พันธุ์ข้าวต้านทานโรค แมลง ไส้เดือนฝอย ทนดินเปรี้ยว ดินเค็มและทนแล้ง. กรมวิชาการเกษตร

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์. 2540. การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารบางประเภท. พิมพ์ครั้งที่ 7 . คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพฯ. 338 น

อรอนงค์ นัยวิกุล. 2538. เคมีธัญญาหาร. ภาควิชาเทคโนโลยีการอาหาร คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ.

มนตรี มนตรีพิลา. 2547. การทดลองเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเหนียวนึ่งสุกโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน. วิทยานิพนธ์ วศ.ม. มหาวิทยาลัยมหาสารคาม, มหาสารคาม.

นุช ผลนาค. 2545. ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อคุณภาพอาหารขบเคี้ยวจากระบวนการทอด.วิทยานิพนธ์ วท.ม. มหาวิทยาลัยเทคเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ.

Zhongkai Zhu, Kevin Robards, Stuart Helliwell & Chris Blanchard. 2002. Composition and function properties of rice. International Journal of food Science and Technology. Vol. 37. pp.849-868

Yukiharu Ogawa, Gregory M Glenn, William J. Orts, Delilah F. Wood. 2003. Histological Structures of Cooked Rice Grain. Journal of Agricultural and Chemistry. Vol. 51. pp.7019-7023

B.S. Reddy, A. Chakraverty, 2004. Physical Properties of Raw and Parboiled Paddy. Biosystems Engineering. Vol. 88. No.4, pp.461-466

Rungnaphar Pongsawatmanit, Nuch Pholnak, 2001. Effects of initial moisture content, frying time and temperature on the qualities of fried rice crackers. Bio Thailand 2001. pp.145-152

Iyota, H., Nishimura, N., Onuma and Nomura, T. 2001. Drying of Sliced Raw Potatoes in Superheated Steam and Hot Air. Drying Technology. Vol. 19, No.7. pp. 1411-1424

วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ผลกระทบของสภาวะการทำงานต่างๆ ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสชน

กิตติ สถาพรประสาธน์[1]* สักกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2]

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือ การศึกษาผลกระทบของสภาวะการทำงานต่างๆที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสชน ซึ่งใช้อากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการอบแห้ง โดยอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์อย่างง่ายในการคำนวณหาอัตราการอบแห้งของอนุภาคเดี่ยวระหว่างการอบแห้งในช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ สำหรับกรณีการใช้อากาศร้อนจะศึกษาผลของตัวแปรต่างๆ คือ ความเร็ว อุณหภูมิ และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศร้อน ส่วนในกรณีการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งนั้นจะศึกษาผลของ ความเร็ว อุณหภูมิ และความดันของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง และหาค่าอุณหภูมิผกผันของเครื่องอบแห้งกระแสชน ซึ่งจากการคำนวณพบว่าอัตราการอบแห้งในกรณีที่ใช้อากาศร้อนจะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิ และความเร็วของอากาศร้อนขาเข้าเพิ่มขึ้น ในขณะที่ความชื้นสัมพัทธ์ที่เพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราการอบแห้งลดลง ส่วนกรณีการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งนั้นพบว่า การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิและความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง มีผลให้อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น ส่วนความดันไอน้ำที่เพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราการอบแห้งลดลง และพบว่าอุณหภูมิผกผันมีค่าเท่ากับ 212 °C ที่อัตราการอบแห้งเท่ากับ 60 kg_{water}/m^2 h

---

[1]นักศึกษาปริญญาเอก [2]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ

[3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมอาหาร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8695 ต่อ 112; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: Kitti@sswu.ac.th

EFFECTS OF OPERATING CONDITIONS ON THE OVERALL PERFORMANCE OF IMPINGING STREAM DRYER

Kitti Sathapornprasath[1]*, Sakamon Devahastin[3] and Somchart Soponronnarit[2]

ABSTRACT

The objective of the present study was to investigate the effects of various operating conditions on the overall performance of an air and superheated steam-operated impinging stream dryer by means of a simple mathematical model through the calculation of the drying rate from a single particle during drying in the constant rate period. For the case of hot air drying the parameters studied were the inlet air velocity, temperature and relative humidity, while the parameters studied in the case of superheated steam drying were steam velocity, temperature and pressure. In addition, determine the inversion temperature of the impinging stream dryer. Based on the calculation it was found that the drying rate, For hot air drying, increased with an increase of the inlet hot air temperature and velocity, while the drying rate decreased with an increase of the inlet air relative humidity. For superheated steam drying it was found that an increase of superheated steam temperature and velocity led to an increase in the drying rate. Increasing of the steam pressure, however, led to an adverse effect of reduced drying rate. The inversion temperature equal to 212 °C at the drying rate of 60 kg_{water}/m^2h.

KEYWORDS: Drying rate, Hot air, Impinging streams, Inversion temperature, Superheated steam

---

[1]Ph.D. Student, [2]Professor, School of Energy and Materials,

[3]Assistant Professor, Department of Food Engineering,

King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-24708695 Ext. 112; Fax: 0-24708663; E-mail address: Kitti@swu.ac.th

INTRODUCTION

Impinging stream (IS) dryer is a class of dryers in which moisture evaporation from wet particles take place mostly in an impingement zone occurred as a result of collision of two directed high velocity gas streams. Several investigators have studied impinging stream dryers of various designs to determine the effects of various geometric and operating parameters on the performance of these dryers. Kitron and Tamir (1988) studied hydrodynamic, particle residence time distribution, and drying as well as heat transfer performance of a coaxial gas-solid two impinging streams. It was found that the effective volume in heat and mass transfer processes was not the actual volume of the dryer but was a certain volume located between the faces of the inlet pipes of the dryer. Kudra and Mujumdar (1989) reviewed the characteristics of various impinging stream dryers for particulate or pasty materials in terms of hydrodynamics, pressure drop and heat transfer along with their industrial applications. Kitron and Tamir (1990) presented the scale-up rules and defined the characteristic behavior of coaxial impinging stream reactors in terms of the hydrodynamics, mean residence time and RTD of the particles and heat transfer during drying in this type of reactors. Generally, impinging stream dryers use hot air as the drying medium but a few paper have proposed via mathematical model the use of superheated steam as the drying medium. Mujumdar et al. (2000) used a computational model to predict the drying performance of a superheated steam impinging stream dryer. It was found from the simulation that the dryer could remove the moisture from the particles over a short residence time and the dryer operated at 202 kPa yielded better drying performance than at other operating pressures tested.

This study was aimed at investigating the effects of various operating conditions on the overall performance of an impinging stream dryer (Figure 1) using both hot air and superheated steam as the drying media by calculating the rate of water evaporation from a single particle during drying in the constant rate period. In addition, the relationship between the rate of water evaporation and the drying medium temperature, both in the cases of hot air and superheated steam drying, was investigated in order to determine the inversion temperature of the impinging stream dryer studied.

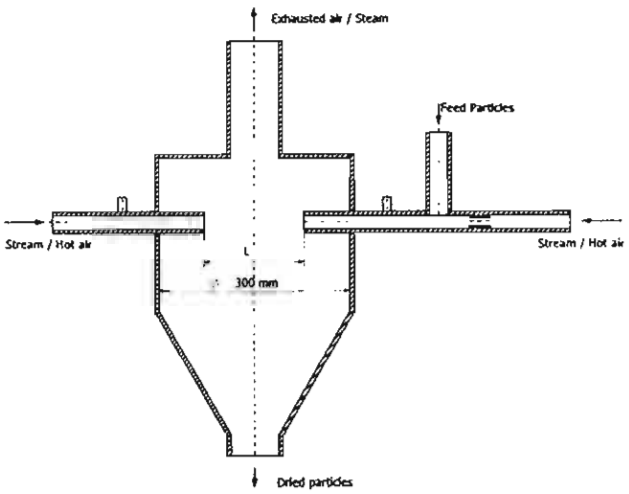


Fig. 1 A schematic sketch of the IS dryer studied

MATHEMATICAL MODEL

In order to study the effects of various operating conditions of an impinging stream dryer the rate of water evaporation from a single particle during a constant rate period drying was calculated. The drying rate in a constant rate period is dependent only on the heat transfer rate to the surface of the particle:

$$N = q'/\lambda = h\,(T_{air/steam} - T_{surface})/\lambda \quad (1)$$

where N is the rate of water evaporation (or drying rate), $T_{surface}$ is the surface temperature of a particle, which equals to the wet bulb temperature in the case of hot air drying and the boiling temperature at the dryer operating pressure in the case of superheated steam drying.

Modeling of hot air drying

The first step in modeling hot air drying was to calculate the value of the heat transfer coefficient. Tamir (1994) recommended the following equation for the calculation of Nusselt number which would lead to the calculation of the heat transfer coefficient of a spherical particle undergoing drying in an impinging stream dryer:

$$Nu = hd_p/k = 2 + 0.552\,Re_p^{1/2}\,Pr^{1/3} \quad (2)$$

The latent heat of vaporization (J/kg) can be found from an inlet air temperature following Eq. (3)

$$\lambda = 6.291\times10^{6} - 2.746\times10^{4}(T_a) + 65.991(T_a)^2 - 5.765\times10\text{-}2\,(T_a)^3 \quad (3)$$

The wet bulb temperature was found using the following relation:

$$T_w = [(\gamma \times T_a) + (\delta \times T_{dew\ point})] / (\gamma + \delta) \quad (4)$$

Where $e = (RH/100) \times 0.611 \times \exp[17.27 \times T_a/(T_a + 237.7)]$, $T_{dew\ point} = [116.9 + 237.3\ln(e)] / [16.78 - \ln(e)]$

$\gamma = 0.000666 \times P$ ($P = 98.642$ kPa), $\delta = 4098 \times (e / T_{dew\ point} + 237.3)^2$

The rate of heat transfer per unit area of particle (W/m2) was then calculated using Eq. (5)

$$q' = h\,(T_{air} - T_{surface}) \quad (5)$$

Finally, the rate of water evaporation (or drying rate) was calculated from Eq.(1). The calculation was performed at various inlet air temperatures, velocities and relative humidities to study the effects of these parameters on the rate of water evaporation.

Modeling of superheated steam drying

When modeling drying using superheated steam as the drying medium the same equation as that used for hot air drying can also be used to calculate the latent heat of vaporization with the change of air temperature to steam temperature.

Similar to hot air drying, calculations were performed to study the effects of various operating parameters viz. steam temperature, pressure and velocity on the rate of water evaporation. Finally, the relationship between the rate of water evaporation and the drying medium temperature was investigated in order to determine the value of the inversion temperature of the impinging stream dryer studied. In the present study, the primary data of the simulation were collected from Kitron and Tamir (1988), Kudra and Mujumdar (1989) and Tamir (1994) as 1.54×10^{-3} m of d_p, 0.02 m of D, 1172 kg/m^3 of ρ_p and 6.5×10^{-4} m^3 of V_r.

Properties of air

(Reference data in the range -40 to 1000 °C)

$C_p = 1.00926\times10^{3} - 4.0403\times10^{-2}T + 6.1759\times10^{-4}T^{2} - 4.097\times10^{-7}T^{3}$: (J/kg K)

$k = 2.425\times10^{-2} + 7.889\times10^{-5}T - 1.790\times10^{-8}T^{2} - 8.570\times10^{-12}T^{3}$: (W/m K)

$\rho = PM_a/(RT_{abs})$: (kg/m3)

$\mu = 1.691\times10^{-5} + 4.984\times10^{-8}T - 3.187\times10^{-11}T^{2} + 1.319\times10^{-14}T^{3}$: (kg/m.s)

Where P = 101325 Pa, M_a = 28.947 kg / kmol, R = 8.314 Pa m^3 / mol K

Properties of Superheated Steam

$\rho = PM_a/(RT_{abs})$

Where M_a = 18.016 kg / kmol, R = 8.314 Pa m^3 / mol K

For 323 K < Tabs < 1773 K and 10 kPa < P < 600 kPa

$$\mu = a + b\left(\frac{T}{T_o}\right) + c\left(\frac{T}{T_o}\right)^2 - \frac{\rho}{\rho_c}\left[d + e\left(\frac{T}{T_o}\right)\right], \rho = [\text{kg m}^{-3}], T = [\text{K}]$$

$0°C \le t \le 326.93°C$, $0 \le p \le 165$ bar, $a = -2.61879\times10^{-6}$, $b = 1.05282\times10^{-5}$, $c = 1.96101\times10^{-7}$,

$d = 9.26499\times10^{-5}$, $e = -4.21733\times10^{-5}$, $1/\rho_c = 0.00315$ m3 kg^{-1}, $T_o = 273.15$ K,

$k_{steam} = 7.85\times10^{-5}(T_{abs}) - 5.21\times10^{-3}$, $\alpha_{steam} = 1.58\times10^{-7}(T_{abs}) - 4\times10^{-5}$

RESULTS AND DISCUSSION

Performance of a hot air IS dryer

Figure 2 shows the plots of the effect of inlet air velocity on the water evaporation rate with the inlet air temperature as a parameter. It was found, as expected, that an increase of the inlet air velocity led to an increase of the water evaporation rate. This is due to the fact that a higher air velocity led to a stronger collision between the opposed streams; the impingement zone had higher turbulence intensity and higher heat transfer coefficient due to thinner boundary layer around the particle and hence higher rate of water evaporation.

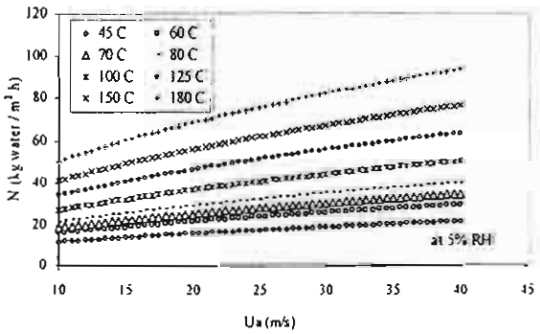


Fig. 2 Effect of inlet air velocity on water evaporation rate (RH = 5%, air temperature = 45-180 °C)

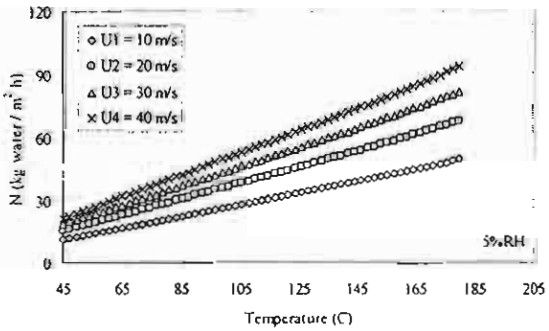


Fig. 3 Effect of inlet air temperature on water evaporation rate (RH = 5%, air velocity = 10-40 m/s)

The variations of the calculated water evaporation rate with the inlet air temperature are plotted in Figure 3 with the inlet air velocity as a parameter. As a result of the calculation it was found that the values of the heat transfer coefficient changed only as the inlet hot air temperature increased. Both heat transfer rates and water evaporation rates increased, however, due to the larger differences between the inlet air temperature and the surface (wet bulb) temperature. However, if the inlet air temperature was increased at a fixed inlet air relative humidity, the wet bulb temperature remained almost unchanged. Therefore, a larger temperature difference is required if a higher rate of water evaporation is desired.

Figure 4 illustrates the effect of air relative humidity on the calculated rate of water evaporation at various fixed inlet air velocities. It was observed that the water evaporation rate decreased with an increase of the relative humidity of inlet hot air. This is due to the fact that some amount of heat supplied to the system must be used for the reduction of inlet air humidity prior to being used to evaporate water from the drying particle. In other words, an increase of the inlet air relative humidity at a fixed temperature led to a reduction of the water evaporation rate. Raising the air relative humidity also led to an increase of the wet bulb hence smaller temperature driving force for heat transfer at a fixed inlet air temperature.

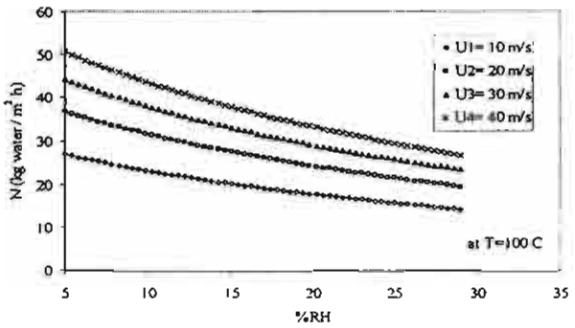


Fig. 4 Effect of relative humidity on water evaporation rate (air temperature = 100 °C, air velocity = 10-40 m/s)

Performance of a superheated steam IS dryer

Figure 5 shows the plots of the effect of inlet steam velocity on the water evaporation rate at various fixed inlet steam temperatures. As a result of the calculation it was found that the water evaporation rate were higher of higher steam velocities. This is due to the higher heat transfer coefficients, as mentioned earlier for the case of hot air drying.

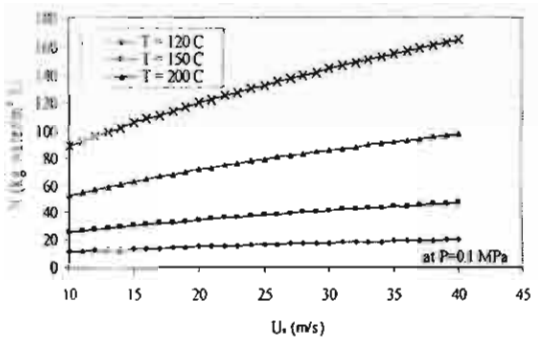


Fig. 5 Effect of inlet steam velocity on water evaporation rate (P = 0.1 MPa, temperature = 120-250 °C)

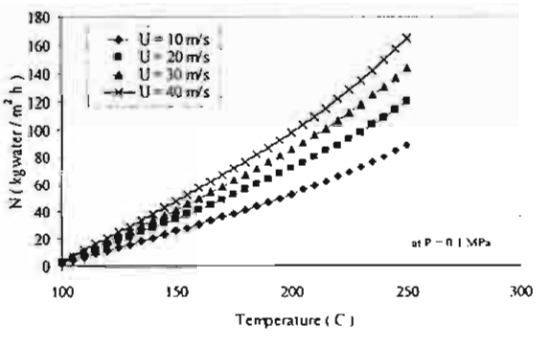


Fig. 6 Effect of inlet steam temperature the water evaporation rate (P = 0.1 MPa, velocity = 10-40 m/s)

The variations of the calculated water evaporation rate with the superheated steam temperature are plotted in Figure 6 with the inlet steam velocity as a parameter. In the case of superheated steam drying the temperature difference used in the calculation of the rate of heat transfer and hence the rate of water evaporation is the difference between the steam temperature and the boiling point of water at the dryer operating pressure. Since, in this case, the pressure was held constant, the boiling point of water was also constant. Therefore, as the steam temperature increased the temperature difference and thus the rate of water evaporation increased.

Finally, the plots of the variations of the rate of water evaporation with the dryer operating pressure are shown in Figure 7. Raising the dryer operating pressure led to a reduction of the drying rate since the boiling point of water increased, which in turn affected the temperature driving force adversely.

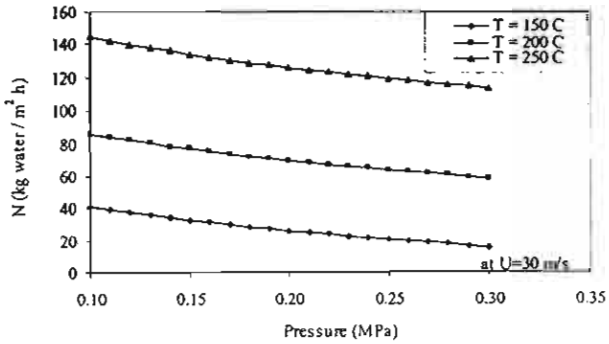


Fig. 7 Effect of inlet steam pressure on water evaporation rate (velocity = 30 m/s, temperature = 150-250 °C)

Inversion temperature of an impinging stream dryer

Since superheated steam has heat transfer properties superior than those of air at the same temperature, the convective heat transfer coefficient in superheated steam drying is generally higher than that in air drying. The temperature driving force in the case of hot air drying is, however, higher than that in the case of superheated steam drying at lower operating temperatures of the dryer. An inversion temperature is thus defined as the temperature beyond which the superheated steam drying rate is higher than the hot air drying rate.

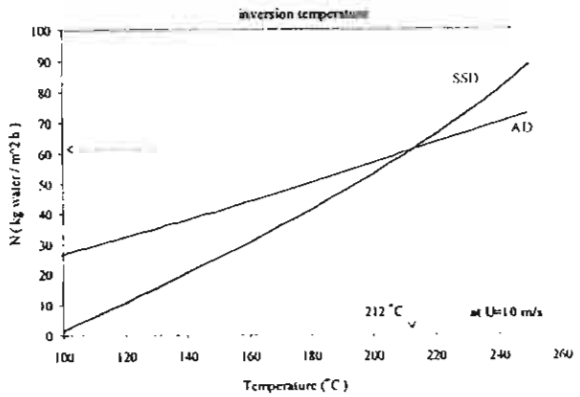


Fig. 8 Inversion temperature of an impinging stream dryer studied

Figure 8 shows the relationship between the rates of water evaporation, both in the cases of hot air and superheated steam drying, and the medium temperature. Based on the above definition of inversion temperature this temperature was found to be around 212 °C for the impinging stream dryer studied. This value is indeed in the same range as that reported for impingement flow, i.e., in the range of 175-230 °C (Bond et al., 1994). At this temperature the water evaporation rate is around 60 kg_{water}/m^2h. The calculation was carried out at a steam pressure of 0.1 MPa and a steam velocity of 10 m/s.

CONCLUSION

The water evaporation rates, both in the cases of hot air and superheated steam impinging stream drying, were numerically calculated. For the case of hot air drying it was found that an increase of the inlet air velocity and inlet air temperature led to an increase of the water evaporation rate while the inlet air relative humidity had an adverse effect on the water evaporation rate. For the case of superheated steam drying it was found that the inlet air velocity and inlet air temperature led to an increase of the water evaporation rate while the steam pressure had a negative effect on the water evaporation rate. In addition, an inversion temperature of the impinging stream dryer was also calculated and was reported to be around 212 °C at the evaporation rate of 60 kg_{water}/m^2h.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to express their sincere appreciation to The Thailand Research Fund (TRF) and Energy Policy and Planning Office (EPPO) for supporting this study financially.

NOMENCLATURE

A	total surface area of particle, m^2	T_a	air temperature, °C
D	diameter of pipe, m	T_b	boiling temperature, °C
d_p	diameter of particle, m	T_d	dry bulb temperature, °C
h	heat transfer coefficient, $W/(m^2K)$	T_w	wet bulb temperature, °C
k_a	heat conductivity of air, W/(m.K)	U_a	hot air velocity, m/s
k_s	heat conductivity of steam, W/(m.K)	U_s	superheated steam velocity, m/s
N	evaporation rate, kg_{water}/m^2h	V_r	volume of dryer, m^3
Nu	Nusselt number	λ	heat of vaporization, J/kg
Pr	Prandtl number	ρ	density, kg/m^3
q'	rate of heat transfer per area, W/m^2	ν	kinematic viscosity, m^2/s
Re_p	particle Reynolds number	μ	dynamic viscosity, kg/m.s

ρ_p	density of particle, kg/m^3	*subscripts*	
τ	residence time of particles, second	a	air
e	ambient vapor pressure, kPa	p	particle
δ	constant constant based upon ambient barometric pressure	s	steam

REFERENCES

A. Kitron and A. Tamir. 1990. Characteristics and Scale-up of Coaxial Impinging Streams Gas–Solid Contractors. Drying Technology-An International Journal. 8(4): 781-810.

A. Tamir. 1994. Impinging–Stream Reactors. Elsevier Science Publishers. Amsterdam.

A.S. Mujumdar, S.M. Hosseinalipour and S. Devahastin. 2000. A Two-Dimensional Superheated Steam Impinging Stream Dryer. Bulletin of Polish Academy of Sciences Technical Sciences. 48: 287-299.

F.P. Incropera and D.P. Dewitt. 2002. Introduction to Heat Transfer. 4th edition. John Wiley & Sons, New York.

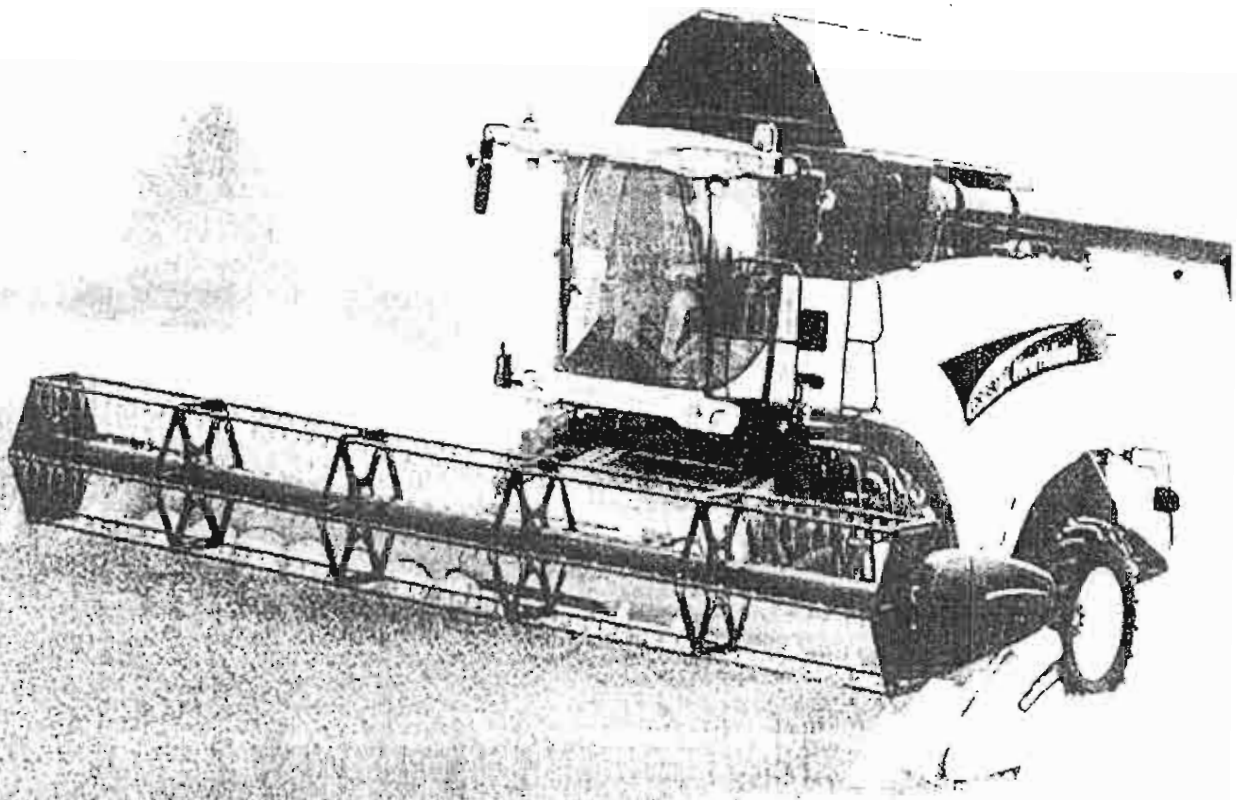
J.F. Bond, A.S. Mujumdar, A.R.P. van Heiningen, W.J.M. Douglas. 1994. Drying Paper by Impinging Jets of Superheated Steam, Part 2: Comparison of Steam and Air as Drying Fluids. Canadian Journal of Chemical Engineering. 72: 452-456.

T. Kudra and A.S. Mujumdar. 1989. Impingement Stream Dryers for Particles and Pastes. Drying Technology-An International Journal. 7: 219-266.

Y. Kitron and A. Tamir. 1988. Performance of a Coaxial Gas-Solid Two-Impinging-Streams (TIS) Reactor: Hydrodynamics, Residence Time Distribution, and Drying Heat Transfer, Industrial & Engineering Chemistry Research. 27: 1760-1767.

วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

แบบจำลองการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ

กิตติศักดิ์ วิธินันทกิตติ์[1]* สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2] อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ ซึ่งผลจากการทำนายค่าความชื้นและความชื้นสัมพัทธ์ในของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกจะถูกนำมาเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยทำการทดลองในภาชนะหุ้มฉนวนที่ปิดสนิทเพื่ออบแห้งข้าวเปลือกจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33% d.b. ที่อัตราส่วนระหว่างแกลบต่อข้าวเปลือกเท่ากับ 1.0, 1.5 และ 2.0 ต่อ 1 โดยปริมาตร และความชื้นแกลบเริ่มต้นประมาณ 11.5, 4.5 และ 0.7% d.b. ผลจากการทดลองพบว่า ที่อัตราส่วนผสมของแกลบสูงและความชื้นเริ่มต้นของแกลบต่ำ สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้เร็วกว่าที่อัตราส่วนผสมของแกลบต่ำและความชื้นเริ่มต้นของแกลบสูง และความชื้นของข้าวเปลือกจะลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงแรกของการอบแห้งและแทบจะไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงเมื่อเวลาผ่านไป 2 ชั่วโมง และจากการวิเคราะห์แบบจำลองเปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทดลอง พบว่าสามารถทำนายอัตราการอบแห้ง ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกและความชื้นสัมพัทธ์ในของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกได้สอดคล้องกับผลการทดลอง

---

[1]นักศึกษา [3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [2]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8695 ต่อ 112; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: k_yong28@hotmail.com

MODELING OF PADDY DRYING USING RICE HUSK AS ADSORPTION MEDIUM

Kittisak Witinantakit[1]*, Somkiat Prachayawarakorn[2], Adisak Nathkaranakule[3] and Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

The objective of this research was to develop mathematical model of paddy drying using rice husk as an adsorbent medium. The prediction results of moisture content and relative humidity of mixture within closed vessels were compared to the experiment results. Paddy at initial moisture content of 33% d.b. was dried using rice husk at the volumetric mixing ratios of 1.0:1, 1.5:1, and 2.0:1, rice husk initial moisture contents of 11.5, 4.5 and 0.8% d.b. The experimental results showed that rice husk with low initial moisture content decreased the moisture of paddy faster than that with high initial moisture content. The high mixing ratio resulted in faster moisture desorption rate of paddy compared to the low mixing ratio. The reduction in moisture content of paddy rapidly decreased in the first 2 hours of drying time and no obvious change of the moisture content was found afterwards. The results of prediction were shown that drying rate, final moisture content of paddy and the relative humidity of mixture within closed vessels were in good agreement to those from the experiments.

KEYWORDS: Dehydration, Desiccant, Paddy

---

[1]Ph.D. student, [3]Assistant Professor, [4]Professor, School of Energy and Materials, [2]Associate Professor,
Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140
*Corresponding author. Tel.: 0-2470-8695 Ext. 112; Fax: 0-2470-8663; E-mail address: k_yong28@hotmail.com

บทนำ

ข้าวเปลือกหลังการเก็บเกี่ยวมีความชื้นค่อนข้างสูงประมาณ 25% d.b. และในบางครั้งอาจมีความชื้นสูงถึง 33% d.b. ซึ่งความชื้นสูงเป็นปัจจัยสำคัญที่ทำให้ข้าวเปลือกสูญเสียคุณภาพได้ง่าย ดังนั้นข้าวเปลือกหลังการเก็บเกี่ยวจำเป็นต้องผ่านกระบวนการอบแห้งลดความชื้นของข้าวเปลือกให้เหลือประมาณ 15-16.5% d.b. ซึ่งเป็นระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา (Soponronnarit and Nathkaranakule 1990) การอบแห้งด้วยลมร้อนเป็นวิธีหนึ่งที่นิยมใช้กันอย่างกว้างขวางในระดับอุตสาหกรรม เนื่องจากสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็ว แต่จะทำให้ข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยวิธีนี้เกิดการแตกร้าวได้ ในฤดูการเก็บเกี่ยวข้าวเปลือกความชื้นสูงปริมาณมากจะถูกส่งมาที่โรงสี ซึ่งมีความสามารถในการอบแห้งข้าวเปลือกในปริมาณที่จำกัด ข้าวเปลือกบางส่วนต้องกองทิ้งไว้เพื่อรอเวลาอบแห้งทำให้ข้าวเปลือกมีคุณภาพตกต่ำลง ดังนั้นการใช้สารดูดความชื้นมาผสมกับข้าวเปลือกจึงเป็นวิธีการหนึ่งที่น่าสนใจเพื่อลดความชื้นของข้าวเปลือกในระดับหนึ่งก่อน ซึ่งวิธีการนี้ไม่ต้องใช้ความร้อนในการดึงน้ำออกจากข้าวเปลือก แต่น้ำจะเคลื่อนที่ออกจากข้าวเปลือกด้วยความแตกต่างของแรงดันไอระหว่างไอน้ำในอากาศและไอน้ำที่ผิวของข้าวเปลือก ดังนั้นวิธีการนี้จึงไม่ส่งผลเสียต่อคุณภาพของข้าวเปลือก Yamaguchi and Kawasaki (1994) ได้ทำการศึกษาโดยใช้ซิลิกาเจล (silica gel) เป็นตัวดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือก และ Sturton, Bilanski, and Menzies (1981 and 1983) ได้ทำการศึกษาการอบแห้งข้าวสาลี ข้าวโอ๊ต และข้าวโพดโดยใช้ bentonite พบว่า ความชื้นเริ่มต้นและปริมาณสารดูดความชื้น มีผลต่ออัตราการอบแห้งและความชื้นสุดท้ายของเมล็ดพืช นอกจากนี้ Raghavan (1988) ได้ทำการศึกษาการอบแห้งข้าวโพดโดยใช้ molecular sieve พบว่า อุณหภูมิเริ่มต้นและขนาดของสารดูดความชื้นมีผลต่ออัตราการอบแห้งและความชื้นสุดท้ายของเมล็ดพืช เช่นกัน

แกลบเป็นผลพลอยได้ส่วนหนึ่งจากการสีข้าวเปลือกซึ่งมีปริมาณค่อนข้างมาก ราคาถูก และแกลบเป็นวัสดุที่เบากว่าข้าวเปลือกทำให้สามารถแยกออกจากข้าวเปลือกได้ง่าย ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับความชื้นของข้าวเปลือก

งานวิจัยนี้เป็นการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เพื่อทำนายการเปลี่ยนแปลงความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่อยู่ภายในถังและความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกต่างๆ กัน และนำผลการทำนายที่ได้เปรียบเทียบกับผลการทดลอง

อุปกรณ์และวิธีการ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาตัวแปรต่างๆ คือ ข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 30-33%d.b. โดยใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นประมาณ 11.5, 4.5, 0.6%d.b.ตามลำดับ โดยมีอัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกประมาณ 1.0, 1.5 และ 2.0 ต่อ 1 โดยปริมาตร (0.172, 0.258 และ 0.344:1 โดยมวล) ซึ่งรายละเอียดของการทดลองมีดังนี้

ในการทดลองได้ใช้ถังขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในประมาณ 18 cm สูงประมาณ 22 cm หุ้มด้วยฉนวนหนาประมาณ 10 cm โดยนำข้าวเปลือกพันธุ์สุพรรณบุรี 1 ทำให้มีความชื้นประมาณ 30-33% d.b. แล้วนำไปเก็บในห้องเย็นที่อุณหภูมิ 3-5°C เป็นเวลา 7 วัน ก่อนทำการทดลองได้นำข้าวเปลือกที่เก็บไว้ในห้องเย็นออกมาทิ้งไว้ในบรรยากาศแวดล้อมจนกระทั่งอุณหภูมิของข้าวเปลือกใกล้เคียงกับอุณหภูมิแวดล้อม ส่วนแกลบที่ใช้ทดลองจะนำไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าให้ได้ความชื้นใกล้เคียงกับที่กำหนดไว้ แล้วนำมาเก็บไว้ใน desiccator จนมีอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิแวดล้อม

ในการทดลองแต่ละครั้งใช้ข้าวเปลือกประมาณ 1300 g ผสมกับแกลบตามอัตราส่วนต่างๆ แล้ววัดอุณหภูมิของผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบภายในถังโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกผล (รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ -100 ถึง 1300°C ความละเอียด ±0.2% ของค่าที่อ่านได้) และวัดความชื้นสัมพัทธ์ภายในถังโดยใช้เครื่องวัดความชื้นสัมพัทธ์ (รุ่น SK-110TRH ความละเอียด ±4% ของค่าที่อ่านได้) เมื่อถึงเวลาที่กำหนดไว้จะนำของผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบมาแยกแกลบออกโดยใช้ลมเป็นตัวเป่าแกลบออกจากข้าวเปลือก แล้วนำข้าวเปลือกที่ผ่านการแยกแกลบไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนมีความชื้นเหลือประมาณ 16.5% d.b. สำหรับการหาความชื้นของข้าวเปลือกจะเก็บตัวอย่างครั้งละประมาณ 50 g ไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง (AOAC 1995)

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวดูดซับ

ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวดูดซับ สมมติว่าการคลุกเคล้าระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกเป็นไปอย่างสมบูรณ์ ความชื้นที่ผิวของข้าวเปลือกจะระเหยสู่อากาศแวดล้อมเนื่องจากการพามวลซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการแหร่ของความชื้นที่ออกจากวัสดุ ขณะเดียวกันแกลบจะดูดซับความชื้นจากอากาศแวดล้อมเนื่องจากการพามวลเช่นกัน ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศจะเกิดการเปลี่ยนแปลงตามกลไกของการคายความชื้นของข้าวเปลือกและการดูดซับความชื้นของแกลบ ส่งผลให้ค่าความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกและแกลบเปลี่ยนแปลงตามไปด้วย เมื่อเวลาผ่านไปแรงดันไอที่ผิวของข้าวเปลือกและแกลบจะมีค่าเท่ากับแรงดันไอที่บรรยากาศรอบๆ วัสดุ นั่นคือ ความชื้นของวัสดุเข้าสู่จุดสมดุลแล้ว ในงานวิจัยนี้จะพิจารณาให้กระบวนการดูดซับที่เกิดขึ้นเป็นแบบกายภาพ ไม่มีการเปลี่ยนแปลงสมบัติเชิงความร้อนของวัสดุ และสัมประสิทธิ์การแหร่ของความชื้นในวัสดุมีค่าคงที่ ซึ่งแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้คำนวณหาอัตราการอบแห้งจะใช้ Numerical method ในรูปแบบของระเบียบวิธีผลต่างสืบเนื่อง (Finite Difference) แบบ Explicit method ในการแก้ปัญหากระบวนการดูดซับมีวัสดุสองชนิดที่เกิดการเปลี่ยนแปลงความชื้น ดังนั้นสมการที่ใช้ในการคำนวณจึงต้องแยกพิจารณาเป็นของวัสดุที่คายความชื้นและดูดความชื้น คือ ข้าวเปลือกและแกลบ

ข้าวเปลือก

ในงานวิจัยนี้สมมติให้ข้าวเปลือกมีลักษณะเป็นทรงกลม ดังนั้นการเคลื่อนที่ของความชื้นสามารถอธิบายด้วยสมการของ Fick ดังนี้

$$\frac{\partial M_p}{\partial t} = D_p\left[\frac{\partial^2 M_p}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial M_p}{\partial r}\right] \qquad (1)$$

เมื่อ D_p คือ สัมประสิทธิ์การแหร่ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือก, m^2/s

M_p คือ ความชื้นของข้าวเปลือก, d.b.

r คือ ระยะในแนวรัศมี, m

t คือ เวลา, sec

โดยมีสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขต ดังนี้

$$M_p = M_{p,i} \qquad t = 0,\ 0 \le r \le R \qquad (2)$$

$$\frac{\partial M_p}{\partial r} = 0 \qquad t > 0,\ r = 0 \qquad (3)$$

ความชื้นที่ผิวของข้าวเปลือกจะระเหยสู่อากาศแวดล้อม เนื่องจากการพามวลซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการแพร่ของความชื้นที่ออกจากวัสดุ ดังนั้นสภาวะขอบเขตที่ผิวของข้าวเปลือก ณ เวลา $t > 0$ สามารถเขียนได้ดังสมการที่ (4) ซึ่งในงานวิจัยนี้กระบวนการดูดซับความชื้นของข้าวเปลือกโดยแกลบเกิดขึ้นภายในระบบปิด ความชื้นที่ระเหยออกมาจากข้าวเปลือกส่วนหนึ่งจะถูกแกลบดูดซับไว้และอีกส่วนหนึ่งจะอยู่ในอากาศ ทำให้ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเปลี่ยนแปลงตลอดเวลา ส่งผลให้ความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกเปลี่ยนแปลงตามเวลาไปด้วย ซึ่งในการแก้ปัญหาจำเป็นต้องคำนวณหาค่าความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกใหม่ทุกครั้ง ณ ช่วงเวลา Δt ที่พิจารณา

$$-D_p \frac{\partial M_p}{\partial r} = h_{m,p}(M_{p,s} - M_{p,\infty}) \quad (4)$$

เมื่อ $h_{m,p}$ คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศนิ่งที่อยู่ล้อมรอบวัสดุ, m/s

$M_{p,e}$, $M_{p,i}$, $M_{p,s}$ คือ ความชื้นสมดุล, เริ่มต้น และที่ผิวของข้าวเปลือกตามลำดับ, d.b.

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นผ่านข้าวเปลือก สามารถคำนวณได้โดยใช้สมการของ Becker and Sallans (1971) ดังสมการที่ (5)

$$D_p = 8.25 \times 10^{-3} \exp(-6140/T) \quad (5)$$

ความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกสามารถคำนวณได้โดยใช้สมการสมดุลที่พัฒนาโดย ชอบ (2530) ดังสมการที่ (6)

$$RH = \exp[-21803 \times \exp(-0.187 \times 100M_{p,e})]/(RT) \quad (6)$$

เมื่อ R คือ ค่าคงที่ของก๊าซสากล, kJ/kmol. K

RH คือ ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ, decimal

T คือ อุณหภูมิของอากาศ, K

การหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศนิ่งที่อยู่ล้อมรอบวัสดุ สามารถหาได้จากความสัมพันธ์ระหว่างการถ่ายเทมวลและความร้อน เนื่องจากการพามวลที่ผิวของวัสดุมีลักษณะคล้ายคลึงกับการพาความร้อนที่ผิวของวัสดุ ดังนั้นสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศนิ่งที่อยู่ล้อมรอบวัสดุ สามารถหาได้จากสมการที่ (7) (Incropera and Dewitt 2002)

$$\frac{\bar{h}_p}{h_{m,p}} = \rho C_p Le^{2/3} \quad (7)$$

โดยที่

$$\bar{h}_p = \frac{k\overline{Nu}_p}{d_p} \quad (8)$$

และ

$$\overline{Nu}_p = 2 + \frac{0.589 Ra_p^{1/4}}{[1 + (0.469/Pr)^{9/16}]^{4/9}}, \quad (Pr \geq 0.7 \text{ และ } Ra \leq 10^{11}) \quad (9)$$

เมื่อ $\bar{h}_p$ คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของข้าวเปลือก, W/m^2K

ρ คือ ความหนาแน่นของอากาศ, kg/m3

C_p คือ ค่าความร้อนจำเพาะของอากาศ, kJ/kg. K

Le คือ Lewis number ของอากาศ, ไร้มิติ

k คือ ค่าการนำความร้อนของอากาศ, W/m K

$\overline{Nu}_p$ คือ Nusselt number ของข้าวเปลือก, ไร้มิติ

d_p คือ เส้นผ่าศูนย์กลางของข้าวเปลือก, m

Ra_p คือ Rayleigh number ของข้าวเปลือก, ไร้มิติ

Pr คือ Prandtl number, ไร้มิติ

จากสภาวะขอบเขตในสมการที่ (4) แสดงถึงอัตราการระเหยน้ำที่เป็นผลเนื่องมาจากการถ่ายเทความชื้นที่ผิวของข้าวเปลือกที่เกิดจากการแพร่อันเนื่องมากจากความแตกต่างของความชื้นที่ผิวของข้าวเปลือกและความชื้นสมดุล ณ สภาวะของอากาศบริเวณรอบๆ ซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการแพร่ของความชื้นที่ออกจากข้าวเปลือก และในการแก้ปัญหาจะกำหนดตำแหน่งจุดศูนย์กลางของรัศมีให้เท่ากับ r_0 และตำแหน่งรัศมีนอกสุดเท่ากับ R โดยแบ่งจำนวน node เป็น 35 node ตั้งแต่ตำแหน่ง i = 0 ถึง i = N ซึ่งที่ตำแหน่ง r_0 กำหนดให้เป็น i = 0 และที่ตำแหน่ง R เป็น i = N โดยในช่วงระหว่างหนึ่ง node จะเท่ากับ Δr

แกลบ

สมมติให้แกลบเป็นวัสดุแผ่นแบนที่กว้างและยาวมาก และการเคลื่อนที่ของความชื้นภายในแกลบสามารถเขียนได้ดังสมการที่ (10)

$$\frac{\partial M_h}{\partial t} = D_h\left[\frac{\partial^2 M_h}{\partial x^2}\right] \tag{10}$$

เมื่อ D_h คือ สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นภายในแกลบ, m^2/s

M_h คือ ความชื้นของแกลบ, d.b.

x คือ ความหนาของแกลบ, m

โดยมีสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขต ดังนี้

$$M_h = M_{h,i} \qquad t = 0,\ 0 \le x \le \pm L \tag{11}$$

$$\frac{\partial M_h}{\partial x} = 0 \qquad t > 0,\ x = 0 \tag{12}$$

ความชื้นที่ผิวของแกลบจะเพิ่มขึ้นเนื่องจากการพามวลซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการแพร่ของความชื้นของวัสดุ ดังนั้นสภาวะขอบเขตที่ผิวของข้าวเปลือก ณ เวลา $t > 0$ สามารถเขียนได้ดังสมการที่ (13) ในทำนองคล้ายกับสภาวะขอบเขตของ

$$D_h \frac{\partial M_h}{\partial x} = h_{m,h}(M_{h,e} - M_{h,s}) \quad (13)$$

เมื่อ $h_{m,h}$ คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างแกลบกับอากาศนิ่งที่อยู่ล้อมรอบวัสดุ, m/s

$M_{h,e}$, $M_{h,i}$, $M_{b,s}$ คือ ความชื้นสมดุล, เริ่มต้น และที่ผิวของแกลบตามลำดับ, d.b.

ในทำนองคล้ายกับการคำนวณหา ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศนิ่งที่อยู่ล้อมรอบวัสดุ ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลระหว่างแกลบกับอากาศนิ่งที่อยู่ล้อมรอบวัสดุสามารถหาได้จากสมการที่ (7) เช่นกัน (Incropera and Dewitt 2002) โดยที่

$$Nu_h^{1/2} = 0.825 + \frac{0.387 Ra_h^{1/6}}{[1 + (0.492/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \quad (14)$$

เมื่อ $\overline{Nu}_h$ คือ Nusselt number ของแกลบ, ไร้มิติ

Ra_h คือ Rayleigh number ของแกลบ, ไร้มิติ

ความชื้นสมดุลของแกลบสามารถหาได้จากสมการที่ (15) ซึ่งมาจากผลการทดลองของ Karon and Adams (1949) ทดลองโดยนำแกลบใส่ไว้บนตะแกรงเหนือสารละลายเกลืออิ่มตัวภายในภาชนะที่ปิดสนิท แล้ววางไว้ใน desiccator เก็บไว้ที่อุณหภูมิ 25°C เป็นเวลานานประมาณ 42 วัน ความชื้นของแกลบจึงเข้าสู่จุดสมดุล

$$RH = \exp[-16906 \times \exp(-0.240 \times 100 M_{h,e})]/(298.13 \times R) \quad (15)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นผ่านแกลบ สามารถคำนวณได้โดยใช้สมการของ Steffe and Singh (1980) ดังสมการที่ (16)

$$D_h = 4.84 \times 10^2 \exp(-7.38 \times 10^3/T) \quad (16)$$

จากสภาวะขอบเขตในสมการที่ (13) แสดงถึงอัตราการดูดซับน้ำที่เป็นผลเนื่องมาจากการถ่ายเทความชื้นที่ผิวของแกลบที่เกิดจากการแพร่อันเนื่องมากจากความแตกต่างของความชื้นสมดุล ณ สภาวะของอากาศบริเวณรอบๆ และความชื้นที่ผิวของแกลบซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการแพร่ของความชื้นที่เข้าไปในแกลบ และในการแก้ปัญหาจะกำหนดตำแหน่งกึ่งกลางของความหนาให้เท่ากับ x และตำแหน่งรัศมีนอกสุดเท่ากับ ±L โดยแบ่งจำนวน node เป็น 5 node ตั้งแต่ตำแหน่ง i = 0 ถึง i = N ซึ่งที่ตำแหน่ง x_0 กำหนดให้เป็น i = 0 และที่ตำแหน่ง ±L เป็น i = N โดยในช่วงระหว่างหนึ่ง node จะเท่ากับ Δx

จากสมการข้างต้นสามารถหาผลเฉลยของสมการได้โดยใช้ระเบียบวิธีผลต่างสืบเนื่อง (Finite Difference) แบบ Explicit method ซึ่งจะได้ค่าความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบที่ node ต่างๆ (i = 0 ถึง N) ณ เวลาใดๆ และสามารถคำนวณหาความชื้นเฉลี่ยของวัสดุได้ดังสมการ (17)

$$\overline{M}(t) = \int M(r,t) * \frac{1}{V} dv \quad (17)$$

สมการสมดุลมวล

เมื่อคำนวณหาความชื้นเฉลี่ยของแกลบและข้าวเปลือกได้แล้ว จะสามารถคำนวณหาความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกที่เปลี่ยนแปลงไปได้ โดยทำการสมดุลมวลซึ่งน้ำที่ระเหยออกจากเมล็ดข้าวเปลือกจะมีค่าเท่ากับน้ำที่แกลบดูดซับไว้บวกกับปริมาณน้ำที่เพิ่มขึ้นในอากาศ ดังนั้นสมการสมดุลมวลสามารถเขียนได้ดังนี้

$$m_p(M'_{p,wc} - M'^{(t+1)}_{p,wc}) = m_h(M'^{(t+1)}_{h,wc} - M'_{h,wc}) + m_a(W'^{(t+1)}_a - W'_a) \quad (18)$$

โดยที่

$$W_a = 0.622P_v / (P-P_v) \quad (19)$$

และ

$$RH = P_v/P_{sat} \quad (20)$$

เมื่อ m_a, m_h, m_p คือ มวลแห้งของอากาศ แกลบ และข้าวเปลือก ตามลำดับ, kg

$M_{h,wc}$, $M_{p,wc}$ คือ ความชื้นเฉลี่ยของแกลบและข้าวเปลือกตามลำดับ, d.b.

P คือ ความดันของอากาศ, kPa

P_{sat} คือ ความดันไอน้ำอิ่มตัว, kPa

P_v คือ ความดันไอน้ำ, kPa

W_a คือ สัดส่วนความชื้นของอากาศ, decimal

ขั้นตอนการคำนวณ

ในการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ คือ จากสภาวะเริ่มต้น ณ เวลา $t = 0$ เราจะทราบค่าความชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือกและแกลบ และอัตราส่วนความชื้นและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราส่วนความชื้นและความชื้นสัมพัทธ์ของบรรยากาศแวดล้อม ดังนั้นขั้นตอนการคำนวณจะเริ่มต้นจากการสมมติค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ ณ เวลา $t + 1$ เพื่อคำนวณหาค่าความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกและแกลบจากสมการที่ (6) และ (15) ตามลำดับ จากนั้นคำนวณหาความชื้นของข้าวเปลือกจากสมการที่ (1) แกลบจากสมการที่ (10) และสามารถคำนวณหาความชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือกและแกลบที่เวลา $t + 1$ ได้จากสมการที่ (17) นำค่าที่คำนวณได้มาแทนลงในสมการที่ (18, 19 และ 20) ก็จะสามารถหาค่าความชื้นสัมพัทธ์ ณ เวลา $t + 1$ ได้ นำค่าความชื้นสัมพัทธ์ที่คำนวณได้เปรียบเทียบกับค่าที่สมมติไว้ ถ้ามีค่าแตกต่างกันมากกว่า 0.001 ต้องสมมติค่าความชื้นสัมพัทธ์ใหม่จนกว่าค่าความชื้นสัมพัทธ์ที่สมมติไว้จะมีค่าแตกต่างจากค่าที่คำนวณได้ไม่เกิน 0.001 ซึ่งจะได้ค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ ค่าความชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือกและแกลบที่ถูกต้อง ณ เวลา $t + 1$ ส่วนการคำนวณหาความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ ณ เวลาถัดไปสามารถคำนวณหาได้โดยวิธีเดียวกันกับที่กล่าวมาข้างต้น

ผลการทดลองและวิจารณ์

การเปลี่ยนแปลงความชื้นของวัสดุและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ

จากการเปรียบเทียบผลการทำนายความชื้นสัมพัทธ์ และความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับผลการทดลอง พบว่า ทำนายได้ใกล้เคียงกันดังรูปที่ 1 และจากรูปจะสังเกตได้ว่า ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศและความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบจะเกิดการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างมากในช่วง 2 ชั่วโมงแรก และเริ่มเปลี่ยนแปลงน้อยลงในชั่วโมงถัดไป เนื่องจากในช่วงแรกความดันไอที่ผิวของข้าวเปลือกและแกลบกับอากาศมีความแตกต่างกันค่อนข้างมาก ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกเคลื่อนที่ออกสู่บรรยากาศรอบๆ ได้อย่างรวดเร็ว

ทำให้ปริมาณไอน้ำในอากาศเพิ่มสูงขึ้นส่งผลให้ความชื้นสัมพัทธ์เพิ่มขึ้นตามไปด้วย ขณะเดียวกันแกลบซึ่งมีความชื้นเริ่มต้นต่ำก็สามารถดูดซับความชื้นบางส่วนจากอากาศได้อย่างรวดเร็วในช่วงแรกเช่นกัน เมื่อกระบวนการดูดซับผ่านไปประมาณ 2 ชั่วโมงความดันไอที่ผิวของข้าวเปลือกและแกลบกับอากาศเริ่มเข้าสู่จุดสมดุล ดังนั้นความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศและความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบจึงแทบจะไม่เกิดการเปลี่ยนแปลง เมื่อเวลาผ่านไป 7 ชั่วโมงความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศจะมีค่าประมาณ 0.96 และความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบมีค่าประมาณ 0.27 และ 0.20 d.b. ตามลำดับ

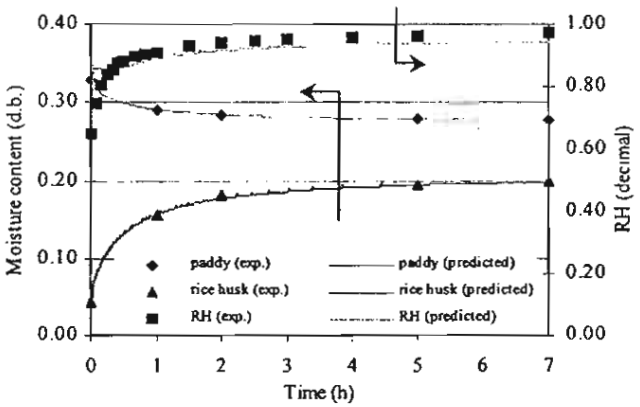


Fig 1. Comparison between experimental and predicted data of relative humidity and moisture contents of paddy and rice husk at volume ratio of rice husk to paddy of 1.5:1

ผลของความชื้นเริ่มต้นของแกลบต่อความชื้นของข้าวเปลือก

จากรูปที่ 2 แสดงให้เห็นว่าการใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นต่ำสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้มากและเร็วกว่าการใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นสูง เนื่องจากมีความแตกต่างของแรงดันไอระหว่างไอน้ำที่ผิวของข้าวเปลือกและไอน้ำที่ผิวของแกลบค่อนข้างมาก ทำให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกเคลื่อนที่ออกมาได้ง่ายขึ้นขณะที่แกลบสามารถดูดซับความชื้นได้อย่างรวดเร็ว การลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยวิธีนี้มีข้อจำกัดของตัวดูดซับความชื้น เนื่องจากแกลบดูดซับความชื้นได้ระดับหนึ่งก็จะถึงจุดสมดุลเมื่อแรงดันไอน้ำที่ผิวของข้าวเปลือกและแกลบมีค่าเท่ากัน ส่งผลให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกไม่สามารถเคลื่อนที่ออกสู่ภายนอกได้ ดังนั้นเมื่อถึงจุดสมดุลจำเป็นต้องเปลี่ยนแกลบที่มีความชื้นสูงออกและใส่แกลบที่มีความชื้นต่ำลงไปผสมกับข้าวเปลือกใหม่เพื่อให้สามารถดูดความชื้นของข้าวเปลือกได้ จากรูปที่ 2 จะสังเกตได้ว่าระยะเวลาประมาณ 2 ชั่วโมงความชื้นของข้าวเปลือกแทบจะไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงซึ่งจำเป็นต้องเปลี่ยนแกลบใหม่ทุกๆ 2 ชั่วโมง

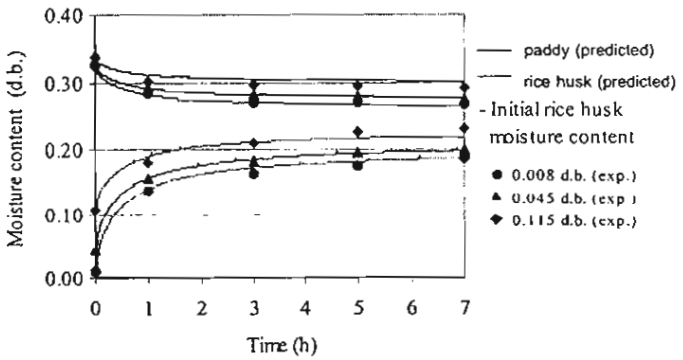


Fig 2. Effect of rice husk initial moisture content on drying rate of paddy at volume ratio of rice husk to paddy of 1.5:1

ผลของอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกต่อความชื้นของข้าวเปลือก

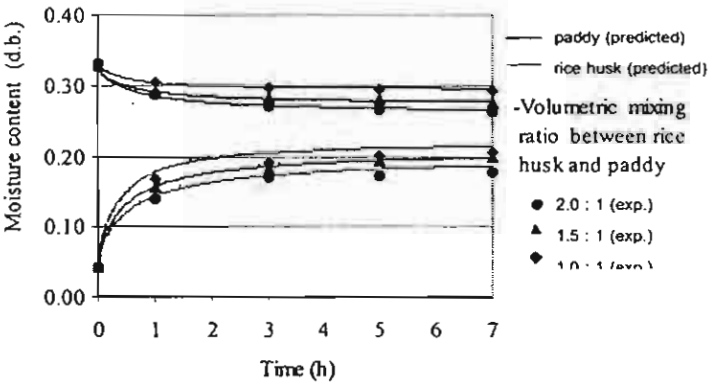


Fig 3. Moisture change of paddy and rice husk at various volume ratio of rice husk to paddy

จากผลการทดลองดังรูปที่ 3 แสดงให้เห็นว่าการเพิ่มอัตราส่วนผสมจาก 1.0:1 เป็น 1.5:1 โดยปริมาตร พบว่าสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้เร็วกว่าและข้าวเปลือกมีความชื้นสุดท้ายที่ต่ำกว่า เนื่องจากปริมาณแกลบที่สูงขึ้นจะเพิ่มพื้นที่สัมผัสกันระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกทำให้มีพื้นที่ผิวในการดูดซับความชื้นเพิ่มขึ้น แต่การเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกมากกว่า 1.5:1 โดยปริมาตร มีผลต่อการลดความชื้นของข้าวเปลือกน้อยลง เนื่องจากปริมาณแกลบที่เพิ่มขึ้นเกินกว่าอัตราส่วน 1.5:1 อาจจะไม่ได้เพิ่มพื้นที่สัมผัสกันระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก

สรุป

1. การใช้แกลบที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำ และการใช้อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกที่สูงขึ้น แต่ไม่เกิน 1.5:1 สามารถเพิ่มอัตราการดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือกและสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้มากขึ้น

2. ความชื้นของข้าวเปลือกเกิดการเปลี่ยนแปลงน้อยมากหลังจากเวลาผ่านไป 2 ชั่วโมง ดังนั้นจำเป็นต้องมีการแยกแกลบที่มีความชื้นสูงออกและผสมแกลบที่มีความชื้นต่ำเพื่อให้สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้

3. จากผลการทำนายความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ และความชื้นสัมพัทธ์ในของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก พบว่า ให้ผลการทำนายได้ใกล้เคียงกับผลการทดลอง

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และ The Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย

เอกสารอ้างอิง

Soponronnarit, S. and Nathakaranakule, A. 1990. Field experience of in-store drying of paddy under tropical climates, The 13th Proc. ASEAN Seminar on Grain Postharvest, 183-196. Brunai Darussalam.

Yamaguchi, S. and Kawasaki, H. 1994. Basic research for rice drying with silica gel, Drying Technology. 12(5): 1053-1067.

Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1981. Drying of cereal grains with the desiccant bentonite. Canadian Agricultural Engineering. 23: 101-103.

Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1983. Moisture exchange between corn and the desiccant bentonite in an intimate mixture. Canadian Agricultural Engineering. 25(1): 139-141.

Raghavan, G.S.V., Alikhani, Z., Fanous, M. and Block, E. 1988. Enhanced grain drying by conduction heating using molecular sieves. Transactions of the ASAE. 31(4): 1289-1294.

AOAC, 1995. Official methods of analysis 16th ed. Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.

Becker, H.A. and Sallans, H.R. 1971. Drying wheat in a spouted bed. On the continuous, moisture diffusion controlled drying of solid particles in a well-mixed, isothermal bed. Chem. Engng Sci. 13: 97-112.

ชอบ ลาขทอง 2530 การศึกษาคุณสมบัติเชิงฟิสิกส์ความร้อนของข้าวเปลือก วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์บหาบัณฑิต คณะพลังงานและวัสดุ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

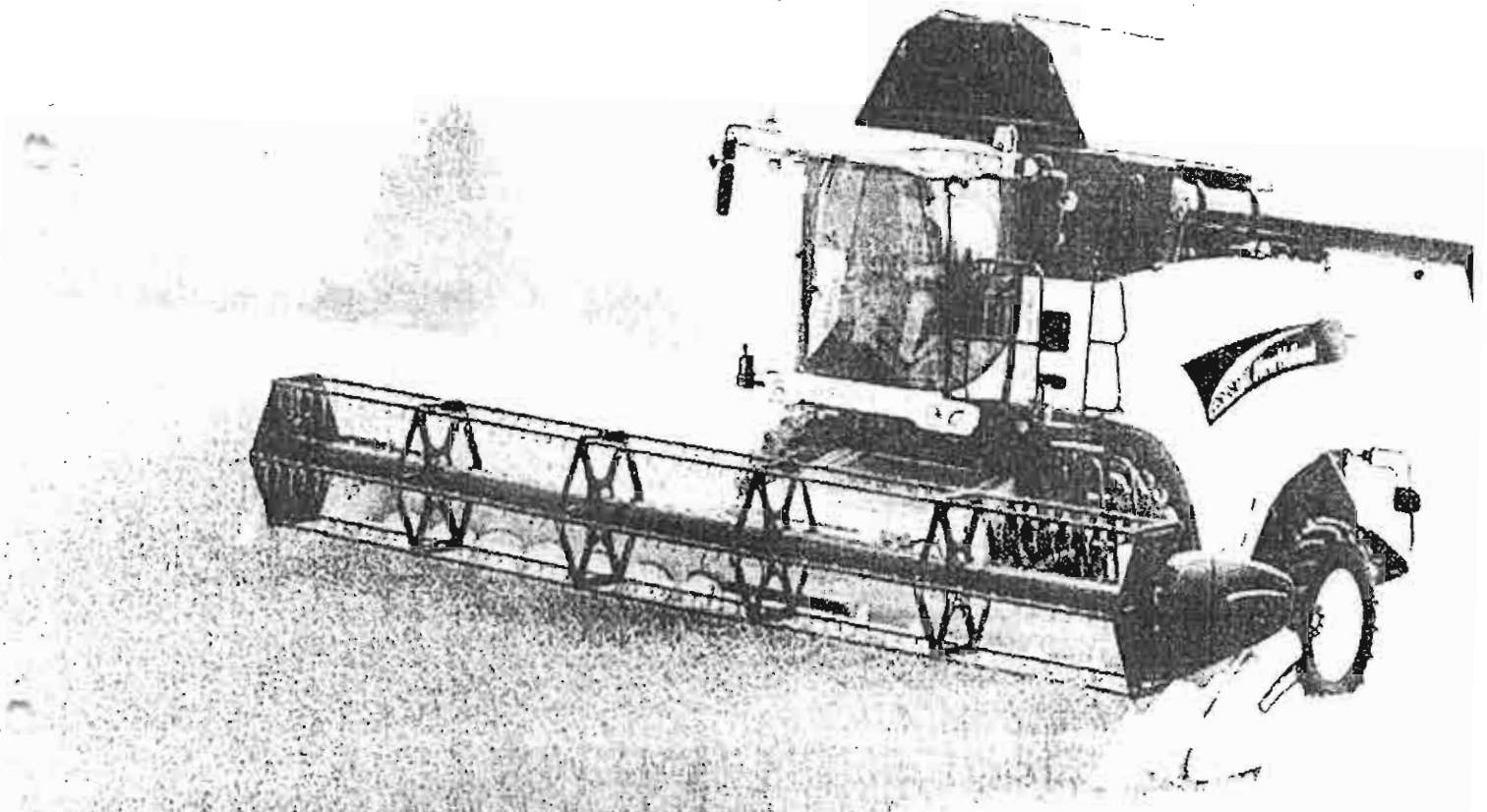
Incropera, F.P. and Dewitt, D.P. 2002. Fundamentals of Heat and Mass Transfer. 5th edition. John Wiley & Sons, New York. 981 p.

Karon, M.L. and Adams, M.E. 1949. Hygroscopic equilibrium of rice and rice fractions. Cereal Chemistry 26(1): 1-12.

Steffe, J.F. and Singh, R.P. 1980. Liquid Diffusivity of rough rice components. Transactions of the ASAE. 767-774.

วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

จลนพลศาสตร์การคืนตัวของทุเรียนอบแห้ง

จินดาพร จำรัสเลิศลักษณ์[1]* อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[2] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3] และ สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[4]

บทคัดย่อ

เนื่องจากผลิตภัณฑ์อบแห้ง เช่น ธัญพืชสำหรับรับประทานเป็นอาหารเช้า และผลไม้อบแห้งที่ใช้ผสมในธัญพืชสำหรับรับประทานเป็นอาหารเช้า ต้องนำไปแช่นมระหว่างการบริโภค ดังนั้นการศึกษาพฤติกรรมการคืนรูปของผลิตภัณฑ์อบแห้งระหว่างกระบวนการดูดซับนมดังกล่าวจึงเป็นสิ่งที่สำคัญ งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ ศึกษาการเปลี่ยนแปลงความชื้นของทุเรียนซึ่งผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 130-150 °C โดยการนำทุเรียนอบแห้งดังกล่าวแช่ในนมสดพร่องมันเนยที่อุณหภูมิ 15-40 °C จากการทดลองพบว่า ผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสามารถคืนรูปได้ดีกว่าผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งให้ผลิตภัณฑ์ที่มีความสามารถในการคืนรูปที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และทุเรียนอบแห้งที่แช่ในนมที่มีอุณหภูมิสูงสามารถดูดซับนมได้เร็วกว่าการแช่ในนมที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า เมื่อนำผลการทดลองที่ได้ไปเปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทำนายด้วยสมการ Peleg พบว่า สมการ Peleg สามารถทำนายการเปลี่ยนแปลงความชื้นในทุเรียนอบแห้งได้เป็นอย่างดี

---

[1]นักศึกษา [2]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ [3]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [4]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กทม. 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8695 ต่อ 112; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: jindapom@3dup.com

REHYDRATION KINETICS OF DRIED DURIAN

Jindaporn Jamradloedluk[1]*, Adisak Nathakaranakule[2], Somchart Soponronnarit[3] and Somkiat Prachayawarakorn[4]

ABSTRACT

Dehydrated products such as breakfast cereal and dried fruits mixed with the cereal need to be rehydrated during their use, the study of rehydration behavior of dried product is therefore important. This work is aimed at investigating moisture changes of durian dried at different conditions during soaking in 15-40°C semi-skimmed milk. The products dried at the higher temperature had a greater rehydration capacity than those dried at the lower temperature. Superheated steam drying provided the products with the greater rehydration capacity when compared to hot air drying. Dried durian soaked in the higher temperature milk adsorbed milk more rapidly than that soaked in the lower temperature milk. Peleg equation was proposed to describe the rehydration behavior of dried durian and it well fitted the experimental data.

KEYWORDS: Drying, Durian, Milk uptake, Superheated steam

[1]Ph.D Student, [2]Assistant Professor, [3]Professor, School of Energy and Materials, [4]Associate Professor,
Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140
*Corresponding author. Tel.: 0-24708695 ext. 112; Fax: 0-2470-8663; E-mail address: jindapom@3dup.com

INTRODUCTION

Durian (Durio zibethinus Murray) is one of the most popular and expensive tropical fruits in South-East Asia. Due to two facets of the fruit: its superlative flesh, which is highly nutritional; and its appearance, which resembles the throny thrones of Asian kings, durian is entitled "king of tropical fruit" (Subhadrabandhu and Ketsa, 2001). It is rich in carbohydrate, protein, fat, phosphorous, iron, and vitamin A. Corresponding to the government promotion for OTOP project, local fruits are processed into various forms. The most popular processed durian is durian chip obtained by deep-frying. Due to its high oil content, however, conventional fried durian may not be accepted by some customers concerning with health and the oil in the product also causes rancidity after a certain period of storage.

Drying of food and agro-products is widely used for several purposes: developing value added products, extending shelf-life, reducing packaging and shipping costs, improving sensory attributes, encapsulating flavors and preserving nutritional value (Achanta, S., 1996). Since many dried products are consumed or further industrially used after rehydration, many studies have been published on the rehydration characteristics (Krokida and Marinos-Kouris, 2003; Machado et al., 1998; Lin et al., 1998). Much of the progress in rehydration has been made by analogy with dehydration process (Garcia-Reverter et al., 1994), several aspects of rehydration, however, cannot be satisfactorily addressed by simply reversing the phenomena that occur during drying. According to the non-homogeneity of the plant tissues and the complexity of the many physical and biochemical phenomena involved in rehydration process, mathematical modeling of the rehydration kinetics is therefore often based on empirical models. The level of rehydration depends on the application. Most dried foods should undergo a full and fast rehydration in order to improve their characteristics before cooking, but other products, such as dried fruit pieces mixed with breakfast cereal, should remain crispy while immersed in milk for a short period.

The present work is aimed to propose alternative methods for producing durian chip, consumed as cereal breakfast, by drying with superheated steam and hot air. Rehydration kinetics of dried durian is also analyzed as and modeled with Peleg equation.

MATERIAL AND METHODS

Experimental Setup

The experimental apparatus consists of five main components: a 31.5 kg/h boiler, a 13.5 kW heater, a $0.3\times0.3\times0.1$ m^3 drying chamber, a fan driven by a 2.2 kW motor, pipe and valve systems. Such a drying system could be operated using either hot air or superheated steam. In case of using superheated steam, a valve connected to the boiler is opened for supplying steam into the system. Both drying msedia are heated by the heater and are forced to flow in parallel with a series of 0.28×0.28 m^2 mesh trays fitted in the drying chamber and then it is sucked by blower to recirculate within the system. Drying medium temperature is controlled by a PID-controller with an accuracy of $\pm1^{\circ}C$.

MATERIALS

Durian CV. Monthong was purchased from a local market and sliced by an electrical slicer to 2.5 mm thick. The slices were then cut into blocks of 30 mm × 30 mm using a die. The initial moisture contents of fresh durian determined by the vacuum-oven drying method (AACC, 1995) was 1.95-2.47 dry basis.

Methods

Drying process

Drying was performed at a drying medium velocity of 2.0 m/s and inlet drying temperatures of 130, 140, and 150°C. When the conditions of drying system reached steady state, the samples placed on the mesh tray were inserted into a drying chamber. Water loss from the samples was determined by weighing the sample tray outside the drying chamber every 5 minutes using an electronic balance (±0.01 g). Durian slices were dried until the moisture content of approximately 6% w.b. was executed. The dried samples were then kept in zipped plastic bags and kept in a desiccator overnight for further rehydration test.

Rehydration process

Milk uptake of dried sample was determined by immersing pre-weighted 4 samples in a 600-mL beaker containing 400 mL of UHT semi-skimmed milk. Milk was preconditioned to 10, 25, and 40°C in a water bath and agitated by means of a magnetic stirrer. After selected times (0, 0.5, 1, 1.5, 3, 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 90, 120, 150, 180, 240, 300, 360, 420, 480, 600 min), the samples were gently blotted on the paper towel to remove surface milk and weighted by a balance with accuracy of ±0.0001 g.

Peleg model

Since the laws of diffusion are complex and involve numerous functions and parameters, they are not convenient for practical computations under most situations. Therefore, a two-parameter, non-exponential empirical equation was proposed by Peleg (1988) to model water adsorption characteristics of food materials and become known as the Peleg equation as shown in Eq. (1).

$$M(t) = M_0 + \frac{t}{K_1 + K_2 t} \quad (1)$$

where M(t) is the moisture content of the material at soaking time t (% dry basis), M_0 is the initial moisture content of the material (% dry basis), t is the soaking time (min), K_1 and K_2 are Peleg constants.

At $t \to \infty$

$$M_e = M_0 + \frac{1}{K_2} \quad (2)$$

where M_e is the equilibrium moisture content (% dry basis). Eq. (1) can also be transformed to the linear relationship:

$$\frac{t}{M(t) - M_o} = K_1 + K_2 t \quad (3)$$

where $1/K_1$ is the initial rate of adsorption. The unit of K_1 is min/% weight and that of K_2 is the reciprocal of % weight.

The estimated Peleg constants K_1 and K_2 and the temperature dependence of the constants can be obtained by nonlinear regression analysis.

RESULTS AND DISCUSSION

Rehydration can be considered as a measure of the injury to the material caused by drying and treatment proceeding dehydration. Rehydration of dried plant tissues is composed of three simultaneous processes: the imbibition of water into dried material, the swelling and the leaching of solubles (Mcminn and Magee, 1997.) It is generally accepted that the degree of rehydration is dependent on the degree of cellular and structural disruption. During drying, Jayaraman et al. (1990) observed irreversible cellular rupture and dislocation, resulting in loss of integrity and hence, a dense structure of collapsed, greatly shrunken capillaries with reduced hydrophilic properties, as reflected by the inability to imbibe sufficient water to rehydrate fully.

Peleg's equation was used to model rehydration characteristics of dried durian and a comparison between observed and calculated values is illustrated in Fig. 1. As shown, the rate of water adsorption was initially rapid and gradually slowed down to the equilibrium moisture content. Higher rehydration rate can be achieved by soaking at the higher milk temperature. This is due to the fact that the higher soaking temperature promotes faster water diffusion within the product through swelling and plasticizing of cell membrane and due to lower viscosity of the medium (Lazarides and Mavroudis, 1996; Oliveira and Ilincanu, 1999)

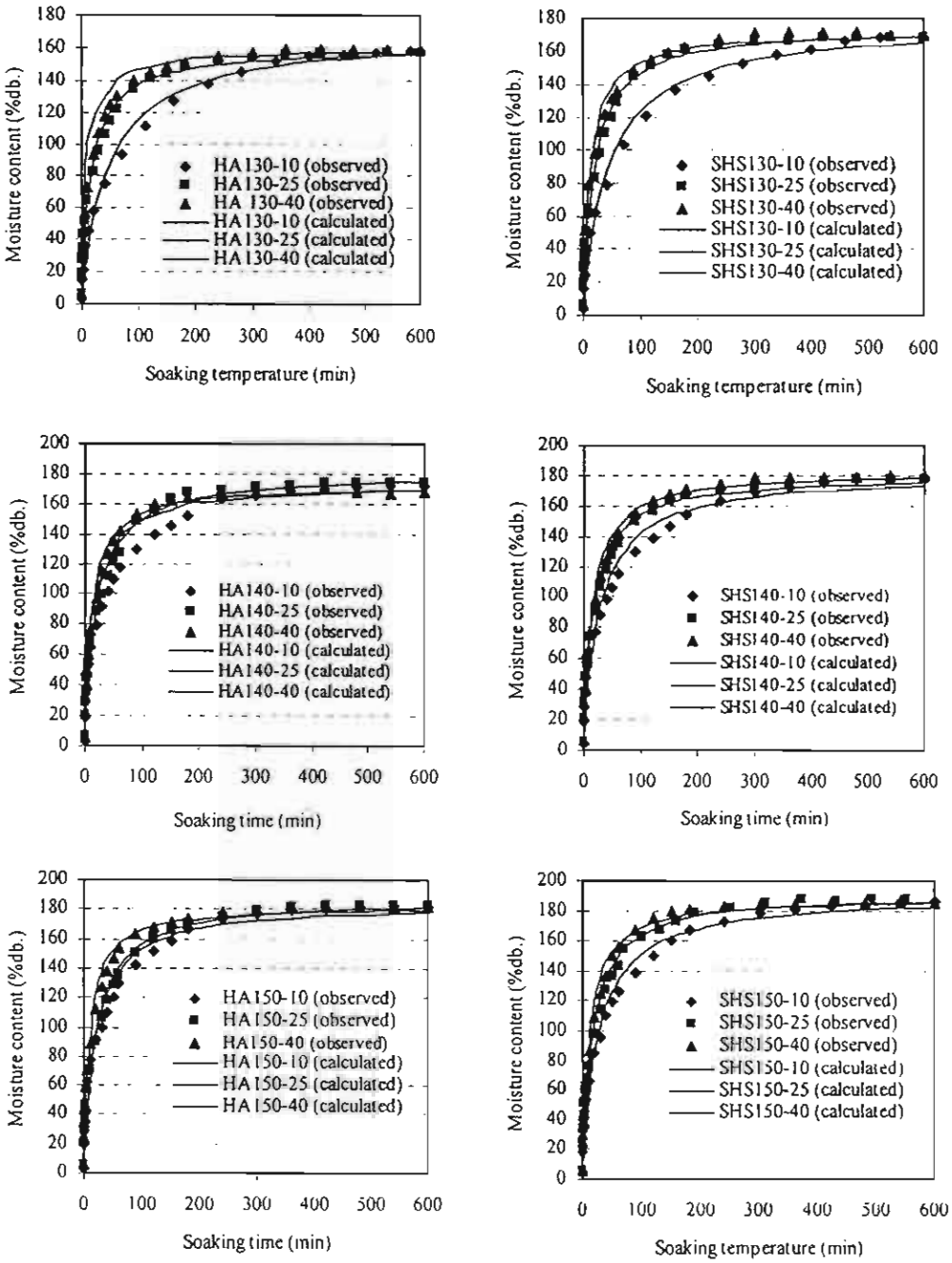


Figure 1. Experimental and predicted moisture contents at different soaking temperatures

Moreover, drying at the higher temperature provided the products with higher rehydration rate as well as greater rehydration ratio. This was because drying at higher temperature enhanced more porous structure occurred in the dried products, thus facilitating rehydration.

Table 1. Peleg's equation constants K1 and K2 at different conditions

Drying condition	Soaking temperature (°C)	K_1	K_2	r^2
HA130	10	0.2581	0.0058	0.9820
	25	0.1113	0.0065	0.9807
	40	0.0826	0.0065	0.9883
SHS130	10	0.2301	0.0060	0.9695
	25	0.1198	0.0059	0.98.36
	40	0.0782	0.0060	0.9779
HA140	10	0.1374	0.0058	0.9612
	25	0.1191	0.0057	0.9809
	40	0.0746	0.0060	0.9846
SHS140	10	0.1646	0.0057	0.9558
	25	0.1000	0.0058	0.9798
	40	0.0876	0.0057	0.9835
HA150	10	0.1324	0.0055	0.9682
	25	0.1128	0.0055	0.9820
	40	0.0583	0.0057	0.9853
SHS150	10	0.1409	0.0054	0.9749
	25	0.0940	0.0054	0.9811
	40	0.0657	0.0055	0.9837

The proposed model was fitted to the experimental data and the estimated constants K_1 and K_2 as well as the corresponding values of the r^2 are summarized in Table 1. It was observed that the Peleg constant K_1 decreased as the soaking temperature increased. The constants K_2, however, were found to be unaffected by soaking temperature.

The model indicated a good fit for the immersing temperatures of 25 and 40°C. Nevertheless, much over-predicted fits were noticed for immersing temperatures of 10°C, especially for durian dried at 140 and 150°C.

The equilibrium moisture content of the soaked durian has not reached the moisture content of raw materials, indicating that the rehydration is not a reversible procedure of dehydration. This is because structural damage and cell shrinkage occurring during drying result in a loss of rehydration ability. The maximum moisture of rehydrated durian slices is approximately 75-85% of the initial moisture content of raw samples.

CONCLUSIONS

Peleg's equation was proposed to characterize the rehydration attributes of dried durian during immersing in semi-skimmed milk at temperatures of 10, 25, and 40°C. Initial water adsorption rate increased with increasing milk temperature. Products dried at higher temperature had the higher initial moisture adsorption rate than those dried at lower temperature. The Peleg constant K_1 varied with the soaking temperature, while Peleg constant K_2 was almost unaffected by the soaking temperature. The Peleg model was observed to be well capable of predicting milk uptake process.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to express their appreciation to The Thailand Research Fund for financial support.

REFERENCES

Achanta, S. 1996. Predicting the quality of dehydrated foods and biopolymers-research needs and opportunities. Drying Technology. 14(6): 329-368.

Gracia-Reverter, J., Bourne, M.C., and Mulet. A. 1994. Journal of Food Science. 59(6): 1181.

Jayaraman, K.S., Das Gupta, D.K., and Babu Rao, N. 1990. Effect of pretreatment with salt and sucrose on the quality and stability of dehydrated cauliflower. International Journal of Food Science and Technology. 25: 47-60.

Krokida, M.K. and Marinos-Kouris, D. 2003. Rehydration kinetics of dehydrated products. Journal of Food Engineering. 57: 1-7.

Lazirides, H.N. and Mavroudis, E. 1996. Kinetics of osmotic dehydration of a high shrinking vegetable tissue in a salt-free medium. Journal of Food Engineering. 30: 61-74.

Lin, T.M., Durance, D., and Scaman, C.H. 1998. Characterization of vacuum microwave, air and freeze dried carrot slices. Food Research International. 31(2): 111-117.

Machado, M.D.F., Oliveira, F.A.R., Gekas, V., and Singh, R.P. 1998. Kinetics of moisture uptake and soluble solids loss by puffed breakfast cereals immersed in water. International Journal of Food Science and Technology. 33: 225-237.

McMinn, W.A.M. and Magee, T.R.A. 1997. Physical characteristics of dehydrated potatoes-Part II. Journal of Food Engineering. 33: 49-55.

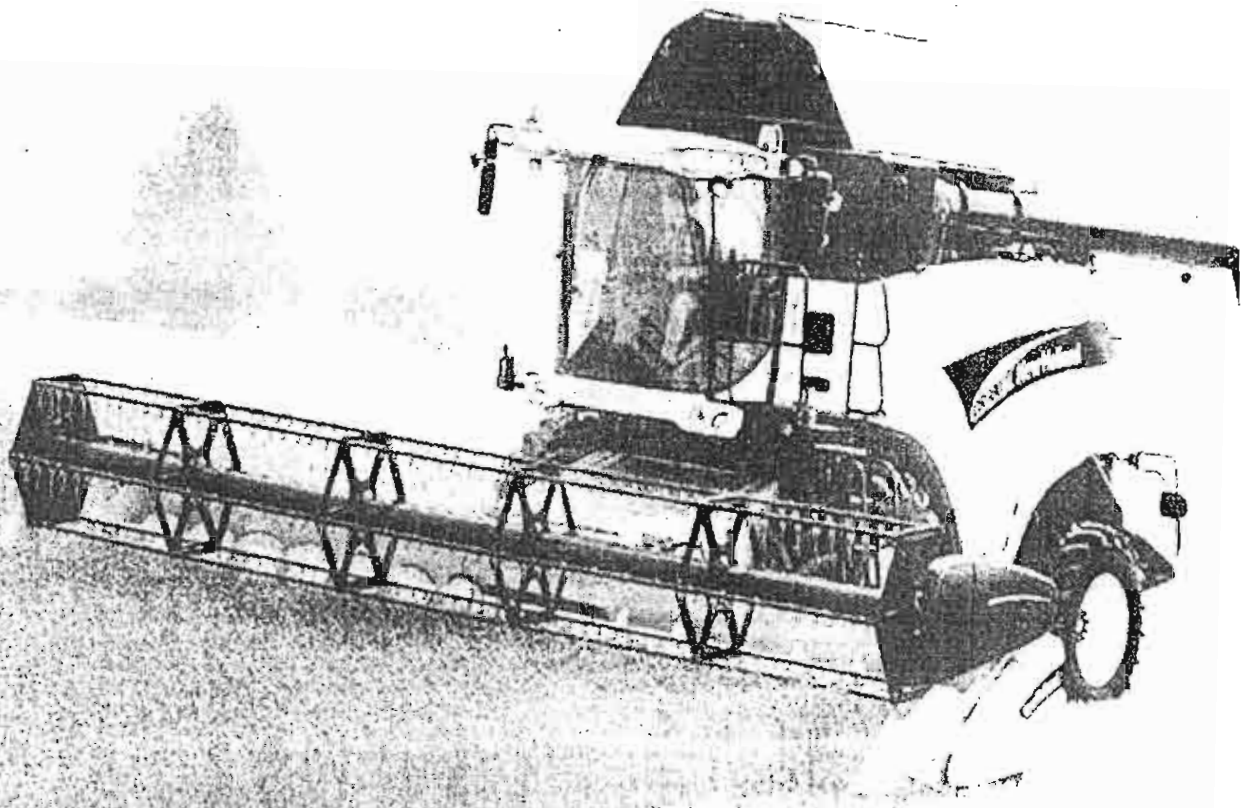
Oliveria, A.R.F. and Ilincanu, L. 1999. Rehydration of dried plant tissues: basic concepts and mathematical modeling. In Processing foods - quality optimization and process assessment edited by Fernanda A.R. Oliveirea, Jorge C. Oliviera, Marc E. Hendrickx, Deitrich Korr, and Leon G.M. Gorris. CRC Press LLC.

Peleg, M. 1988. An empirical model of the description of moisture sorption curves. Journal of Food Science. 53(4): 1216-1219.

Subhadrabandhu, S. and Ketsa, S. 2001. Durian-King of Tropical Fruit, CABI Publishing.

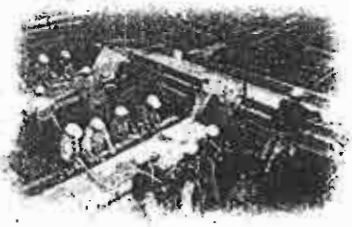
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ผลของการอบแห้งต่อสมบัติของข้าวกึ่งสำเร็จรูป

ชัยยงค์ เดชะไพโรจน์[1]* สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2] พัชรี ตั้งตระกูล[3] พยุงศักดิ์ ท่าไม้สุข[4] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

ข้าวกึ่งสำเร็จรูปเริ่มเป็นที่นิยม เนื่องจากความสะดวกรวดเร็วในการเตรียม วิธีการอบแห้งอาจมีผลต่อคุณภาพของข้าวกึ่งสำเร็จรูปที่ผลิต ดังนั้นงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของการอบแห้งข้าวสุกต่อการหดตัว การเปลี่ยนแปลงสี การคืนรูปและสมบัติเนื้อสัมผัสของข้าวกึ่งสำเร็จรูปโดยเปรียบเทียบเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนและอากาศร้อน โดยสภาวะที่ใช้ในการศึกษาได้แก่ อุณหภูมิของอากาศร้อนเท่ากับ 50 60 และ 70 องศาเซลเซียส ความชื้นเริ่มต้นและสุดท้ายของข้าวสุกอยู่ในช่วง 198-219 % d.b. และ 6-8% d.b ผลการทดลอง พบว่าการหดตัวของข้าวสุกในระบบที่ใช้อากาศร้อนเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้น ในขณะที่ระบบแบบปั๊มความร้อน อุณหภูมิไม่มีผลต่อการหดตัวของข้าวสุก จากการวัดค่าสีหลังจากการอบแห้งพบว่ามีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิการอบแห้ง โดยค่า L มีค่าลดลง ค่า b มีค่าเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิการอบแห้งเพิ่มขึ้น โดยพบว่าการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนให้ผลิตภัณฑ์มีสีเหลือง (ค่า b) น้อยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ในขณะที่การคืนตัวไม่ขึ้นกับอุณหภูมิการอบแห้ง โดยมีลักษณะคล้ายคลึงกันทั้งสองระบบ สำหรับเนื้อสัมผัสผลิตภัณฑ์คืนรูปที่ผ่านการอบแห้งทั้งสองระบบมีลักษณะใกล้เคียงกัน อย่างไรก็ตามการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนทำให้ผลิตภัณฑ์มีค่าความแข็ง (Hardness) และความเหนียว (Stickiness) มีค่าลดลงอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) เมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มขึ้น ในขณะที่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนอุณหภูมิของการอบแห้งไม่มีผลต่อเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์อย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$)

---

[1]คณะวิศวกรรมศาสตร์และเทคโนโลยีอุตสาหกรรม, มหาวิทยาลัยศิลปากร สนามจันทร์, นครปฐม 73000
[2]คณะวิศวกรรมศาสตร์ [4]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[3]สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ เขตจตุจักร กรุงเทพฯ 10900
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-3421-9360; อีเมล์: chaiyong_t@yahoo.com

THE EFFECT OF DRYING ON INSTANT RICE PROPERTIES

Chaiyong Tachapiroch[1]*, Somkiat Prachayawarakorn[2], Pyungsak Tarmaisuk and Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

The aim of this research was to study the effect of cooked rice drying on shrinkage, color change, rehydration and textural properties of instant rice. The effects of heat pump dryer and hot air dryer were compared. Experimental drying conditions were as follows: drying temperatures of 50, 60 and 70°C, initial and final moisture contents of the products were in range of 198-219% d.b. and 6-8% d.b., respectively. The experimental results revealed that shrinkage of cooked rice increased with increasing drying temperature in hot air dryer while it was not obvious in heat pump dryer. The color of dried product was generally dependent of drying temperature. L value of dried product decreased with increasing drying time and temperature and vice versa for b value. However, heat pump dryer gave product of less yellow color (b value) compared to that obtained by hot air dryer. Both drying systems gave similar results on product rehydration which was independent to drying temperature. Textural characteristics of rehydrated products were similar. Nevertheless, hardness and stickiness of products dried by heat pump significantly decreased with increasing drying temperature ($p < 0.05$) whereas those obtained by hot air dryer were not significantly affected by drying temperature ($p > 0.05$).

KEYWORDS: Heat pump, Hot air, Shrinkage, Textural properties

[1]Faculty of Engineering and Industrial Technology, Silpakorn University,
Sanam Chandra Palace Campus, NakornPathom 73000

[2]Faculty of Engineering [4]School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

[3]Instructor, Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University, Bangkok 10900

Corresponding author. Tel.: 034-219360 e-mail address: chaiyong_t@yahoo.com

บทนำ

ประเทศไทยเป็นประเทศผลิตข้าวที่สำคัญรายได้ให้กับประเทศปีละจำนวนมาก ในแต่ละปีชาวนาผลิตข้าวได้ 20-23 ล้านตันข้าวเปลือกซึ่ง 2 ใน 3 ส่วนจะใช้บริโภคภายในประเทศข้าวส่วนใหญ่จะบริโภคในรูปของข้าวสุกที่หุงต้มจากข้าวสาร (กรมวิชาการเกษตร, 2544) ซึ่งเป็นที่นิยมทั้งในประเทศและต่างประเทศ และจากสถานการณ์ปัจจุบันประชาชนต้องการความสะดวก รวดเร็ว รวมทั้งการประหยัดเวลา ดังนั้นกระบวนการแปรรูปข้าวให้เป็นข้าวสุกกึ่งสำเร็จรูปหรือข้าวหุงสุกเร็วเพื่อตอบสนองความต้องการของประชาชน เก็บไว้บริโภคนาน สามารถเตรียมได้ง่าย ทั้งยังสะดวกและประหยัดพลังงานในการขนส่งเนื่องจากผลิตภัณฑ์มีน้ำหนักน้อย อีกทั้งยังช่วยเพิ่มมูลค่าของข้าวให้สูงขึ้น สำหรับประเทศไทย ได้มีการพัฒนาผลิตภัณฑ์ข้าวกึ่งสำเร็จรูป โดยวิธีแช่น้ำ-ต้ม-ไอน้ำ-ทำแห้ง การแช่ข้าวในน้ำเพื่อเพิ่มความชื้นแก่ข้าวสารเป็น 30% มาตรฐานเปียก (w.b.) ต้มในน้ำเดือดจนความชื้น 50-60% w.b. แล้วต้มหรือนึ่งต่อไปให้มีความชื้น 60-70% w.b. แล้วจึงทำการลดความชื้นให้ลงเหลือประมาณ 8-14% w.b. ผลิตภัณฑ์ที่ได้ต้องใช้เวลาคืนรูปนานถึง 12 นาที โดยแช่น้ำเดือด (งามชื่น, 2004; อรอนงค์, 2547)

ดังนั้นวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ เพื่อศึกษาเปรียบเทียบผลของการอบแห้งข้าวสุกระหว่างเครื่องอบแห้งแบบอากาศร้อนและปั๊มความร้อนต่อคุณภาพทางด้านสี (color) การหดตัว (shrinkage) การคืนรูป (rehydration) และสมบัติเนื้อสัมผัสของข้าวกึ่งสำเร็จรูป ได้แก่ความแข็ง (hardness) และความเหนียว (stickiness) ของข้าวคืนรูป

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

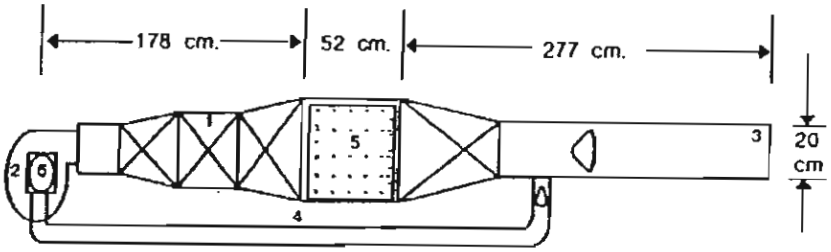
การเตรียมวัสดุ

นำข้าวสารหอมมะลิชนิดเมล็ดยาวจำนวน 600 กรัมเติมน้ำปริมาณ 720 มิลลิลิตร ลงในหม้อหุงข้าวไฟฟ้าขนาด1.8 ลิตร แล้วหุงจนสุกจากนั้นทำการอุ่นข้าวทิ้งไว้เวลาประมาณ 30 นาที แล้วจึงนำข้าวสุกที่หุงได้เฉพาะบริเวณส่วนกลางหม้อไปใส่ในน้ำเย็นอุณหภูมิห้องแล้วคนให้ทั่วเพื่อป้องกันการเกาะตัวเป็นก้อนเป็นเวลาประมาณ 2 นาที เมื่อได้ข้าวสุกแช่น้ำแล้วกรองน้ำออกด้วยกระชอนให้แห้งก่อนนำไปเข้าเครื่องอบ

การอบแห้งข้าวสุกด้วยเครื่องอบแห้งแบบอากาศร้อนและปั๊มความร้อน

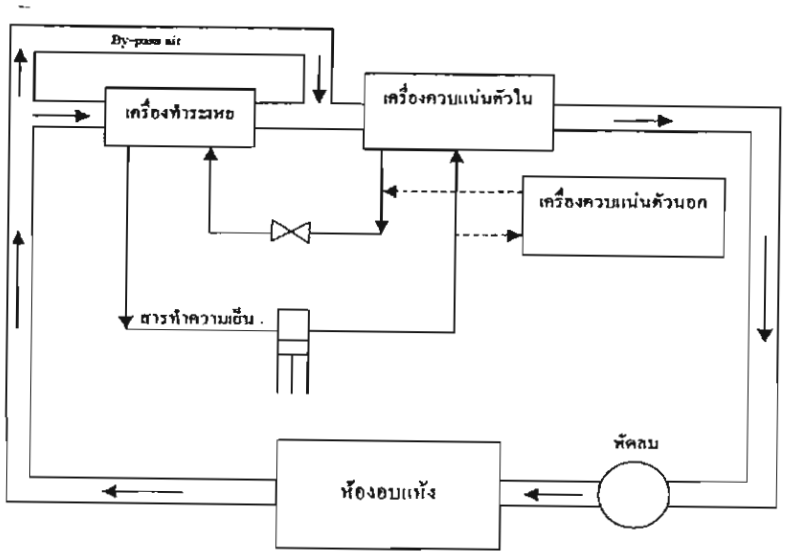
เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองศึกษาในงานวิจัยนี้เป็นเครื่องอบแห้งแบบถาดใช้อากาศร้อน (Hot air tray dryer, AD) (รูปที่ 1) โดยประกอบด้วยห้องอบขนาด 0.4 x 0.4 x 0.4 m^3 (drying cabinate, 5) อุปกรณ์ให้ความร้อนมีขนาด 4 kW (heater, 1) และใช้พัดลมแบบหมุนเหวี่ยงหนีศูนย์กลางขับด้วยมอเตอร์ขนาด 1.5 kW (blower, 2) ความเร็วของอากาศ 0.813 m/s สำหรับเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน (Heat Pump Dryer, HPD) โดยใช้สารทำความเย็น R-22 (รูปที่ 2) ซึ่งประกอบด้วยเครื่องอัดไอแบบลูกสูบขนาด 1.3 kW เครื่องระเหยขนาด 3.66 kW เครื่องควบแน่นตัวใน (internal condenser) 4.5 kW และเครื่องควบแน่นตัวนอก (external condenser) 4.5 kW

เริ่มต้นด้วยจากการเพิ่มอุณหภูมิอากาศภายในห้องอบแห้งให้ได้ตามต้องการคือ 50 และ 60°C สำหรับเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน และ50 60 และ70°C สำหรับเครื่องอบแบบอากาศร้อนเมื่ออุณหภูมิภายในห้องอบได้ตามต้องการจากนั้นนำข้าวสุกที่เตรียมไว้เข้าทำการอบแห้งเป็นเวลา 2, 2.5, 3, 3.5 และ 4 h จนได้ความชื้นสุดท้ายประมาณ 6-8 %d.b. นำตัวอย่างข้าวสุกอบแห้ง ไปวัดคุณภาพต่างๆ ดังนี้ ต่อไป



1 Heater
2 Blower
3 Exhaust air
4 Recycle air
5 Drying cabinate
6 Ambient air

รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งแบบอากาศร้อนชนิดถาด



รูปที่ 2 เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน

1. การหาความชื้นของข้าวสุกใช้ตู้อบไฟฟ้า (oven) โดยอบแห้งข้าวสุกตัวอย่างที่อุณหภูมิ 103 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 72 ชั่วโมง เพื่อหาปริมาณความชื้นเริ่มต้น

2. การหดตัวของข้าวสุกหลังการอบแห้งโดยการวัดปริมาตรประสิทธิผลของผลิตภัณฑ์ (effective volume) โดยการวัดปริมาตรข้าวสุกก่อนทำการอบด้วยถ้วยตวงมาตรฐาน จากนั้นวัดปริมาตรอีกครั้งหลังจากทำการอบแห้งตามระยะเวลาด้วยถ้วยตวงมาตรฐานเช่นเดิม การหดตัวสามารถคำนวณได้ตามสมการที่ (1) ดังนี้

$$\text{การหดตัว} = \frac{V}{V_o} \qquad (1)$$

เมื่อ V คือปริมาตรข้าวสุกหลังอบ และ V_o คือปริมาตรข้าวสุกก่อนอบ

3. การวัดสีของข้าวกึ่งสำเร็จรูป โดยวัดสีระบบ Hunter ด้วยเครื่องวัดสี Juki, JP7100

4. การคืนรูป (rehydration) โดยการนำข้าวสุกหลังอบปริมาตร 100 ml (V_1) เติมน้ำร้อน 100°C ให้ได้ปริมาตร 200 ml ปิดฝาตั้งทิ้งไว้ 7 นาที จากนั้นรินน้ำออกและผึ่งไว้จนเย็นตัวประมาณ 4 นาที นำข้าวสุกคืนรูปมาวัดหาปริมาตรด้วยถ้วยตวงมาตรฐานอีกครั้ง (V_2) นำมาคำนวณหาเปอร์เซ็นต์การคืนรูปได้ตามสมการที่ (2) ดังนี้

$$\text{Re hydration (\%)} = \left(\frac{V_2 - V_1}{V_1} \right) \times 100 \qquad (2)$$

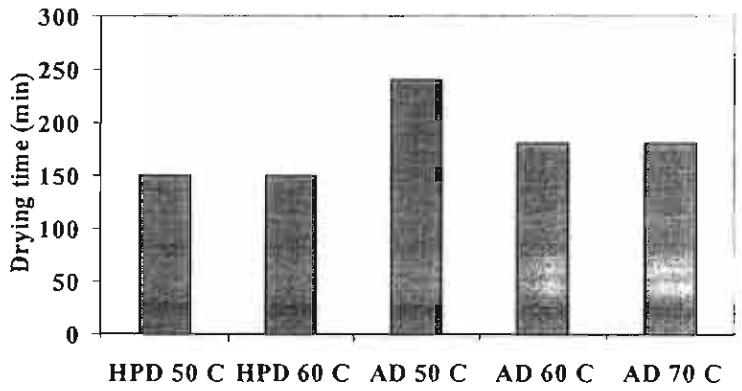
เมื่อ V_1 คือปริมาตรข้าวก่อนคืนรูป (ml) และ V_2 คือปริมาตรข้าวหลังคืนรูป (ml)

5. การทดสอบเนื้อสัมผัสของข้าวสุกคืนรูปด้วยเครื่อง Texture Analyzer, TA-XT2i

ผลและวิจารณ์

อิทธิพลของอุณหภูมิต่อการอบแห้ง

รูปที่ 1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างการอบแห้งและระยะเวลาในการอบแห้ง จากการทดลองพบว่า การอบแห้งแบบ HPD ใช้เวลาในการอบแห้งข้าวหุงสุกได้เร็วกว่าแบบ AD ณ อุณหภูมิที่ใช้อบแห้งเดียวกัน เนื่องวิธีการอบแห้งแบบ HPD อากาศที่ใช้อบแห้งอุณหภูมิเดียวกันจะมีความชื้นต่ำกว่าแบบ AD จึงเป็นผลให้ความแตกต่างของความชื้นระหว่างข้าวหุงสุกกับอากาศที่ใช้อบแห้ง HPD มากกว่าแบบAD จึงมีผลทำให้ความชื้นลดลงได้เร็วกว่า ดังนั้นเวลาการอบแห้งของ HPD จึงสั้นกว่าแบบ AD สำหรับอุณหภูมิที่ใช้การอบแห้งสูงขึ้น ระยะเวลาในการอบแห้งสั้นลง



รูปที่1 ระยะเวลาในการอบแห้งข้าวหุงสุกด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนและอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่างๆ (ความชื้นสุดท้ายที่ต้องการ 6-8% d.b.)

สี (Color)

ในการทดลองได้ทำการศึกษาคุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งด้วย HPD และ AD ที่อุณหภูมิต่างๆ เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีสีสวยเหมาะสมกับการบริโภค การเปลี่ยนแปลงสีของข้าวสุกถือได้ว่าเป็นการเปลี่ยนแปลงทางด้านคุณภาพที่สำคัญอย่างหนึ่งของข้าวกึ่งสำเร็จรูปซึ่งสามารถวัดค่าความเปลี่ยนแปลงของสีได้ในรูปของ L, a, b ซึ่งโดยปกติแล้วข้าวสุกที่รับประทานโดยทั่วไปจะมีสีค่อนข้างขาว โดยข้าวสุกก่อนทำการอบ มีค่า L, a, b อยู่ในช่วงระหว่าง L = 66±7.0, a = -2.0±0.4, และ b = 7.8±0.3 แต่เมื่อข้าวสุกที่ผ่านกระบวนการอบแห้งที่อุณหภูมิต่างๆ โดยความชื้นสุดท้ายประมาณ 6-8% d.b. จะทำให้สีของข้าวสุกหลังการอบแห้งเปลี่ยนไป จากการทดลองพบว่าที่อุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้น ค่า L ลดลง ในขณะที่ค่า b มีค่าสูงขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากสารประกอบที่อยู่ในเมล็ดข้าวเกิดการเปลี่ยนแปลงทางเคมีโดยเกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาลที่ไม่มีเอนไซม์เข้ามาเกี่ยวข้อง (non-enzymatic browning reaction) คือปฏิกิริยาเมลลาร์ด ที่สร้างสารประกอบสีน้ำตาลประเภทเมลานอยดิน(melanoidines) จึงทำให้สีของข้าวกึ่งสำเร็จรูปหลังอบแห้งมีสีเข้มขึ้น (งามชื่น, 2539; Charstil, 1994) โดยปฏิกิริยาเมลลาร์ดเกิดจากน้ำตาลรีดิวซ์ทำปฏิกิริยากับกรดอะมิโนในข้าวโดยมีความร้อนเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เมื่อน้ำตาลที่มีอยู่ในข้าวได้รับความร้อน ซึ่งความร้อนจะไปทำให้พันธะระหว่างโมเลกุลภายในน้ำตาลหลุดออกจากกันกลายเป็นน้ำตาลโมเลกุลต่ำ และเมื่อให้ความร้อนต่อไปพันธะภายในน้ำตาลโมเลกุลต่ำจะหลุดออกจากกันและเกิดเป็นสารประกอบคีโตนขึ้นมา ซึ่งสารดังกล่าวเป็นสารที่ทำให้เกิดสีคล้ำในข้าวสุกหลังอบแห้ง เมื่อเทียบการอบแห้ง HPD ให้ค่า L สูงกว่าและค่า b ต่ำกว่าการอบแห้ง AD เนื่องจากระยะเวลาในการอบแห้งข้าวสุกกึ่งสำเร็จรูปด้วย AD ใช้ระยะเวลานานกว่า HPD (รูปที่ 1)

ตารางที่ 1 ค่า L, a และ b ของข้าวหุงสุกที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน และอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่างๆ

Drying	L	a	b
Hot air 50 °C	$60.5^{ab} \pm 0.59$	$-1.9^{a} \pm 0.02$	$8.6^{ab} \pm 0.10$
Hot air 60 °C	$59.6^{a} \pm 0.81$	$-1.9^{a} \pm 0.06$	$9.1^{b} \pm 0.33$
Hot air 70 °C	$60.0^{a} \pm 1.31$	$-1.9^{a} \pm 0.06$	$9.3^{b} \pm 0.44$
Heat pump 50 °C	$63.5^{c} \pm 0.94$	$-1.9^{a} \pm 0.01$	$7.8^{a} \pm 0.38$
Heat pump 60 °C	$62.9^{bc} \pm 0.43$	$-2.0^{a} \pm 0.04$	$8.3^{ab} \pm 0.18$

หมายเหตุ: ตัวเลขที่ตามด้วยอักษรที่เหมือนกันแสดงว่าไม่มีความแตกต่างกันทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่น 95 %

การหดตัวและการคืนรูป (Shrinkage and Rehydration)

ในระหว่างการอบแห้งข้าวหุงสุกพบว่าเกิดการเปลี่ยนแปลงปริมาตรของข้าวในด้านการหดตัว ซึ่งสาเหตุเนื่องจากน้ำในข้าวถูกดึงออกในระหว่างการอบแห้งด้วยระบบ HPD และ AD ที่อุณหภูมิต่างๆ จากการทดลองพบว่าการหดตัวของข้าวกึ่งสำเร็จรูปที่ได้จากการอบแห้งทั้งสองระบบให้ค่าที่ใกล้เคียงกัน (0.4-0.5) ดังตารางที่ 2 สำหรับการศึกษาการคืนรูปของข้าวสุกนั้นได้นำข้าวสุกที่ผ่านการอบแห้งด้วย HPD และ AD ที่มีความชื้นประมาณ 6-8% d.b. มาทำการศึกษาการคืนรูปข้าวด้วยน้ำร้อน 95-100 °Cโดยใส่ปริมาณน้ำร้อนมากเกินพอพบว่าสามารถกลับคืนรูปได้โดยใช้เวลาประมาณ 7 นาที ตารางที่ 2 แสดงร้อยละการคืนรูปของข้าวสุกหลังการอบแห้งด้วย HPD และ AD ที่อุณหภูมิต่างๆ พบว่าข้าวสุกสามารถคืนรูปได้อยู่ในช่วงร้อยละ 92-93.6 ซึ่งจากผลที่ได้จะเห็นว่าอุณหภูมิและวิธีการอบแห้งไม่มีผลต่อการคืนรูปของข้าวสุก

ตารางที่ 2 การเปรียบเทียบการหดตัวและการคืนรูปของข้าวหุงสุกที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนและอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่างๆ

Factor	Heat pump 50 °C	Heat pump 60 °C	Hot air 50 °C	Hot air 60 °C	Hot air 70 °C
Shrinkage	0.5	0.5	0.5	0.5	0.4
Rehydraion (%)	92.0	92.0	93.6	93.1	92.5

เนื้อสัมผัส (Texture)

ลักษณะเนื้อสัมผัสของข้าวหุงสุกกึ่งสำเร็จรูป โดยวัดจากการทดสอบหาค่าความแข็ง (Hardness) และค่าการยึดเกาะตัว (Stickiness) ของข้าวหุงสุกหลังจากการคืนรูป ด้วยเครื่อง Texture Analyzer แสดงผลดังตารางที่ 3 จากการทดสอบพบว่า การอบแห้งด้วย HPD ทำให้ความแข็งของข้าวสุก (Hardness) และความเหนียว (Stickiness) หลังการคืนรูปมีค่าลดลงอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) ในขณะที่การอบแห้งแบบ AD อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งไม่มีผลต่อความแข็งและความเหนียวของข้าวสุกหลังคืนรูปอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$)

ตารางที่ 3 การเปรียบเทียบ Hardness และ Stickiness ของข้าวหุงสุกที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนและอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่างๆ

Factor	Heat pump 50 °C	Heat pump 60 °C	Hot air 50 °C	Hot air 60 °C	Hot air 70 °C
Hardness	$125.5^{b} \pm 6.89$	$110.4^{a} \pm 1.94$	$116.5^{ab} \pm 6.97$	$115.3^{ab} \pm 4.14$	$114.4^{ab} \pm 0.86$
Stickiness	$44.6^{b} \pm 5.75$	$26.8^{a} \pm 0.44$	$32.6^{a} \pm 3.34$	$47.2^{b} \pm 2.68$	$26.8^{a} \pm 2.02$

หมายเหตุ: ตัวเลขที่ตามด้วยอักษรที่เหมือนกันแสดงว่าไม่มีความแตกต่างกันทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่น 95 %

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองศึกษาการอบแห้งข้าวสุกต่อการหดตัว การเปลี่ยนแปลงสี การคืนรูปและสมบัติเนื้อสัมผัสของข้าวกึ่งสำเร็จรูปโดยเปรียบเทียบเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนและอากาศร้อน พบว่าระยะเวลาในการอบแห้งแบบปั๊มความร้อนใช้เวลาสั้นกว่าแบบอากาศร้อน สำหรับการหดตัวของข้าวสุกในระบบที่ใช้อากาศร้อนเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้น ในขณะที่ระบบแบบปั๊มความร้อน อุณหภูมิไม่มีผลต่อการหดตัวของข้าวสุก จากการวัดค่าสีหลังจากการอบแห้งพบว่ามีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิการอบแห้ง โดยค่า L มีค่าลดลง ค่า b มีค่าเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิการอบแห้งเพิ่มขึ้น โดยพบว่าการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนให้ผลิตภัณฑ์มีสีเหลือง (ค่า b) น้อยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ในขณะที่การคืนตัวไม่ขึ้นกับอุณหภูมิการอบแห้ง โดยมีลักษณะคล้ายคลึงกันทั้งสองระบบ สำหรับเนื้อสัมผัสผลิตภัณฑ์คืนรูปที่ผ่านการอบแห้งทั้งสองระบบมีลักษณะใกล้เคียงกัน อย่างไรก็ตามการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนทำให้ผลิตภัณฑ์มีค่าความแข็ง (hardness) และค่าความเหนียว (stickiness) มีค่าลดลงอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) เมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มขึ้น ในขณะที่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนอุณหภูมิของการอบแห้งไม่มีผลต่อเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์อย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$)

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย ขอขอบพระคุณสถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบสมบัติทางกายภาพและเนื้อสัมผัส

เอกสารอ้างอิง

กรมวิชาการเกษตร. 2544. การวิเคราะห์คุณภาพข้าวหอมมะลิทางเคมี สถาบันวิจัยข้าว, ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี, 70 น.

งามชื่น คงเสรี. 2004 . http://www.charpa.co.th/bulletin/rice_products.html 11/30/2004.

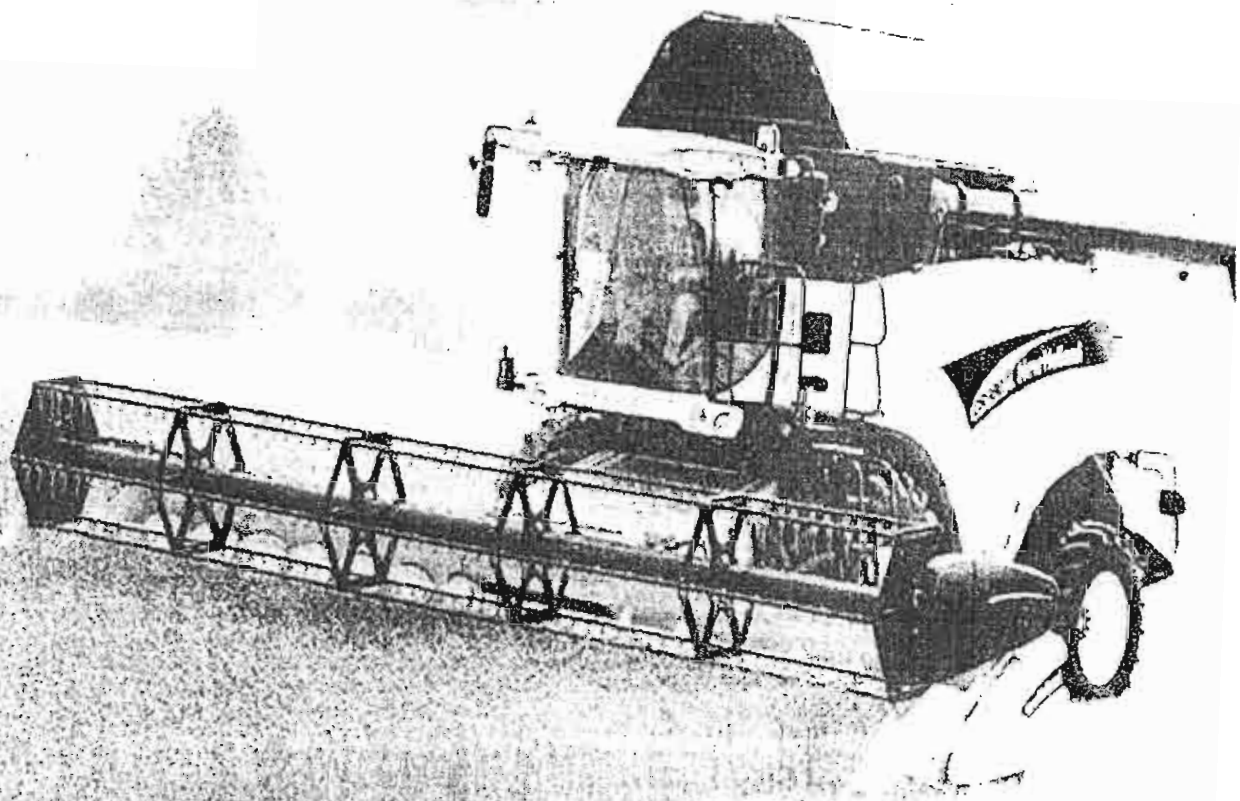
งามชื่น คงเสรี. 2539. คุณภาพข้าวสารและข้าวสุก. เอกสารการฝึกอบรมหลักสูตรการรักษาคุณภาพข้าวสารและการเลือกใช้บรรจุภัณฑ์เพื่อการส่งออก. กรมวิชาการเกษตร. สถาบันวิจัยข้าว. ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี, 23 น.

อรอนงค์ นัยวิกุล. 2547. ข้าว: วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี. พิมพ์ครั้งที่ 1. สำนักพิมพ์มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ. 235-239.

Charstil, J. 1994. Effect of storage on the physicochemical properties and quality factors of rice. In Rice Science and Technology. 1sted.. Marcel Dekker. Louisiana, 49-75.

วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

จลนพลศาสตร์การอบแห้งและสมบัติทางกายภาพของเนื้อหมูด้วยเทคนิคการอบแห้งแบบสองช่วง

ณรงค์ อึ้งกิมบ้วน[1]* สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[4] และ อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[3]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนศาสตร์การอบแห้งและสมบัติทางกายภาพของเนื้อหมูด้วยเทคนิคการอบแห้งแบบสองช่วง กระบวนการอบแห้งประกอบด้วยการอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิสูงในช่วงแรกด้วยอากาศร้อนหรือไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ที่อุณหภูมิ 150 °C แล้วตามด้วยการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำในช่วงที่สองด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิ 50 °C และทำการศึกษาสมบัติทางกายภาพของผลิตภัณฑ์หลังทำการอบแห้งได้แก่ สี การหดตัวและค่าความแข็ง โดยเนื้อหมูจะถูกอบแห้งในช่วงแรกจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 76.5%w.b. ให้เหลือความชื้นสุดท้าย 30 40 50 และ 60%w.b. แล้วทำการอบต่อเนื่องในช่วงที่สองจนได้ความชื้นสุดท้าย 20%w.b. จากผลการทดลองพบว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกจะมีอัตราการอบแห้งในช่วงที่สองต่ำกว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งช่วงแรกด้วยอากาศร้อน และพบว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีการหดตัวน้อยกว่า มีสีแดงเข้มและแข็งมากกว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และเมื่อความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งในช่วงแรกเพิ่มขึ้นจะทำให้การหดตัวและค่าความแดงน้อยลง ในขณะที่ค่าความแข็งจะมากขึ้น

---

[1]นักศึกษา [2]ศาสตราจารย์ [3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [4]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8695 ต่อ 112; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: uengkimbuan@yahoo.com

DRYING KINETICS AND PHYSICAL PROPERTIES OF PORK DRIED USING TWO-STAGE TECHNIQUES

Narong Uengkimbuan[1]*, Somchart Soponronnarit[2], Somkiat Prachayawarakorn[4] and Adisak Nathkaranakule[3]

ABSTRACT

The objective of this research is to study the drying kinetics and physical properties of pork dried using two-stage techniques. A drying process consists of superheated steam or hot air drying at a temperature of 150 °C in the first stage and follows by heat pump drying at a temperature of 50 °C. The physical properties studied are color, shrinkage and hardness of the dried product. Experiments were conducted at the following conditions: at the first stage drying, samples were dried by superheated steam or hot air from the initial moisture content of 76.5%w.b. to the final moisture contents of 30, 40, 50, and 60%w.b., respectively, and subsequently dried by heat pump dryer at low temperature to the final moisture content of 20%w.b. The experimental results show that pork dried using superheated steam at the first stage drying gives lower drying rate in the second stage drying, less shrinkage, more reddish and higher hardness value than that dried using hot air at the first stage. The physical properties of dried product depend on the intermediate moisture content of the drying process where the higher intermediate moisture content results in the lower shrinkage, less reddish and higher hardness value.

KEYWORDS: Dehydration, Heat pump, Meat, Quality, Superheated steam

---

[1]Graduated student, [2]Professor, [3]Assistant Professor, School of Energy and Materials, [4]Associate Professor, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-24708695 ext. 112; Fax: 0-2470-8663; E-mail address: uengkimbuan@yahoo.com

บทนำ

โปรตีนเป็นองค์ประกอบหลักของเซลล์สิ่งมีชีวิตและยังเป็นอาหารที่จำเป็นสำหรับการเจริญเติบโตของมนุษย์ โดยแหล่งของโปรตีนส่วนมากจะได้แก่ เนื้อสัตว์ ปลา ไข่ นม และพืชจำพวกถั่ว ซึ่งแหล่งโปรตีนส่วนใหญ่ที่มนุษย์ได้รับจะมาจากเนื้อสัตว์ซึ่งมีน้ำเป็นองค์ประกอบประมาณ 75 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นการจะเก็บรักษาเนื้อสัตว์ไว้ได้ระยะเวลานาน ๆ จึงต้องทำการแปรรูป ซึ่งมีได้หลายวิธีและหนึ่งในนั้นได้แก่ การทำแห้งซึ่งมีจุดประสงค์เพื่อเก็บรักษาคุณค่าทางอาหาร อีกทั้งยังเป็นการเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์โดยการทำแห้งสามารถทำได้หลายวิธี เช่นการตากแห้งโดยใช้แสงแดดจะต้องใช้ระยะเวลาค่อนข้างมาก และยังมีปัญหาทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์เนื่องจากฝุ่นและแมลง การทำแห้งโดยใช้เครื่องอบแห้งด้วยอากาศร้อนซึ่งสามารถลดระยะเวลาในการอบแห้งลง แต่เมื่อใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนสูง ๆ จะทำให้คุณภาพบางประการของผลิตภัณฑ์สูญเสียไป ด้วยเหตุนี้จึงมีการนำเอาไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาใช้เป็นตัวกลางอบแห้งแทนอากาศร้อน [1]

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีข้อดีเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนหลายประการ [2] เช่น ประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงเนื่องจากมีการนำความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอกลับมาใช้ใหม่ ไม่มีออกซิเจนในระบบทำให้ลดการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่น ลดปัญหาสิ่งแวดล้อม รวมทั้งลดเวลาในการอบแห้งเนื่องจากมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสูงทำให้ใช้ระยะเวลาการอบแห้งสั้น แต่การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งก็มีข้อเสียบางประการ เช่น การเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวผลิตภัณฑ์ทำให้ต้องใช้เวลาในการอบแห้งนานขึ้น การสูญเสียทางคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ไวต่อความร้อน ดังนั้นจึงนิยมใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสำหรับผลิตภัณฑ์ที่ไม่ใช่อาหาร แต่ในปัจจุบันมีการนำไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาใช้ในอุตสาหกรรมการอบแห้งอาหาร เนื่องจากพบว่ามีข้อดีทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง เช่น ผลิตภัณฑ์มีรูพรุนมากและการหดตัวน้อยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน [3, 4]

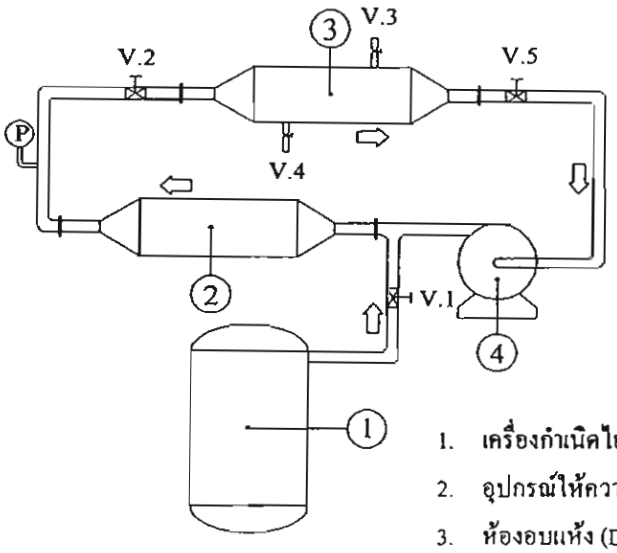
งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการอบแห้งเนื้อสัตว์ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ผ่าน Uengkimbuan et al. [5] ทำการทดลองเปรียบเทียบการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิสูง พบว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีการหดตัวน้อยกว่าและมีสีแดงเข้มกว่าเมื่ออบแห้งด้วยอากาศร้อน อย่างไรก็ตามการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงเป็นเวลานานจะมีผลเสียต่อคุณภาพของอาหารประเภทเนื้อสัตว์ ดังนั้น Namsanguan et al. [6, 7] ทำการอบแห้งกุ้งโดยใช้เทคนิคการอบแห้งแบบสองช่วง โดยใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกแล้วตามด้วยการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนในช่วงที่สอง พบว่าผลิตภัณฑ์ที่ได้ที่คุณภาพดีกว่าเมื่อใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งอย่างเดียว จากเหตุผลดังกล่าวข้างต้นงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนศาสตร์การอบแห้งและสมบัติทางกายภาพของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคการอบแห้งแบบสองช่วงโดยใช้การอบแห้งด้วยอากาศร้อน และไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิสูงแล้วอบต่อเนื่องด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิต่ำ แล้วทำการทดสอบสมบัติทางกายภาพของผลิตภัณฑ์สุดท้าย

อุปกรณ์และวิธีการ

ระบบอบแห้ง

รูปที่ 1 แสดงระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนสำหรับการอบแห้งในช่วงแรก ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก คือ 1) เครื่องกำเนิดไอน้ำ (boiler) เพื่อผลิตไอน้ำความดันสูงกว่าบรรยากาศเล็กน้อย 2) อุปกรณ์ให้ความร้อน (superheater) เพื่อทำให้ไออิ่มตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีขนาด 13.5 kW และควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID มีค่าความถูกต้อง ±1°C 3) ห้องอบแห้งแบบงวด (Drying chamber) ขนาด 30x30x10 cm 4) พัดลม (Blower) เป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม

การทำงานของระบบเริ่มต้นด้วยการอุ่นระบบโดยใช้อากาศร้อนไปยังอุณหภูมิที่ต้องการทำการอบแห้ง เพื่อป้องกันการกลั่นตัวของไอน้ำภายในระบบอบแห้งขณะทำการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จากนั้นปล่อยไอน้ำอิ่มตัวจากเครื่องกำเนิดไอน้ำให้ไหลผ่านอุปกรณ์ให้ความร้อน เพื่อทำให้ไอน้ำอิ่มตัวเปลี่ยนสภาวะเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งโดยควบคุมความดันภายในระบบอบแห้งให้คงที่ประมาณ 106 kPa หลังจากนั้นไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะไหลผ่านห้องอบแห้งในแนวขนานกับวัสดุ โดยที่ปริมาณไอน้ำทั้งหมดจะนำกลับมาใช้ใหม่เพื่อให้การใช้พลังงานเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ



1. เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler)
2. อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater)
3. ห้องอบแห้ง (Drying chamber)
4. พัดลม (Blower)

รูปที่ 1 ไดอะแกรมระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

การเตรียมตัวอย่าง

เนื้อหมูที่ใช้ทำการศึกษาจะใช้เฉพาะส่วนของเนื้อสันนอก (loin) โดยทำการแช่เย็งเนื้อหมูแล้วหั่นตัวอย่างให้มีความหนาประมาณ 3 มม. ในทิศทางตั้งฉากกับกล้ามเนื้อเพื่อให้น้ำภายในเนื้อหมูเคลื่อนที่ออกจากเนื้อหมูในทิศทางขนานกับกล้ามเนื้อ หลังจากนั้นตัดตัวอย่างให้มีขนาด 3x3 ซม. สำหรับใช้ในการอบแห้ง สำหรับความชื้นของตัวอย่างหาได้จากการนำตัวอย่างอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C จนน้ำหนักคงที่ [8]

กระบวนการอบแห้ง

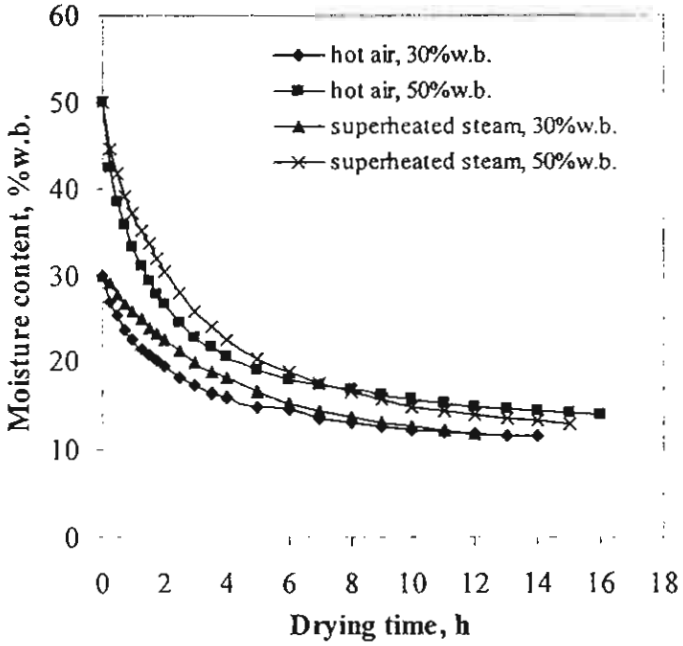
กระบวนการอบแห้งประกอบด้วย การอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงในช่วงแรกโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งหรืออากาศร้อนที่อุณหภูมิ 150°C เพื่อลดความชื้นของเนื้อหมูจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 76%w.b. จนได้ความชื้นเป็น 60 50 40 และ 30%w.b. แล้วทำการอบแห้งต่อเนื่องด้วยอุณหภูมิต่ำโดยใช้ปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิ 50°C เพื่ออบแห้งจากความชื้นดังกล่าวจนได้ความชื้นสุดท้ายประมาณ 20%w.b.

การทดสอบสมบัติทางกายภาพ

การทดสอบสมบัติทางกายภาพของผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังการอบแห้งได้แก่ การทดสอบสีของเนื้อหมูที่ได้หลังการอบแห้งโดยใช้เครื่องวัดสีอาหาร Juki, Model JP7100p, Japan ซึ่งจะแสดงค่าสี 3 อย่างคือ ค่าสีเขียวหรือแดง (a) ค่าสีน้ำเงินหรือเหลือง (b) และค่าความสว่าง (L) โดยในงานวิจัยนี้จะพิจารณาเฉพาะการเปลี่ยนแปลงของสีแดงเท่านั้น การทดสอบการหดตัวของผลิตภัณฑ์จะพิจารณาการเปลี่ยนแปลงความหนาของผลิตภัณฑ์ การทดสอบเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์จะทำการวัดค่า Hardness โดยใช้เครื่อง Texture analyzer (Model TA-XT2i, Stable Micro System Surrey, UK)

ผลการทดลองและวิเคราะห์ผล

จลนพลศาสตร์ของการอบแห้ง



รูปที่ 2 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน

รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นขณะทำการอบแห้งในช่วงที่สองด้วยปั๊มความร้อนของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ความชื้นสุดท้ายต่าง ๆ กัน พบว่าอัตราการลดความชื้นของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะต่ำกว่าที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่ความชื้นเริ่มต้นเดียวกัน ทั้งนี้เนื่องจากการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวของผลิตภัณฑ์และความร้อนจากการควบแน่นของไอน้ำจะถ่ายเทเข้าสู่เนื้อของวัสดุทำให้อุณหภูมิของเนื้อหมูสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว จึงส่งผลให้โปรตีนเกิดการเสียสภาพและประสานตัวเป็นโครงสร้างร่างแหสามมิติมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ซึ่งโครงสร้างดังกล่าวจะป้องกันการแพร่ของน้ำจึงทำให้อัตราการลดความชื้นในช่วงที่สองน้อยกว่า

การเปลี่ยนแปลงสี

ตารางที่ 1 ค่าสีแดงของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยเงื่อนไขต่าง ๆ

ความชื้นเริ่มต้น (%w.b.)	ค่าสีแดง (Redness value)	
	อากาศร้อน	ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
No heat pump*	7.24±1.84[a]	12.88±4.03[a]
30	4.69±2.01[b]	9.37±3.48[b]
40	3.57±0.84[bc]	6.40±3.64[c]
50	2.54±1.08[c]	2.65±2.19[d]
60	3.16±0.81[bc]	1.39±1.25[d]

*หมายถึงอบแห้งด้วยอากาศร้อนหรือไอน้ำร้อนยวดยิ่งช่วงเดียวจนได้ความชื้นสุดท้าย

ตัวอักษรเหมือนกันภายในคอลัมน์เดียวกันหมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$

เมื่อเปรียบเทียบสีของผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังการอบแห้งด้วยเงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ ดังตารางที่ 1 พบว่าผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีสีแดงกว่าเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน เนื่องจากอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ขณะทำการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะสูงกว่าเมื่ออบแห้งด้วยอากาศร้อน [5] ทำให้ระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาลเนื่องจากความร้อนของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน จึงทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังการอบแห้งมีสีแดงเข้มกว่า และเมื่อพิจารณาผลของความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งในช่วงแรกต่อค่าความแดงของผลิตภัณฑ์ พบว่าเมื่อความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งในช่วงแรกลดลงจะทำให้ผลิตภัณฑ์สุดท้ายมีสีแดงขึ้น ทั้งการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและการอบแห้งด้วยอากาศร้อน เนื่องจากใช้ระยะเวลาในการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงในช่วงแรกมากขึ้น

การหดตัว

ตารางที่ 2 ค่าความหนาของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยเงื่อนไขต่าง ๆ

ความชื้นเริ่มต้น (%w.b.)	ความหนา (มม.)	
	อากาศร้อน	ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
No heat pump*	2.29±0.22[a]	2.97±0.045[a]
30	2.25±0.22[a]	2.97±0.046[a]
40	2.39±0.26[b]	2.97±0.046[a]
50	2.45±0.20[b]	2.97±0.045[a]
60	2.68±0.15[c]	2.97±0.053[a]

*หมายถึงอบแห้งด้วยอากาศร้อนหรือไอน้ำร้อนยวดยิ่งช่วงเดียวจนได้ความชื้นสุดท้าย

ตัวอักษรเหมือนกันภายในคอลัมน์เดียวกันหมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$

ในการศึกษานี้การหดตัวจะพิจารณาจากการเปลี่ยนแปลงความหนาของผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังการอบแห้ง ที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ แสดงดังตารางที่ 2 พบว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีการหดตัวน้อยกว่าเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และความหนาของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ทุกเงื่อนไขการอบแห้งมีค่าไม่แตกต่างกัน ทั้งนี้เนื่องจากความดันของไอน้ำภายในวัสดุของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนทำให้มีการหดตัวน้อยกว่า ส่วนผลของความชื้นสุดท้ายต่อการหดตัวของผลิตภัณฑ์เมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนในช่วงแรกพบว่าเมื่อความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งในช่วงแรกเพิ่มขึ้น จะทำให้เกิดการหดตัวน้อยลง เนื่องจากใช้เวลาการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงสั้นและการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนด้วยอุณหภูมิต่ำจะช่วยรักษารูปร่างของผลิตภัณฑ์ได้

ความแข็ง (Hardness)

ตารางที่ 3 ค่าความแข็งของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยเงื่อนไขต่าง ๆ

ความชื้นเริ่มต้น (%w.b.)	ค่าความแข็ง (นิวตัน)	
	อากาศร้อน	ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
No heat pump*	12.82±4.08^{a}	17.42±4.06^{a}
30	13.84±3.66^{ab}	17.04±3.40^{a}
40	15.60±4.48^{ab}	20.53±4.67^{b}
50	16.19±4.75^{bc}	22.37±4.43^{b}
60	20.09±4.79^{c}	23.03±4.79^{b}

*หมายถึงอบแห้งด้วยอากาศร้อนหรือไอน้ำร้อนยวดยิ่งช่วงเดียวจนได้ความชื้นสุดท้าย

ตัวอักษรเหมือนกันภายในคอลัมน์เดียวกันหมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$

การทดสอบเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งจะทำการศึกษาจากค่าความแข็ง (hardness) ดังแสดงในตารางที่ 3 พบว่าเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีความแข็งมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ทั้งนี้เนื่องมาจากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกจะทำให้โครงสร้างของโปรตีนเกิดการเสียสภาพและประสานตัวเป็นโครงสร้างร่างแหสามมิติมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนดังกล่าวมาแล้ว และพบว่าเมื่อความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งในช่วงแรกลดลงจะทำให้ค่าความแข็งลดลงทั้งการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน เพราะความร้อนเนื่องจากการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงเป็นเวลานานจะทำให้โครงสร้างร่างแหของโปรตีนเกิดการเสียหายและเปลี่ยนสภาพจึงมีผลให้ค่าความแข็งของเนื้อหมูลดลง

สรุป

จากการศึกษาการอบแห้งเนื้อหมูด้วยเทคนิคการอบแห้งแบบสองช่วง โดยใช้การอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิสูงจนได้ความชื้นค่าหนึ่ง แล้วทำการอบต่อเนื่องในช่วงที่สองด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิต่ำ พบว่าเทคนิคการอบแห้งดังกล่าวสามารถปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ได้บางประการ โดยเฉพาะอย่างยิ่งการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน จากผลการทดลองพบว่าการอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะให้อัตราการอบแห้งในช่วงที่สองน้อยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน แต่จะทำให้ผลิตภัณฑ์มีการหดตัวน้อยกว่าและมีสีแดงและความเหนียวมากกว่า และเมื่อพิจารณาผลของความชื้นเริ่มต้นของการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนต่อสมบัติทางกายภาพของผลิตภัณฑ์ พบว่าผลิตภัณฑ์จะมีการหดตัวและสีแดงลดลง ในขณะที่ค่าความเหนียวจะเพิ่มขึ้นเมื่อค่าความชื้นเริ่มต้นของการอบแห้งในช่วงที่สองมีค่าเพิ่มขึ้น

กิตติกรรมประกาศ

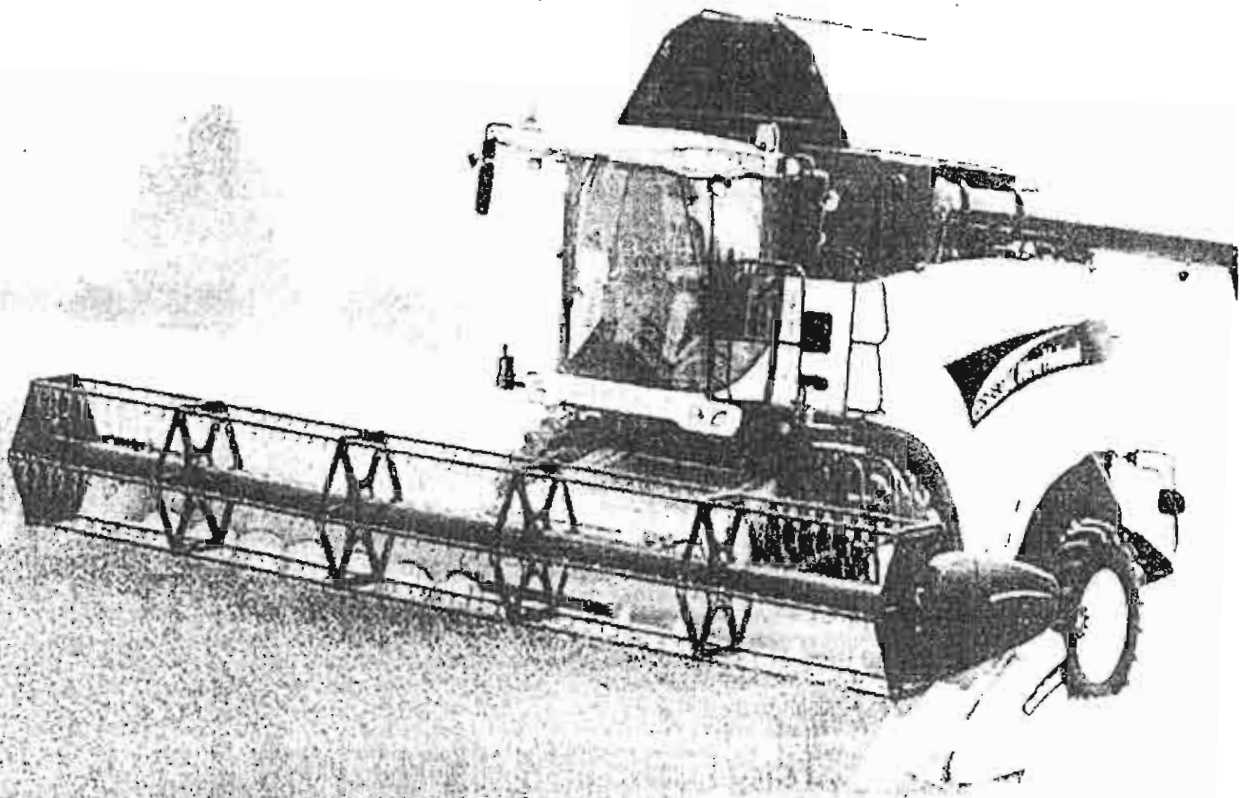
ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนการวิจัย และขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ด้านเครื่องมือทดสอบทางอาหาร จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

1. Mujumdar, A.S. (1995), Superheated steam drying. Handbook of industrial drying, 2nd edition Vol. 2. Macel Dekker Inc.
2. Wimmerstedt, R., 1994, Steam drying: history and future, Drying'94, Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94) Vol. A., Australia, pp. 3-14
3. Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, G.R., and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. Drying Technology, 17(1&2): 191-213
4. Moreira, G.R., 2001. Impingement drying of foods using hot air and superheated steam. Journal of Food Engineering, 49: 291-295
5. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Nathkaranakule, A. 2003. Comparative study of pork dried using superheated steam and hot air, Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, Thailand, pp.679-691
6. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2003. Drying kinetics and quality of shrimp undergoingtwo-stage superheated steam and heat pump drying. Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, Thailand, pp.457-467
7. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2004. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing different two-stage drying processes. Drying Technology, 22(4): 759-778
8. AOAC, 1995. Official methods of analysis (16th Ed.) Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.

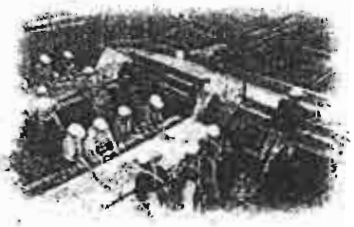
วิศวกรรมเกษตรน้ำใหญสูครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

อิทธิพลของความหนาแน่นและอัตราส่วนผสมของแกลบต่อการอบแห้งข้าวเปลือก

ภาวิกา วงศ์แก้ว[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2]* อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลของอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก และผลของ Bulk density ของแกลบที่มีต่อการอบแห้งและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก การทดลองทำโดยนำข้าวเปลือกความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33%d.b. ผสมกับแกลบความชื้นต้นประมาณ 11%d.b. ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1:1, 1.5:1 และ 2:1 โดยปริมาตร โดยแกลบที่ใช้มีค่า Bulk density 105, 160 และ 230 kg/m^3 จากผลการทดลองที่ได้พบว่าการเพิ่มอัตราส่วนผสมโดยปริมาตรระหว่างแกลบและข้าวเปลือก และการเพิ่ม Bulk density ของแกลบ จะช่วยให้ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงได้เร็วกว่าการใช้อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก และ Bulk density ของแกลบต่ำๆ ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกสูงกว่า 1.5:1 พบว่าอัตราการอบแห้งเปลี่ยนแปลงน้อยมาก นอกจากนี้ยังพบว่าหลังจากทำการอบแห้งเป็นระยะเวลานาน 2 ชั่วโมงความชื้นของข้าวเปลือกมีแนวโน้มไม่เปลี่ยนแปลงไม่ว่าจะเพิ่มระยะเวลาในการอบแห้ง เมื่อทดสอบคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง พบว่าร้อยละต้นข้าวของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งมีค่าใกล้เคียงกับร้อยละต้นข้าวอ้างอิง

---

[1]นักศึกษา [3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [2]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-9220-30 ต่อ 206; โทรสาร: 0-2428-3534; อีเมล์: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

EFFECTS OF BULK DENSITY OF RICE HUSK AND MIXING RATIO ON DRYING CHARACTERISTICS OF PADDY

Pawika Wongkaew[1], Somkait Prachayawarakorn[2]*, Adisak Nathakaranakule[3] and Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

This research was studied the effects of volumetric mixing ratio of rice husk to paddy and bulk density of rice husk on drying kinetics and final moisture content of paddy. The experiments were conducted by mixing 33%d.b. paddy with 11%d.b. rice husk at volumetric ratios of 1:1, 1.5:1 and 2:1. The rice husk used had the bulk densities of 105, 160 and 230 kg/m^3. The experimental results showed that increasing of mixing ratio and rice husk density provided faster decrease of paddy moisture content. At mixing ratio more than 1.5:1, it did not further influence the drying rate. According to the characteristics of drying curve, it indicated that after 2 hours the moisture content of paddy was not reduced. Head rice yield of dried products had the same value as that found in the reference samples which were gently dried.

KEYWORDS: Desiccant, Paddy, Quality, Rice husk

---

[1]Graduated Student, [3]Assistant Professor, [4]Professor, School of Energy and Materials, [2]Associate Professor, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-2470-9220-30 Ext.206; Fax: 0-2428-3534; E-mail address: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

บทนำ

ข้าวเปลือกที่เก็บเกี่ยวได้จะมีเป็นฤดูกาลและยังคงมีความชื้นสูงประมาณ 25-33%d.b. ซึ่งส่งผลต่อคุณภาพของข้าวเปลือกเป็นอย่างมาก ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่จะต้องมีการลดความชื้นของข้าวเปลือกลงเหลือประมาณ 15-16.5%d.b. เพื่อยืดระยะเวลาการเก็บรักษาออกไปอีกทั้งยังต้องคงทั้งคุณภาพและปริมาณ การลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยขณะเก็บรักษาจึงเป็นสิ่งจำเป็น ในปัจจุบันการลดความชื้นของข้าวเปลือกมีหลายวิธี อาจทำโดยการตากข้าวเป็นชั้นบางๆ บนลานคอนกรีต หรือใช้เครื่องอบแห้งต่างๆ ซึ่งวิธีเหล่านี้ล้วนทำให้เมล็ดข้าวมีอุณหภูมิสูงขึ้นทั้งสิ้น อุณหภูมิที่สูงขึ้นนี้ก่อให้เกิดการเปลี่ยนแปลงทั้งสมบัติทางกายภาพ ทางเคมี และทางชีวภาพของเมล็ด เพื่อเป็นการหลีกเลี่ยงปัญหาเหล่านี้ จึงได้มีการหาวิธีการลดความชื้นของเมล็ดพืชด้วยวิธีอื่นๆ การใช้สารดูดความชื้นก็นับเป็นอีกวิธีหนึ่งซึ่งได้มีการนำมาใช้ในอุตสาหกรรมหลายๆ อย่าง โดยสารดูดความชื้นมีความสามารถในการดูดซับน้ำไว้ได้เป็นอย่างดี โดยไม่ทำให้เมล็ดพืชมีอุณหภูมิสูงขึ้น นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยอื่นๆ (Yamaguchi and Kawasaki 1994, Danziger, Steinberg and Nelson 1972, Handerson 1987, Sturton, Bilanski and Menzies 1981 และ 1983) ซึ่งใช้สารดูดความชื้นในการลดความชื้นของเมล็ดพืชลง แสดงให้เห็นว่าสารดูดความชื้นสามารถลดความชื้นของเมล็ดพืชลงได้ นอกจากนี้ยังพบว่าชนิดและขนาดของสารดูดความชื้น ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดพืชและอัตราส่วนระหว่างสารดูดความชื้นต่อเมล็ดพืช นับเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่ออัตราการอบแห้ง แกลบเป็นวัสดุที่ได้จากธรรมชาติอีกทั้งยังเป็นสิ่งที่ได้จากกระบวนการสีข้าว ไม่มีค่าใช้จ่ายในการซื้อและขนส่งและยังสามารถนำกลับมาใช้งานใหม่ได้ แต่ก่อนที่จะนำแกลบมาใช้นี้ยังคงต้องศึกษาถึงปริมาณและขนาดอนุภาคของแกลบที่เหมาะสมที่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลง รวมถึงระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้งนี้ด้วย

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

ข้าวเปลือกที่ใช้ในการทดลองเป็นพันธุ์สุพรรณบุรี 1 โดยในการทดลองต้องทำการ rewet ข้าวเปลือกให้มีความชื้นเริ่มต้นที่ 33%d.b. (ประมาณ 25%w.b.) นำไปเก็บในตู้เย็นที่อุณหภูมิประมาณ 5°C เป็นระยะเวลา 7 วัน แกลบที่ใช้ในการทดลองเป็นแกลบแห้งที่อุณหภูมิบรรยากาศ ซึ่งมีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 10%d.b. โดยความหนาแน่นของแกลบที่ใช้มีค่าเป็น 105, 160 และ 230 kg/m^3 โดยแกลบที่ความหนาแน่นประมาณ 105 kg/m^3 เป็นแกลบที่ไม่ต้องบด ส่วนแกลบที่ความหนาแน่น 160 และ 230 kg/m^3 ต้องนำแกลบไปบดด้วยเครื่อง ball mill และร่อนผ่านตะแกรงเบอร์ 30 (ขนาดช่องเปิด 500 ไมโครเมตร) ซึ่งจะคัดส่วนที่ละเอียดทิ้งไป ในการบดแต่ละครั้งจะใส่ลูกเหล็ก 22 กิโลกรัมและแกลบ 3 กิโลกรัม โดยใช้ระยะเวลาในการบดนาน 25 และ 60 นาทีสำหรับแกลบที่ความหนาแน่น 160 และ 230 kg/m^3 ตามลำดับ (จากการทดลองพบว่าส่วนละเอียดที่ร่อนผ่านตะแกรงทิ้งไปประมาณ 25% และ 30% สำหรับแกลบที่มีความหนาแน่น 160 และ 230 kg/m^3 ตามลำดับ)

ในการทดลองข้าวเปลือก 1 กิโลกรัมจะถูกผสมคลุกเคล้าเข้าด้วยกันกับแกลบและบรรจุในภาชนะพลาสติกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.18 เมตร สูง 0.22 เมตร และหุ้มด้วยฉนวนหนา 0.10 เมตร โดยรอบ โดยก่อนทำการทดลองต้องทิ้งข้าวเปลือกที่นำออกจากตู้เย็นไว้จนมีอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิบรรยากาศ อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบที่ใช้ในการทดลองแสดงในตารางที่ 1 เมื่อครบเวลา 1, 3, 5 และ 7 ชั่วโมง แยกข้าวเปลือกและแกลบออกจากกันโดยใช้เครื่องแยกแกลบโดยใช้แรงลมเป่า และสุ่มตัวอย่างเพื่อคำนวณปริมาณความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกและแกลบด้วยการนำไปอบที่อุณหภูมิ 103 องศาเซลเซียส เป็นระยะเวลา 72 ชั่วโมง (ตามมาตรฐาน AOAC, 1995) ข้าวเปลือกส่วนที่เหลือจะไปผึ่งที่อุณหภูมิบรรยากาศจนมีความชื้นลดลงเป็น 16.5%d.b. แล้วจึงนำไปทดสอบหาร้อยละต้นข้าวต่อไป

ตารางที่ 1 อัตราส่วนโดยปริมาตรและมวลระหว่างข้าวเปลือกและแกลบที่ใช้ในการทดลอง

อัตราส่วนของแกลบต่อข้าวเปลือกโดยปริมาตร	อัตราส่วนของแกลบต่อข้าวเปลือกโดยมวล		
	Bulk density 105 kg/m^3	Bulk density 160 kg/m^3	Bulk density 230 kg/m^3
1 : 1	0.17 : 1	0.26 : 1	0.37 : 1
1.5 : 1	0.26 : 1	0.39 : 1	0.56 : 1
2 : 1	0.40 : 1	0.52 : 1	0.74 : 1

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

ในงานวิจัยนี้ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือก และการเพิ่มขึ้นของความชื้นของแกลบ ซึ่งจากการทดลองพบว่าการลดลงของความชื้นอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง โดยน้ำในข้าวเปลือกจะเคลื่อนที่ไปยังสารดูดความชื้นโดยอาศัยความแตกต่างของความดันไอน้ำที่ผิวของข้าวเปลือกและแกลบจนกระทั่งความชื้นเข้าสู่สมดุล ซึ่ง ณ จุดนี้จะไม่มีการถ่ายเทความชื้นระหว่างข้าวเปลือกและแกลบอีกต่อไป ซึ่งกลไกการเคลื่อนที่ของความชื้นสามารถอธิบายได้ด้วยกฎการแพร่ข้อที่ 2 ของ Fick (Fick's second law of diffusion) (Crank, 1975)

แบบจำลองที่ใช้เพื่อทำนายความชื้นของข้าวเปลือก

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้ในการทำนายปริมาณความชื้นที่ระยะเวลาต่างๆ ของข้าวเปลือก จะใช้สมมติฐานว่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นภายในข้าวเปลือกมีค่าคงที่ และพิจารณาข้าวเปลือกเป็นทรงกลม จากสมมติฐานดังกล่าว สมการการแพร่ของ Fick's second law สามารถเขียนได้ดังสมการที่ (1)

$$\frac{\partial M_G}{\partial t} = D_G\left[\frac{\partial^2 M_G}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial M_G}{\partial r}\right] \tag{1}$$

เมื่อ M_G คือ ความชื้นของข้าวเปลือก, %d.b.

D_G คือ สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของข้าวเปลือก, m^2/s

t คือ เวลา, s

r คือ รัศมีการแพร่ความชื้นของวัสดุทรงกลม, m

เพื่อหาผลเฉลยของสมการที่ (1) จึงได้กำหนดเงื่อนไขเริ่มต้นและเงื่อนไขขอบเขตดังนี้

$$\text{ที่ } t = 0, 0 \le r \le a \qquad M_G = M_{G,0} \tag{2}$$

$$\text{ที่ } t > 0, r = 0 \qquad \frac{\partial M_G}{\partial r} = 0 \tag{3}$$

$$\text{ที่ } t > 0, r = a \qquad -D_G\frac{\partial M_G}{\partial r} = k_G(M_{G,s} - M_{G,e}) \tag{4}$$

เมื่อ $M_{G,0}$ $M_{G,s}$, $M_{G,e}$ คือ ความชื้นเริ่มต้น, ที่ผิวนอกสุดและที่สมดุลของข้าวเปลือกตามลำดับ, %d.b.

k_G คือ ค่าคงที่การอบแห้ง, m/s

ในการแก้ปัญหาจะใช้ระเบียบวิธีผลต่างสืบเนื่อง (Ozisik, 1994) ซึ่งทำได้โดยแบ่ง node จากจุดศูนย์กลางของข้าวเปลือก (i=0) จนถึงผิวของข้าวเปลือก (i=N) เป็น N ช่วง เมื่อพิจารณาตามเงื่อนไขเริ่มต้นและเงื่อนไขขอบเขต จะมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

1. ภายในข้าวเปลือก ($1 \le i \le N-1$) ใช้ forward finite different จัดรูปสมการที่ (1) ใหม่ได้เป็น

$$M_{G,i}^{t+1} = M_{G,i}^{t} + \frac{D_G \cdot \Delta t}{(\Delta r)^2}\left[\left(1+\frac{1}{i}\right)M_{G,i+1}^{t} + \left(1-\frac{1}{i}\right)M_{G,i-1}^{t} - 2M_{G,i-1}^{t}\right] \qquad (5)$$

2. ที่จุดศูนย์กลาง ($i=0$) แทน $r=0$ และ $\frac{\partial M_G}{\partial r}=0$ ลงในสมการที่ (1) และจัดรูปสมการใหม่ได้เป็น

$$M_{G,0}^{t+1} = M_{G,0}^{t} + \frac{6D_G\Delta t}{(\Delta r)^2}[M_{G,1}^{t} - M_{G,0}^{t}] \qquad (6)$$

3. ที่ผิวนอกสุด ($i=N$) พบว่าความชื้นที่ระเหยออกจากผิวเท่ากับอัตราการแพร่ความชื้นออกจากวัสดุ ซึ่งเขียนในรูปผลต่างสืบเนื่องได้เป็น

$$M_{G,N}^{t+1} = \frac{M_{G,N-1}^{t} + \frac{k_G\Delta r}{D_G}M_{G,e}}{\left(\frac{k_G\Delta r}{D_G}+1\right)} \qquad (7)$$

จากสมการที่ (5), (6) และ (7) จะสามารถทำนายการเปลี่ยนแปลงความชื้นที่ตำแหน่งต่างๆ และความชื้นเฉลี่ยภายในเมล็ดพืชสามารถหาได้ด้วยสมการที่ (8) โดยใช้ Trapezoidal rule

$$\overline{M} = \int_0^R M(r,t)\cdot\frac{1}{V}dV \qquad (8)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นผ่านข้าวเปลือก (D_G) คำนวณโดยใช้สมการของ Thrope (1991) ดังนี้

$$D_G = 8.25\times10^{-3}\exp\left(\frac{-6140}{T+273.15}\right) \qquad (9)$$

เมื่อ T คือ อุณหภูมิ, °C

เนื่องจากไม่ทราบค่าคงที่การอบแห้ง (k) จึงต้องคำนวณหาค่าคงที่การอบแห้ง โดยใช้โปรแกรมทางคอมพิวเตอร์มาช่วยในการแก้ปัญหา เริ่มต้นจากใส่ความชื้นเริ่มต้น ของข้าวเปลือก สมมติค่าคงที่ของการอบแห้ง แล้วคำนวณหาความชื้นเฉลี่ยที่ node ต่างๆ ของข้าวเปลือกจากสมการที่ (5), (6) และ (7) จากนั้นใช้สมการที่ (8) คำนวณหาค่าความชื้นเฉลี่ยของเมล็ดพืชที่เวลาใดๆ ได้ โปรแกรมจะคอมพิวเตอร์จะคำนวณวนลูปจนกระทั่งสิ้นสุดระยะเวลาการอบแห้ง ซึ่งการหาค่าคงที่ของการอบแห้งให้ได้ค่าที่ถูกต้องต้องทดลองสุ่มค่าคงที่ของการอบแห้งไปเรื่อยๆ จนกว่าผลของการทำนายความชื้นเฉลี่ยมีค่าใกล้เคียงกับผลการทดลองโดยในงานวิจัยกำหนดให้ผลต่างของความชื้นระหว่างการทำนายกับการทดลองมีค่า Mean residual square แตกต่างกันน้อยกว่า 0.0001

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายความชื้นแกลบ

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้ในการทำนายความชื้นที่ระยะเวลาต่างๆ ของแกลบ จะใช้สมมติฐานว่าน้ำที่ออกจากข้าวเปลือกจะถูกดูดซับโดยแกลบทั้งหมด ซึ่งแสดงได้ด้วยสมการสมดุลมวลน้ำดังนี้

$$\text{น้ำที่ออกจากข้าวเปลือก} = \text{น้ำที่ถูกดูดซับด้วยแกลบ} \tag{10}$$

$$(M_{G,i} - M_{G,t}) \cdot \frac{W_G}{(1+M_{G,i})} = (M_{A,t} - M_{A,i}) \cdot \frac{W_A}{(1+M_{A,i})} \tag{11}$$

$$M_{A,t} = M_{A,i} + (M_{G,i} - M_{G,t}) \cdot \frac{W_G}{(1+M_{G,i})} \cdot \frac{W_A}{(1+M_{A,i})} \tag{12}$$

เมื่อ $M_{G,i}, M_{G,t}$ คือ ความชื้นเริ่มต้นและความชื้นที่เวลาใดๆ ของข้าวเปลือกตามลำดับ, *%d.b.*

$M_{A,i}, M_{A,t}$ คือ ความชื้นเริ่มต้นและความชื้นที่เวลาใดๆ ของแกลบตามลำดับ, *%d.b.*

W_G, W_A คือ น้ำหนักเริ่มต้นของข้าวเปลือกและแกลบตามลำดับ, *kg*

สมการที่ใช้ในการทำนายค่าความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกและแกลบ

ในการคำนวณค่าความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกและแกลบ คำนวณโดยใช้สมการสมดุลไอโซเทอมของข้าวเปลือก (Chung and Pfost, 1967) ในสมการที่ (13) สมการสมดุลไอโซเทอมของแกลบซึ่งได้จากการนำผลการทดลองของ Karon and Adams (1949) มาทำ curve fitting ได้เป็นสมการที่ (14) และสมการสมดุลมวลน้ำในสมการที่ (15) ซึ่งแสดงได้ดังนี้

$$\phi_G = \exp\left\langle -21873\exp(-18.7M_{G,e})\right\rangle/(RT_G) \tag{13}$$

$$\phi_A = \exp\left\langle -16906\exp(-24M_{A,e})\right\rangle/(RT_A) \tag{14}$$

$$M_{G,e} = M_{G,i} - (M_{A,e} - M_{A,i}) \cdot \frac{d_A}{d_G} \tag{15}$$

เมื่อ ϕ_G, ϕ_A คือ ความชื้นสัมพัทธ์ของข้าวเปลือกและแกลบตามลำดับ, เศษส่วน

$M_{G,e}, M_{A,e}$ คือ ความชื้นที่สมดุลของข้าวเปลือกและแกลบตามลำดับ, %d.b.

d_G, d_A คือ มวลแห้งของข้าวเปลือกและแกลบตามลำดับ, kg

R คือ ค่าคงที่ก๊าซสากล, kJ / kg mole K

T_G, T_A คือ อุณหภูมิของข้าวเปลือกและแกลบตามลำดับ, K

ที่สภาวะสมดุลพบว่าความชื้นสัมพัทธ์ในสมการที่ (13) และ (14) มีค่าเท่ากัน ดังนั้นสมการที่ (13) เท่ากับสมการที่ (14) เนื่องจากทำการทดลองที่อุณหภูมิบรรยากาศ ดังนั้นแทนอุณหภูมิของข้าวเปลือกและแกลบที่ 25°C จัดรูปใหม่ได้เป็น

$$M_{G,e} = -\frac{1}{18.7}\ln\left[0.775\exp(-24M_{A,e})\right] \tag{16}$$

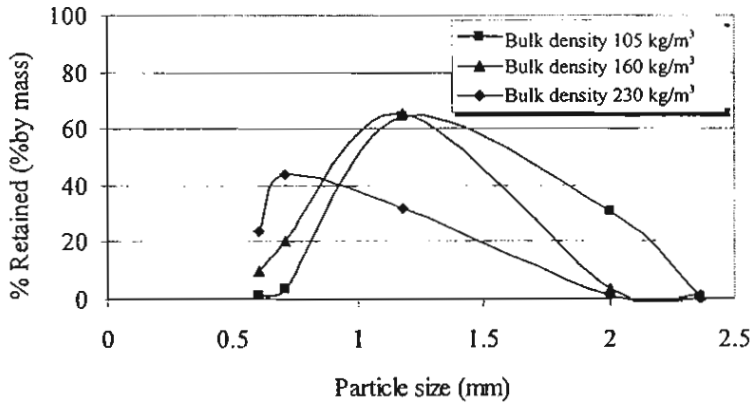
แทนสมการที่ (15) ใน สมการที่ (16) จะได้

$$M_{A,e} = \frac{\left[\ln 0.775 + 18.7\left(\frac{d_A}{d_G} \cdot M_{A,i} + M_{G,i}\right)\right]}{\left(24 + 18.7 \cdot \frac{d_A}{d_G}\right)} \qquad (17)$$

ในการคำนวณหาความชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือกและแกลบ จะใช้โปรแกรมทางคอมพิวเตอร์มาช่วยในการแก้ปัญหา เริ่มต้นจากใส่ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกและแกลบ ค่าคงที่ของการอบแห้ง แล้วคำนวณหาค่าความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกและแกลบได้ (สมการที่ (16) และ สมการที่ (17)) จากเงื่อนไขเริ่มต้นคือที่เวลาเท่ากับศูนย์ความชื้นในเนื้อข้าวเปลือกจะมีค่าเท่ากับความชื้นเริ่มต้นตลอดระยะรัศมีของข้าวเปลือก ดังนั้นความชื้นเฉลี่ยที่เวลาเท่ากับศูนย์เท่ากับความชื้นเริ่มต้น เมื่อผ่านการอบแห้งที่เวลาใดๆ ความชื้นในแต่ละ node ของเนื้อข้าวเปลือกจะเปลี่ยนแปลงตามระยะเวลาการอบแห้งซึ่งคำนวณได้จากสมการที่ (5), (6) และ (7) จากนั้นใช้สมการที่ (8) คำนวณหาค่าความชื้นเฉลี่ยของเมล็ดพืชได้ หลังจากนั้นคำนวณความชื้นของแกลบได้จากสมการ (12)

ผลการทดลองและวิจารณ์

การเปลี่ยนแปลงขนาดอนุภาคของแกลบเมื่อทำการบด

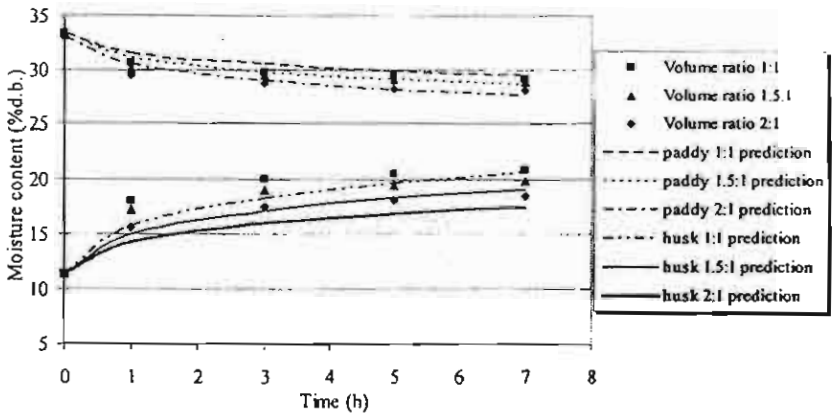


รูปที่ 1 ขนาดอนุภาคของแกลบที่ bulk density ของแกลบต่างๆ

ในการหาขนาดอนุภาคของแกลบจะใช้วิธีร่อนผ่านตะแกรงมาตรฐาน โดยใช้ตะแกรงเบอร์ 8, 10, 16, 22 และ 30 ซึ่งมีขนาดช่องเปิด 2.36, 2.00, 1.18, 0.71 และ 0.60 มิลลิเมตร ตาม U.S. Standard ผลการทดลองแสดงได้ดังรูปที่ 1 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ของปริมาณแกลบที่ค้างบนตะแกรงแต่ละขนาดกับขนาดอนุภาคของแกลบ หลังจากทำการบดแกลบแล้วกราฟมีแนวโน้มเลื่อนไปทางซ้าย ซึ่งจะไปเพิ่มในส่วนละเอียดให้มากขึ้น จากผลการทดลองสามารถหาขนาดอนุภาคเฉลี่ยของแกลบที่ bulk density 105, 160 และ 230 kg/m^3 ได้เป็น 1.7, 1.4 และ 0.95 มิลลิเมตรตามลำดับ

การเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ

ผลของการเปลี่ยนอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก

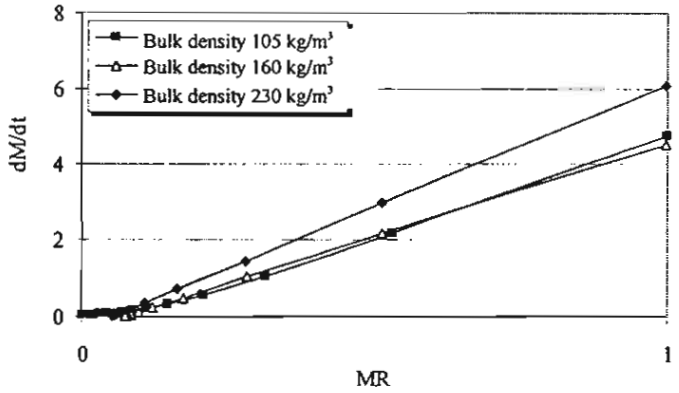


รูปที่ 2 เปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ ที่อัตราส่วนผสมโดยปริมาตรระหว่างข้าวเปลือกและแกลบต่างๆ

จากรูปที่ 2 เมื่ออบแห้งนาน 7 ชั่วโมงพบว่าเมื่อแกลบ bulk density 230 kg/m^3 ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงจาก 33%d.b. เป็น 29.1, 28.9 และ 28.1%d.b. ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1:1, 1.5:1 และ 2:1 ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าเมื่อใช้แกลบที่มีค่า bulk density เท่ากัน การเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบจะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้เร็วและมากกว่าที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกต่ำ นั่นคือการเพิ่มปริมาณแกลบจะช่วยเพิ่มอัตราการดูดซับความชื้นหรืออาจกล่าวได้ว่าที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1:1 ปริมาณแกลบมีน้อยจึงไม่เพียงพอต่อการดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือก ดังนั้นเมื่อเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก จึงช่วยเพิ่มอัตราการดูดซับความชื้นของแกลบให้สูงขึ้น ซึ่งจะให้ผลชัดเจนในกรณีที่เพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1:1 ไปเป็น 1.5:1 เท่านั้น ในกรณีที่เพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกจาก 1.5:1 ไปเป็น 2:1 พบว่าแกลบมีปริมาณมากเกินไป โดยจะมีแกลบส่วนหนึ่งที่ไม่ได้สัมผัสกับข้าวเปลือก ในส่วนของแกลบพบว่าความชื้นของแกลบเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงสองชั่วโมงแรก ซึ่งเป็นช่วงที่ความแตกต่างของความดันไอที่ผิวของข้าวเปลือกและแกลบยังมีค่าสูงอยู่ ทำให้แกลบสามารถดูดซับความชื้นได้อย่างรวดเร็ว หลังจากระยะเวลาการอบแห้งผ่านไปนานกว่า 2 ชั่วโมงอัตราการดูดซับความชื้นของแกลบจะลดลงและเข้าสู่สมดุลในที่สุด สำหรับการทดลองครั้งนี้พบว่าอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1.5:1 และ 2:1 มีอัตราการดูดซับความชื้นใกล้เคียงกัน ดังนั้นเลือกใช้อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1.5:1 ก็เพียงพอ

ผลของการเปลี่ยนค่า Bulk density ของแกลบ

การเพิ่มค่า bulk density (พิจารณาที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกเท่ากัน) จะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้เร็วกว่าการใช้แกลบ bulk density ต่ำๆ โดยการเพิ่มค่า bulk density จะเป็นการลดขนาดของแกลบให้เล็กลง ซึ่งจะช่วยให้แกลบสัมผัสกับผิวข้าวเปลือกได้มากขึ้น ส่งผลให้อัตราการอบแห้งเกิดได้เร็วและสามารถลดความชื้นลงได้มากกว่ากรณีไม่บดแกลบ ซึ่งจากรูปที่ 3 แสดงให้เห็นว่าเมื่อใช้แกลบ bulk density 230 kg/m^3 ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1.5:1 จะสามารถลดความชื้นลงได้มากและรวดเร็วกว่าการใช้แกลบ bulk density 105 และ 160 kg/m^3



รูปที่ 3 เปรียบเทียบความชื้นที่ลดลงตามเวลา เมื่อใช้แกลบที่มีค่า bulk density 105, 160 และ 230 kg/m^3 ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก 1.5:1

การเปลี่ยนแปลงของค่าคงที่ของการอบแห้ง

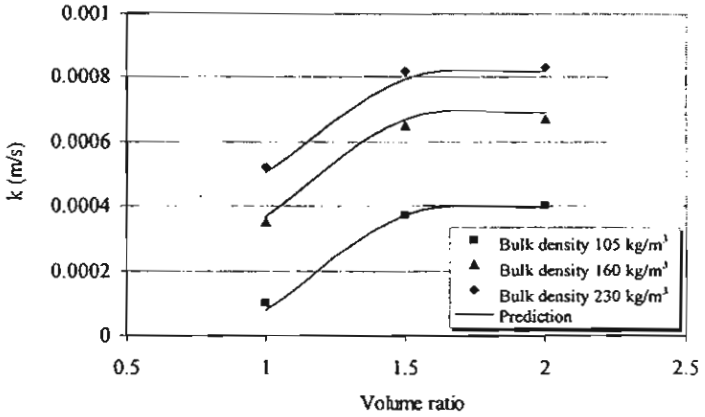
จากการทดลองสามารถนำผลการทดลองมาฟิตสมการเพื่อใช้ทำนายค่าคงที่ของการอบแห้งได้ดังสมการที่ (18) โดยค่าคงที่ของการอบแห้งมีความสัมพันธ์กับค่าอัตราส่วนผสมโดยมวลระหว่างแกลบและข้าวเปลือก (R) และค่า bulk density (D) พบว่าเมื่อ bulk density สูงจะช่วยทำให้อัตราการอบแห้งสูงขึ้นทุกๆ อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบ ส่งผลให้ค่าคงที่ของการอบแห้งมีค่าสูงขึ้นด้วย

$$k = (a + bR^{-6}) \qquad \text{(m/s)} \qquad (18)$$

โดยค่า a และ b เมื่อนำมาฟิตสมการโดยให้ขึ้นอยู่กับค่า bulk density (D) ของแกลบจะได้ความสัมพันธ์เป็น

$$a = 9.603\times10^{-4} - 2.269D^{-1.785} \qquad ,R^2 = 0.99 \qquad (19)$$

$$b = -7.128\times10^{-11}D^2 + 1.727\times10^{-8}D - 1.035\times10^{-6} \qquad ,R^2 = 1.00 \qquad (20)$$



รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงของค่าคงที่ของการอบแห้งตามเงื่อนไขการทดลองต่างๆ

รูปที่ 4 เปรียบเทียบค่าคงที่ของการอบแห้งที่จากผลการทดลองและจากสมการที่ (18), (19) และ (20) จากรูปแสดงให้เห็นว่าสมการที่ (18) สามารถทำนายค่าคงที่ของการอบแห้งได้ใกล้เคียงกับผลการทดลอง

การทดสอบร้อยละต้นข้าว

ตารางที่ 2 ร้อยละต้นข้าวตามเงื่อนไขการอบแห้งต่างๆ

Bulk density (kg/m^3)	Volume ratio	Time (h)				
		อ้างอิง	1	3	5	7
105	1.5:1	52.0±0.05	51.9±0.07	51.6±0.12	51.7±0.13	52.1±0.09
160	1.5:1	52.2±0.08	51.7±0.04	51.6±0.20	51.9±0.01	52.0±0.07
230	1.5:1	51.8±0.22	51.6±0.14	51.4±0.04	51.4±0.14	51.7±0.02

จากการทดลองได้ทำการทดลองโดย rewet ข้าวเปลือกให้มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33%d.b. และเก็บข้าวเปลือกไว้ในตู้เย็นที่อุณหภูมิ 4°C เป็นระยะเวลา 7 วันเพื่อให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวมีค่าสม่ำเสมอจึงจะนำข้าวเปลือกมาทำการทดลอง ซึ่งในการทดลองจะทำการทดลองโดยผสมข้าวเปลือกและแกลบเข้าด้วยกันและเก็บไว้ที่อุณหภูมิบรรยากาศ เมื่อสิ้นสุดระยะเวลาการอบแห้งที่ 7 ชั่วโมงพบว่าอุณหภูมิมีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นเล็กน้อย (2-3°C) ซึ่งถือได้ว่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิมีค่าไม่มากนักและเป็นการเปลี่ยนแปลงอย่างช้า จึงไม่ส่งผลกระทบต่อการแตกหักของข้าวเปลือก ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองพบว่าร้อยละต้นข้าวมีค่าใกล้เคียงกับร้อยละต้นข้าวอ้างอิงในทุกๆ เงื่อนไขการอบแห้ง นั่นคือการเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก การเพิ่มค่า bulk density ของแกลบ และระยะเวลาการอบแห้งไม่ส่งผลกระทบต่อร้อยละต้นข้าว ดังแสดงในตารางที่ 2

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองแสดงให้เห็นว่าการใช้แกลบเป็นตัวดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือก สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ในระดับหนึ่งแต่ยังคงสูงกว่าระดับที่ปลอดภัยในการเก็บรักษา โดยจากการทดลองพบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนผสมโดยปริมาตรระหว่างแกลบและข้าวเปลือก จะช่วยให้ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงได้เร็วกว่าการใช้อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกต่ำ แต่ที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกสูงกว่า 1.5:1 พบว่าอัตราการอบแห้งเพิ่มสูงขึ้นเพียงเล็กน้อยเมื่อเทียบกับการเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือกจาก 1:1 มาเป็น 1.5:1 ส่วนกรณีการเพิ่ม bulk density ของแกลบ จะช่วยเพิ่มอัตราการอบแห้งให้สูงขึ้น โดยพบว่าแกลบ bulk density 230 kg/m^3 จะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ในปริมาณมากและรวดเร็วกว่าการใช้แกลบ bulk density 105, 160 kg/m^3 นอกจากนี้ผลการทดลองยังแสดงให้เห็นว่าหลังผ่านอบแห้งเป็นระยะเวลานาน 2 ชั่วโมงความชื้นของข้าวเปลือกมีแนวโน้มไม่เปลี่ยนแปลงไม่ว่าจะเพิ่มระยะเวลาในการอบแห้ง ดังนั้นเพื่อลดความชื้นของข้าวเปลือกลงอีก จึงควรเปลี่ยนแกลบชุดใหม่เข้าไปแทน เมื่อทดสอบคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งพบว่าร้อยละต้นข้าว ของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งมีค่าใกล้เคียงกับร้อยละต้นข้าวอ้างอิง นั่นคือการเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบและข้าวเปลือก การเพิ่มค่า bulk density ของแกลบ และระยะเวลาการอบแห้งไม่ส่งผลกระทบต่อร้อยละต้นข้าว

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัยและ และ The Japan International Research Center for Agricultural Sciences ที่ให้ความสนับสนุน

เอกสารอ้างอิง

Yamaguchi, S. and Kawasaki, H. 1994. Basic Research for Rice Drying with Silica Gel. Drying Technology. 12(5):1053-1067.

Danziger, M.T., Steinberg, M.P. and Nelson, A.I. 1972. Drying of Field Corn with Silica Gel. Transactions of the ASAE. 15(6): 1071-1074.

Handerson, S. 1987. Moisture Transfer between Mixed Wet and Dry Barley Grains. Journal of Agricultural Engineering Research. 33:163-170

Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1981. Drying of Cereal Grains with the Desiccant Bentonite. Canadian Agricultural Engineering. 23(2): 101-103.

Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1983. Moisture Exchange between Corn and the Desiccant Bentonite in an Intimate Mixture. Canadian Agricultural Engineering. 25(1):139-141.

Crank, J. 1975. The Mathematics of Diffusion. 2nd ed. Clarendon Press., Oxford. pp. 1-5, 91-96.

Ozisik, M. 1994. Finite Difference Methods in Heat Transfer. CRC Press., Boca Raton. pp. 75-78.

Thorpe G.R. and Whitaker S. 1991. Local Mass and Thermal Equilibria in Ventilated Grain Bulk. Part I: The evelopment of Heat and Mass Conservation Equation. Journal of Stored Products Research. 28:15-27.

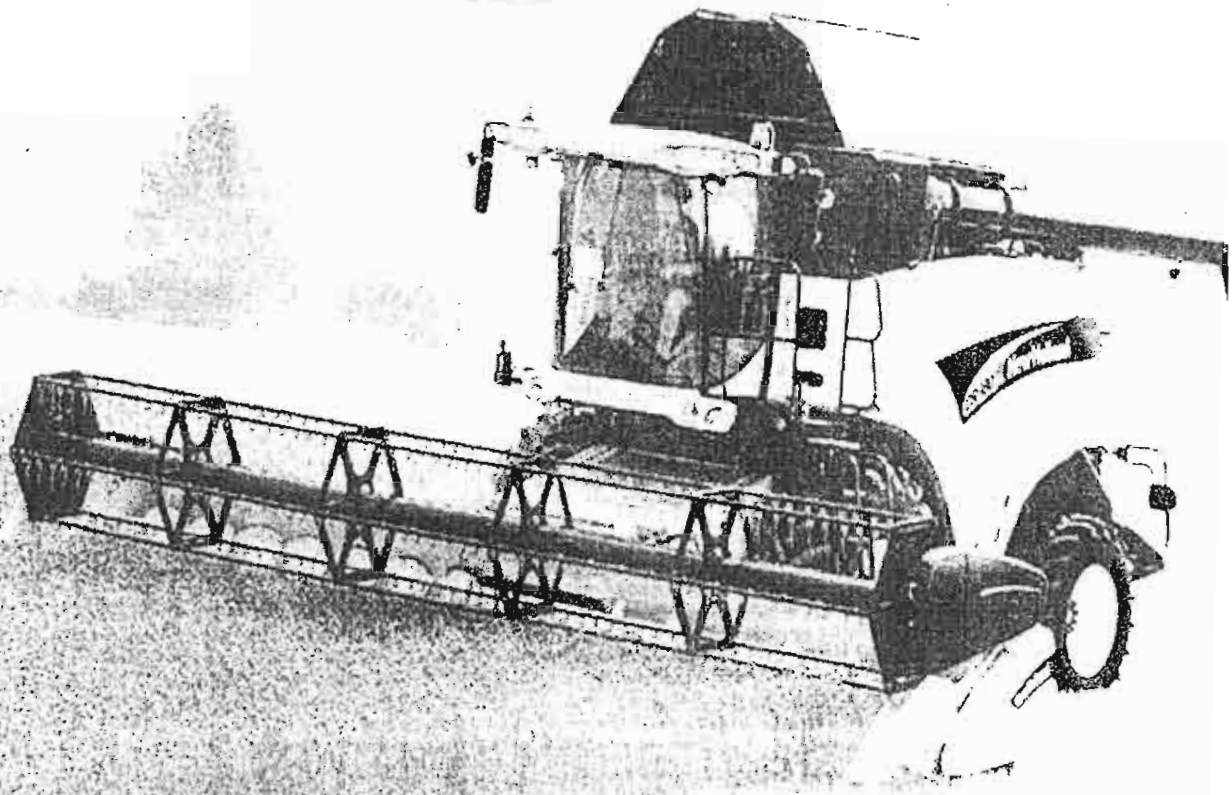
Chung, D.S.,and Pfost, H.B. 1967. Adsorption and Desorption of Water Vapour by Cereal Grains and Their Products. ASAE 10. pp. 549-557.

Karon, M.L. and Adams, M.E. 1949. Hygroscopic Equilibrium of Rice and Rice Fractions. Cereal Chemistry. 26(1):1-13.

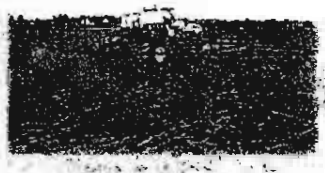
AOAC. 1995. Official Method of Analysis 16th edn. Washington, DC:Association of Official Analytical Chemists. USA.

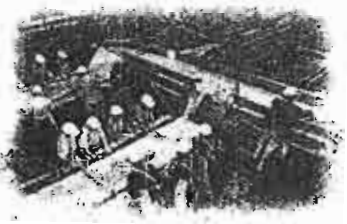
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การอบแห้งเมล็ดกาแฟสดโดยใช้ปั๊มความร้อนและลมร้อน

รัฐพร บัวขม[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3]*

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิ และความเร็วของอากาศที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งและการเปลี่ยนแปลงคุณภาพของเมล็ดกาแฟ อุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งแบบลมร้อนเท่ากับ 50, 60 และ 70 °C ความเร็วอากาศเท่ากับ 0.8 และ 1.3m/s ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดกาแฟอยู่ในช่วง 178 ถึง 209% d.b. อบแห้งจนได้ความชื้นสุดท้ายประมาณ 15 ถึง 16% d.b. ซึ่งจากการทดลองพบว่า การลดลงของความชื้นเมล็ดกาแฟอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง โดยการเพิ่มอุณหภูมิอากาศร้อนจะทำให้อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น ส่วนความเร็วของอากาศไม่มีผลต่ออัตราการอบแห้งและค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของน้ำในเมล็ดกาแฟที่อุณหภูมิสูงมีค่ามากกว่าที่อุณหภูมิต่ำ และมีค่าลดลงตามความชื้นของเมล็ดกาแฟ สำหรับคุณภาพด้านสีหลังการอบแห้ง พบว่า ค่า L มีค่าลดลง ค่า a มีค่าเพิ่มขึ้น และค่า b มีการเปลี่ยนแปลงน้อยมาก ผลของอุณหภูมิอบแห้งที่เพิ่มขึ้นยังมีผลต่อการลดลงของปริมาณ Chlorogenic acid ในเมล็ดกาแฟ แต่ไม่มีผลต่อปริมาณของแข็งที่ละลายน้ำได้ เมื่อเปรียบเทียบคุณภาพของเมล็ดกาแฟที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบลมร้อนและปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิ 50 ° C และความเร็วอากาศ 0.8m/s พบว่า คุณภาพที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน

---

[1]นักศึกษา [2]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [3]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-9220-30 ต่อ 206; โทรสาร: 0-2428-3534; อีเมล์: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

DRYING OF COFFEE BERRIES USING HEAT PUMP AND HOT AIR

Rattaporn Buakhom[1], Somchart Soponronnarit[2] and Somkiat Prachayawarakorn[3]*

ABSTRACT

The purpose of this research is to study the effect of drying medium temperature and velocity on drying rate and qualities of dried coffee berries. The drying conditions are as follows: hot air drying temperatures of 50, 60 and 70 °C, air velocities of 0.8 and 1.3 m/s, the initial moisture contents of coffee grain in range of 178-209% d.b. and the final moisture content of 15-16% d.b. The experimental results showed that moisture movement could be characterized by a falling rate period. Drying rate increased with increasing temperature, however, it was not much affected by air velocity. Effective moisture diffusivity increased with increasing drying temperature and decreased with decreasing moisture content when time elapsed. Considering color of dried materials, it was found that a-value higher whist L-value was lower with higher temperature. However, no obvious change of b-values was found. The higher temperature also resulted in the smaller chrologenic acid retention. Nevertheless, air temperature and velocity had not much effect on total soluble solids in coffee berries. Comparison between hot air and heat pump drying showed that quality parameters of product dried by hot air and heat pump were not significantly different.

KEYWORDS: Chrologenic acid, Coffee berries, Diffusivity, Quality

---

[1]Graduate Student, [2]Professor, School of Energy and Materials, [3]Associate Professor,

Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-2470-9220-30 Ext. 206; Fax: 0-2428-3534; E-mail address: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

บทนำ

กาแฟเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของประเทศไทย โดยหลังการเก็บเกี่ยวจำเป็นต้องลดความชื้นให้ไม่เกิน 16%d.b.[1] ซึ่งวิธีการที่นิยมใช้ลดความชื้นเมล็ดกาแฟของเกษตรกรในปัจจุบันเป็นวิธีการแบบธรรมชาติคือการตากแดด ซึ่งเป็นวิธีที่ใช้ระยะเวลาในการดำเนินการนาน คือ ประมาณ 9-12 วัน ดังนั้นในปัจจุบันเกษตรกรชาวสวนกาแฟบางส่วนจึงมีการนำเครื่องอบแห้งมาใช้เพื่อลดเวลาในการดำเนินการ ซึ่งคุณภาพของเมล็ดกาแฟขึ้นอยู่กับระยะเวลา และอุณหภูมิที่เหมาะสมในการอบแห้งเมล็ดกาแฟสด

องค์ประกอบทางเคมีที่สำคัญของกาแฟ คือ Caffeine และ Chlorogenic acid ($C_{16}H_{18}O_9$) ซึ่งเป็นกรดที่มีปริมาณมากที่สุดในจำนวนกรดทั้งหมดที่มีในเมล็ดกาแฟ และปริมาณกรดดังกล่าวเป็นตัวชี้ถึงรสชาติของกาแฟได้โดย Chlorogenic acid ที่มีภายในเมล็ดกาแฟจะแตกตัวเป็น Quinic acid ($C_7H_{12}O_6$) [2] เมื่อได้รับความร้อนเป็นผลทำให้มีปริมาณ Quinic Acid เกิดขึ้นในเมล็ดกาแฟและในทางกลับกันปริมาณ Chlorogenic acid ในเมล็ดกาแฟก็จะลดลง ซึ่งการเกิดและเพิ่มขึ้นของ Quinic acid ที่เป็นผลมาจากการแตกตัวของ Chlorogenic acid นี้เองที่ก่อให้เกิดรสชาติเปรี้ยวในกาแฟ ซึ่งปริมาณ Chlorogenic acid โดยทั่วไปที่มีในเมล็ดกาแฟสดจะมีค่าอยู่ในช่วง 7-10 เปอร์เซ็นต์ของน้ำหนักเมล็ดกาแฟแห้ง[3] Deshpande และ Aguilar [4] ศึกษาผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการคั่วเมล็ดกาแฟ พบว่าปริมาณ Chlorogenic acid ในเมล็ดกาแฟจากการคั่วเมล็ดกาแฟที่อุณหภูมิสูงปริมาณน้อยกว่าการคั่วที่อุณหภูมิต่ำ สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ[5] ได้ทดลองคั่วกาแฟในแปลงทำสภาพของไหล โดยใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการคั่วเมล็ดกาแฟ ซึ่งจากการทดลองพบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการคั่วมีผลต่อปริมาณการละลายของแข็งในกาแฟด้วยน้ำ โดยการคั่วเมล็ดกาแฟที่อุณหภูมิสูงร้อยละปริมาณการละลายของแข็งในกาแฟด้วยน้ำมีปริมาณมากกว่าการคั่วที่อุณหภูมิต่ำ

ในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาจลนศาสตร์ของการอบแห้งของเมล็ดกาแฟ และคุณภาพของเมล็ดกาแฟที่ได้หลังจากผ่านการอบแห้งด้วยวิธีการใช้ปั๊มความร้อนและลมร้อน โดยคุณภาพของเมล็ดกาแฟที่ทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบ ได้แก่ สีของเมล็ดกาแฟเขียว ปริมาณ Chlorogenic acid และปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายน้ำได้

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 วัสดุและอุปกรณ์ในการทดลอง

2.1.1 เครื่องอบแห้งแบบเมล็ดพืชอยู่กับที่ โดยในเครื่องอบแห้งแบบเมล็ดพืชอยู่กับที่มีส่วนประกอบหลักๆ ดังนี้ (1) ขดลวดทำความร้อนขนาด 1000 วัตต์ (2) พัดลมชนิดแรงเหวี่ยงใบโค้งหลัง (Backward curve centrifugal fan) (3) มอเตอร์ขนาด 746 วัตต์ สามารถปรับความเร็วรอบได้

2.1.2 เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน ซึ่งมีส่วนประกอบหลักๆ ดังนี้ (1) เครื่องอัดไอแบบลูกสูบ (Hermetic Reciprocating Compressor) ขนาดพิกัดมอเตอร์ 1.3 กิโลวัตต์ (AW5515EK) ใช้สารทำความเย็น R-22 (2) เครื่องควบแน่นขนาด 4.5 กิโลวัตต์ (3) เครื่องทำระเหย (Evaporator) ขนาด 3.66 กิโลวัตต์ (4) วาล์วลดความดันชนิดท่อรูเข็ม (Capillary tube) (5) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดอากาศกับอากาศ (Recuperator) (6) พัดลมเป็นแบบชนิดแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหน้า (Forward curved centrifugal fan) ใช้มอเตอร์ขับขนาด 0.75 กิโลวัตต์ และปรับความเร็วรอบด้วยเครื่องอินเวอร์เตอร์(Inverter) โดยห้องอบแห้งในระบบปั๊มความร้อนมีขนาดของตู้อบแห้ง 0.90 x 0.80 x 0.75 ลูกบาศก์เมตร

2.2 วิธีการทดลอง

2.2.1 การหาความชื้นของเมล็ดกาแฟ

ในการทดลองอบแห้งเมล็ดกาแฟสดพันธุ์โรบัสตานี้ ใช้เครื่องอบแห้งแบบเมล็ดพืชอยู่กับที่โดยอาศัยอากาศร้อนเป็นตัวกลางในการให้ความร้อน ความเร็วที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 0.8 และ 1.3 m/s โดยอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 50, 60 และ 70°C และในกรณีการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน ความเร็วที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 0.8 m/s และอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งเท่ากับ 50 °C ซึ่งเมล็ดกาแฟสดที่นำมาใช้ในงานวิจัยมีความชื้นเริ่มต้นอยู่ในช่วง 178-209 %d.b. อบจนเหลือความชื้นอยู่ในช่วงระหว่าง 15-16 %d.b. การเตรียมเมล็ดกาแฟสดเพื่อใช้ในการอบแห้ง ทำโดยการคัดเมล็ดกาแฟที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12 mm. สีแดงสด หลังจากนั้นนำเมล็ดกาแฟที่เตรียมไว้ใส่ในห้องอบแห้ง ชั่งน้ำหนักเมล็ดกาแฟในช่วงเริ่มต้นและในช่วงกำลังอบแห้งทุกๆ 30 นาที เพื่อนำไปหาความชื้นที่ลดลง สำหรับการวัดอุณหภูมิภายในเมล็ดกาแฟทำการวัดด้วยสายเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกข้อมูล(data logger) ที่มีความถูกต้อง ± 1 °C

2.2.2 การวัดสีของเมล็ดการแฟหลังการอบแห้ง

วัดด้วยเครื่องวัดสี Minolta รุ่น CR-300 ระบบสีแบบ Hunter ซึ่งรายงานผลด้วยค่า L, a และ b โดยค่า L หรือความสว่างมีค่าอยู่ในช่วง 0-100 (มืด-สว่าง) ค่า a หรือความแดง มีค่าอยู่ในช่วง -60 ถึง +60 (เขียว-แดง) และค่า b หรือความเหลืองมีค่าอยู่ในช่วง -60 ถึง +60 (น้ำเงิน-เหลือง) โดยในการวัดจะทำการสุ่มเมล็ดกาแฟจำนวน 15 เมล็ด มาทำการปอกเปลือกและลอกเยื่อที่ผิวเมล็ดออก แล้วจึงทำการวัดสีที่ผิวของเมล็ดกาแฟ

2.2.3 การหาปริมาณ Chlorogenic acid ที่มีอยู่ในเมล็ดกาแฟ

เตรียมตัวอย่างโดยนำเมล็ดกาแฟที่ผ่านการอบแห้งที่สภาวะต่างๆ มาคั่วด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 230 °C เป็นเวลา 10 นาที [6] เสร็จแล้วทิ้งไว้ให้เมล็ดกาแฟเย็นตัวลงแล้วนำมาบดให้เป็นผงละเอียด แล้วจึงนำไปวิเคราะห์เพื่อหาปริมาณ Chlorogenic acid ตามมาตรฐาน AOAC Official Method 957.04 [7] โดยเครื่องมือที่ใช้วัดค่าการดูดกลืนแสงคือ UV-visible spectrophotometry ยี่ห้อ Perkin Elmer รุ่น Lambda

2.2.4 ปริมาณของแข็งที่ละลายน้ำในกาแฟ

วิเคราะห์ตามแบบมาตรฐาน AOAC Official Method 973.21 [8] ซึ่งเป็นการวิเคราะห์จากน้ำหนักสารละลายเริ่มต้นเปรียบเทียบกับน้ำหนักสุดท้ายหลังจากการอบแห้งที่อุณหภูมิ 105 °C

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล

ในงานวิจัยนี้ได้สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล ซึ่งจากการทดลองพบว่าการลดลงของความชื้นอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงเพียงอย่างเดียว โดยความชื้นที่ลดลงนี้สามารถคำนวณได้จากสมการการแพร่ของ Fick โดยกำหนดให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่เปลี่ยนแปลงตามความชื้นของเมล็ด ซึ่งแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้ในการคำนวณหาค่าอัตราการอบแห้งจะใช้ numerical method ในการแก้ปัญหา และได้นำวิธีการ random search method มาใช้ในการสุ่มหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลเพื่อให้ได้อัตราการอบแห้งที่ถูกต้อง โดยเมล็ดกาแฟที่ใช้ในการอบแห้งสมมติให้มีลักษณะเป็นทรงกลม ดังนั้นจึงใช้สมการการแพร่ของ Fick มาอธิบายการแพร่ของความชื้นที่แพร่ผ่านเมล็ดกาแฟดังสมการที่ (1)

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2 D \frac{\partial M}{\partial r}\right) \qquad (1)$$

เมื่อ D = สัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของความชื้น(m^2/s)

M = ความชื้น(เศษส่วนมาตรฐานแห้ง)

r = รัศมี(m)

t = เวลา(s)

โดยกำหนดให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของความชื้นเปลี่ยนแปลงตามความชื้นของเมล็ดกาแฟดังสมการที่ (2)

$$D = a\exp(bM) \tag{2}$$

เมื่อ D = สัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล(m^2/s)

M = ความชื้น(เศษส่วนมาตรฐานแห้ง)

a,b = ค่าคงที่

แทนค่าสัมประสิทธิ์การแพร่สมการ(2) ลงในสมการ (1) จะได้ดังสมการ(3)

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2 (a\ \exp(bM))\frac{\partial M}{\partial r}\right) \tag{3}$$

เมื่อหาอนุพันธ์ของสมการที่(3) จะได้ดังสมการ (4)

$$\frac{\partial M}{\partial t} = a\ \exp(bM)\left(\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial M}{\partial r}\right) + a\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)\left(\frac{\partial(\exp(bM))}{\partial r}\right) \tag{4}$$

โดยสามารถกำหนดสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขต ดังนี้

$$M(r,0) = M_{in} \tag{5}$$

$$M(r_o,t) = M_{eq} \tag{6}$$

$$\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)_{r=0} = 0 \tag{7}$$

เมื่อ M_{in} = ความชื้นเริ่มต้น (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง)

M_{eq} = ความชื้นสมดุล (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง)

ดังนั้นจากสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขตในสมการที่ (5) (6) และ (7) จะสามารถหาค่าความชื้นที่เวลาใดๆ ภายในเมล็ดกาแฟได้โดยวิธีทาง Numerical method [9] ในรูปแบบของ finite difference และใช้วิธี explicit solution มาแก้ปัญหา และค่าความชื้นที่ตำแหน่งผิวนอกสุด (M_{eq}) สามารถคำนวณได้จากสมการความชื้นสมดุลของเมล็ดกาแฟ [10] ดังสมการที่ (8)

$$M_{eq} = 1.1281[-\ln(1-\varphi_e)/(T_e + 40.535)]^{0.5405} \quad (8)$$

เมื่อ M_{eq} = ความชื้นสมดุล (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง)

T_e = อุณหภูมิอากาศ (C)

φ_e = ความชื้นสัมพัทธ์, $0 \le \varphi_e \le 1$

การหาค่าความชื้นเฉลี่ยทั้งเมล็ดที่เวลาใดๆ สามารถหาได้ดังสมการที่ (9)

$$\overline{M}(t) = \frac{4\pi}{V_p}\int_0^r r^2 M(r,t)dr \quad (9)$$

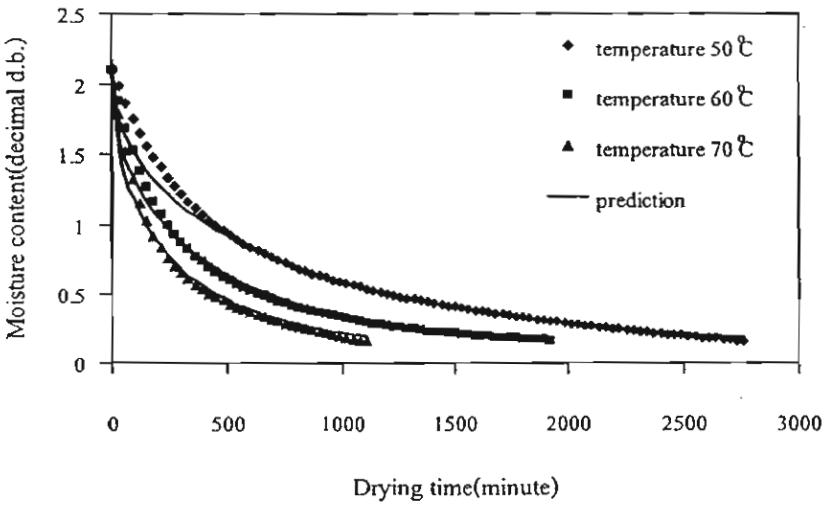
เมื่อ $\overline{M}(t)$ = ความชื้นเฉลี่ยทั้งเมล็ดที่เวลาใดๆ

V_p = ปริมาตรของเมล็ดกาแฟ

จากการกำหนดให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลมีความสัมพันธ์กับความชื้นดังสมการที่ (2) และสามารถคำนวณการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกาแฟจากเวลาเริ่มต้นจนสิ้นสุดระยะเวลาอบแห้งได้ โดยในการคำนวณได้แบ่ง node ภายในเมล็ดกาแฟเป็น 100 node และใช้ time interval เท่ากับ 0.01 วินาที ซึ่งจากการคำนวณได้นำวิธีการสุ่มแบบ grid search มาใช้ในการหาค่าคงที่ของ a และ b โดยค่าที่ดีเหมาะสมที่สุดสามารถบ่งบอกโดยวิธีกำลังสองต่ำสุด(R^2) ซึ่งวิธีกำลังสองต่ำสุดเป็นการเปรียบเทียบผลการทำนายความชื้นเฉลี่ยกับผลจากการทดลองโดยในงานวิจัยนี้กำหนดให้ R^2 ควรมีค่ามากกว่า 0.98 จึงจะถือว่าเป็นคำตอบ

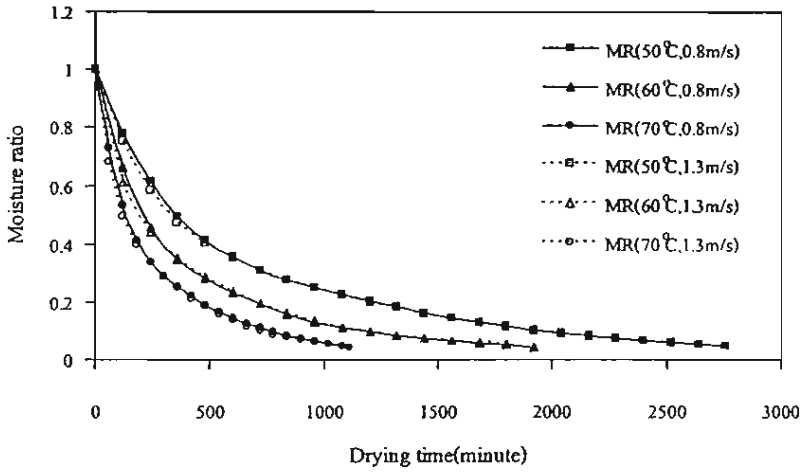
ผลการทดลองและวิจารณ์

การเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกาแฟ



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกาแฟภายใต้อุณหภูมิอบแห้งต่างๆ ที่ความเร็วอากาศ 0.8 m/s

รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกาแฟตามเวลาที่อุณหภูมิอบแห้งต่างๆ ที่ความเร็วอากาศ 0.8 m/s ซึ่งการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกาแฟในช่วงแรกจะมีค่าลดลงอย่างรวดเร็วและช้าลงเรื่อยๆ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากในช่วงแรกเป็นช่วงที่เมล็ดกาแฟยังมีความชื้นสูงอยู่โดยเฉพาะที่บริเวณผิว ดังนั้นการถ่ายเทมวลและความร้อนส่วนใหญ่จึงเกิดขึ้นที่บริเวณผิว ซึ่งการถ่ายเทมวลและความร้อนที่บริเวณผิวของเมล็ดกาแฟนั้นจะง่ายกว่าการถ่ายเทมวลและความร้อนภายในเมล็ดกาแฟ ดังนั้นในช่วงแรกความชื้นของเมล็ดกาแฟจึงลดลงอย่างรวดเร็ว และเมื่อความชื้นที่ผิวลดลงมากแล้วการถ่ายเทมวลและความร้อนส่วนใหญ่จะเกิดขึ้นภายในเมล็ดกาแฟซึ่งการเคลื่อนที่ของน้ำจากภายในเมล็ดมาที่ผิวจะยากและช้ากว่าในช่วงแรกที่เมล็ดกาแฟมีความชื้นสูง ส่งผลให้ความชื้นของเมล็ดกาแฟลดลงอย่างช้าๆ ในช่วงท้าย และจากการทดลองพบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่ออัตราการลดความชื้น โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นของเมล็ดกาแฟได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงมีความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของตัวกลางและเมล็ดกาแฟมาก ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูง เมล็ดกาแฟจึงได้รับความร้อนมาก และน้ำสามารถเคลื่อนที่ออกจากเมล็ดกาแฟได้ดี



รูปที่ 5 เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งเมล็ดกาแฟ ที่ความเร็วอากาศ 0.8 และ 1.3 m/s ภายใต้อุณหภูมิอบแห้งต่างๆ

รูปที่ 5 แสดงการลดลงของความชื้นเปรียบเทียบระหว่างความเร็วอากาศ 0.8 และ 1.3 m/s ที่อุณหภูมิอบแห้ง 50, 60 และ 70^{o}C พบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกันอัตราการอบแห้งมีค่าใกล้เคียงกัน เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของอากาศที่ความเร็วอากาศทั้งสองมีค่าใกล้เคียงกัน จึงไม่ส่งผลต่ออัตราการอบแห้งมากนัก

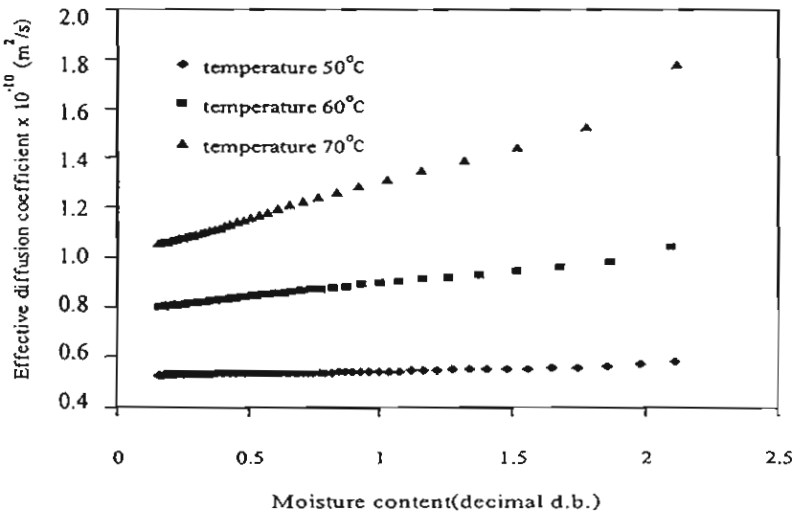
สัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำในเมล็ดกาแฟ

ค่าคงที่ a และ b ที่คำนวณได้สำหรับการทดลองต่างๆ แสดงดังตารางที่ 1 จากตาราง พบว่า อุณหภูมิอบแห้งมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าคงที่ a และ b โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำค่าคงที่ที่ได้ทั้งสองจะมีค่าต่ำกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงขณะที่ความเร็วของอากาศมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าคงที่ทั้งสองน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอบแห้ง และผลการวิเคราะห์ทางสถิติโดยใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวนด้วยวิธี Duncan พบว่าความเร็วอากาศไม่มีผลอย่างชัดเจนต่อการเปลี่ยนแปลงค่าคงที่ a และ b อย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95% ดังนั้นจึงสามารถนำค่าคงที่ a และ b มาหาความสัมพันธ์กับอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งได้ดังสมการที่ (10) และ (11) ตามลำดับ

ตารางที่ 1 แสดงค่าคงที่ของสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล

อุณหภูมิอบแห้ง(°C)	ความเร็วอากาศ (m/s)	a	b	R^2	MRS
50	0.8	$5.3x10^{-11}$ (a1)	$0.015^{(b1)}$	0.983	0.00342
50	1.3	$5.3x10^{-11}$ (a1)	$0.01^{(b1)}$	0.988	0.00165
60	0.8	$7.8x10^{-11}$ (a2)	$0.14^{(b2)}$	0.984	0.00296
60	1.3	$7.8x10^{-11}$ (a2)	$0.14^{(b2)}$	0.985	0.002948
70	0.8	$1x10^{-10}$ (a3)	$0.275^{(b3)}$	0.983	0.00367
70	1.3	$1x10^{-10}$ (a3)	$0.275^{(b3)}$	0.984	0.002527

หมายเหตุ ตัวแปรที่มีตัวกำกับบนอักษรเหมือนกัน และอยู่ในคอลัมน์เดียวกันแสดงถึง ความไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 0.95



รูปที่ 6 การเปลี่ยนแปลงของค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลจากการคำนวณ

$$a = -7.055x10^{-10} + 2.35x10^{-12}T \qquad R^2 = 0.99 \qquad (10)$$

$$b = -4.271 + 1.325x10^{-2}T \qquad R^2 = 0.99 \qquad (11)$$

เมื่อ T = อุณหภูมิของอากาศขาเข้า, K

จากผลการคำนวณที่ได้แสดงให้เห็นว่า ให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลที่ได้มีค่าแปรตามอุณหภูมิดังแสดงในรูปที่ 6 นอกจากนี้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลยังแปรตามความชื้นโดยที่ความชื้นสูงจะมีค่าสัมประสิทธิ์การแพร่สูงและมีค่าลดลงเมื่อความชื้นมีค่าต่ำลง และจากสมการการแพร่ที่ได้เมื่อคำนวณย้อนกลับหาความชื้นของเมล็ดกาแฟที่ลดลงจากการอบแห้งที่อุณหภูมิและความเร็วต่างๆ พบว่าสามารถทำนายผลสอดคล้องกับการทดลองดังแสดงในรูปที่ 4 ซึ่งแสดงด้วยเส้นทึบ

สีของเมล็ดกาแฟหลังการอบแห้ง

จากการทดลองพบว่าในช่วงเริ่มต้นการอบแห้งค่า L, a และ b มีค่าอยู่ในช่วง 50.4 ถึง 52.05 -0.73 ถึง -0.76 และ 8.34 ถึง 9.10 ตามลำดับ ดังแสดงในตารางที่ 2 หลังผ่านการอบแห้งค่า L มีค่าลดลง ค่า a มีค่าเพิ่มขึ้น และการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงการเปลี่ยนแปลงสีของค่า L และ a จะเปลี่ยนแปลงมากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ในส่วนของการเปลี่ยนแปลงค่า b ของเมล็ดกาแฟขณะอบแห้ง พบว่าค่า b ที่ทุกเงื่อนไขการอบแห้งมีค่าใกล้เคียงกัน และการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดกาแฟเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิอบแห้ง 50°C ความเร็วอากาศ 0.8 m/s พบว่าการเปลี่ยนแปลงสีมีลักษณะใกล้เคียงกัน และเมื่อทำการเปรียบเทียบสีของเมล็ดกาแฟก่อนและหลังการอบแห้งที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศร้อนต่างๆ พบว่าความเร็วของอากาศร้อนมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีน้อยกว่าผลของอุณหภูมิ

ปริมาณ Chlorogenic acid

ผลการวิเคราะห์หาปริมาณความเข้มข้น Chlorogenic acid ในเมล็ดกาแฟที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศต่างๆ แสดงดังตารางที่ 2 พบว่าปริมาณความเข้มข้น Chlorogenic acid ในเมล็ดกาแฟมีค่ามากที่สุดที่อุณหภูมิอบแห้ง 50°C รองลงมาคือ 60°C และที่อุณหภูมิ 70°C มีปริมาณความเข้มข้น Chlorogenic acid น้อยที่สุด เมื่อเปรียบเทียบผลการทดลองระหว่างสองความเร็วอากาศ พบว่าความเร็วของอากาศมีผลน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ และเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิอบแห้ง 50°C ความเร็วอากาศ 0.8 m/s พบว่าปริมาณ Chlorogenic acid ที่มีในเมล็ดกาแฟมีปริมาณเท่ากันทั้งสองกรณี

ตารางที่ 2 แสดงปริมาณ Chlorogenic acid สีของเมล็ดกาแฟ และปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายได้ด้วยน้ำ ในเมล็ดกาแฟที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิและความเร็วต่างๆ

อุณหภูมิอบแห้ง (oC)	ความเร็วอากาศ (m/s)	ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้ง(%)	เวลาในการอบแห้ง (h)	ค่าสีของเมล็ดกาแฟ			ปริมาณ Chlorogenic acid(ppm)	ปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายด้วยน้ำ (%)
				L	a	b		
HP50	0.8	26	44	44.42	0.2	8.54	13.6[a]	27.0[a]
HA50	0.8	20	46	44.66	0.25	8.71	13.6[a]	27.0[a]
	1.3	21	45	44.58	0.28	8.67	13.5[a]	27.0[a]
HA60	0.8	12	32	42.98	0.21	9.02	12.9[b]	26.9[a]
	1.3	12	30	42.03	0.2	9.27	12.9[b]	27.0[a]
HA70	0.8	7	18.5	38.16	0.29	9.15	12.4[c]	26.9[a]
	1.3	7	17	37.98	0.2	9.15	12.3[c]	27.0[a]

หมายเหตุ HP คือ อบแห้งด้วยปั๊มความร้อน, HA คือ อบแห้งด้วยลมร้อน ตัวเปรที่มีตัวกำกับบนอักษรเหมือนกันและอยู่ในคอลัมน์เดียวกันแสดงถึงความไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 0.95

ปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายได้ด้วยน้ำ

ผลจากการวิเคราะห์คุณภาพของเมล็ดกาแฟโดยการหาปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายน้ำได้ แสดงดังตารางที่ 2 พบว่าปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายน้ำได้จากทุกเงื่อนไขการอบแห้งมีค่าประมาณ ร้อยละ 27 ซึ่งผลจากการวิเคราะห์ทางสถิติโดยใช้การวิเคราะห์ความแปรปรวนด้วยวิธี Duncan แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิและความเร็วอากาศไม่มีผลอย่างชัดเจนต่อการเปลี่ยนแปลงปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายได้ด้วยน้ำ อย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95% และเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิอบแห้ง 50°C ความเร็วอากาศ 0.8 m/s พบว่าปริมาณของแข็งในกาแฟที่ละลายได้ด้วยน้ำที่มีค่า 27% เท่ากัน

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองอบแห้งเมล็ดกาแฟพันธุ์โรบัสตา ด้วยเครื่องอบแห้งแบบลมร้อนที่อุณหภูมิอบแห้งและความเร็วอากาศต่างๆ พบว่าในการอบแห้งเมล็ดกาแฟพันธุ์โรบัสตาด้วยอากาศร้อนอุณหภูมิ 50, 60 และ 70°C ที่ความเร็วอากาศร้อนเท่ากับ 0.8 และ 1.3 m/s การลดลงของความชื้นเมล็ดกาแฟอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง และเมื่อเพิ่มอุณหภูมิอากาศร้อนจะทำให้อัตราการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้น โดยความเร็วของอากาศไม่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง การเคลื่อนที่ของน้ำในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงสามารถอธิบายได้ด้วยสมการการแพร่ จากการทดลองพบว่า ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของน้ำในเมล็ดกาแฟมีค่าเปลี่ยนแปลงตามความชื้นของเมล็ดกาแฟและอุณหภูมิอบแห้ง และเมื่อเปรียบเทียบค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลจากการอบแห้ง พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของน้ำในเมล็ดกาแฟจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงมีค่ามากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ และมีค่าลดลงตามความชื้นของเมล็ดกาแฟ คุณภาพของเมล็ดกาแฟที่ได้จากการอบแห้ง พบว่า สีของเมล็ดกาแฟหลังการอบแห้งมีค่าของ L ลดลง a มีค่าเพิ่มขึ้น และ b มีการเปลี่ยนแปลงน้อยมากไม่ว่าจะอบแห้งที่อุณหภูมิสูงหรือต่ำ การอบแห้งที่อุณหภูมิ 70°C เมล็ดการแฟจะมีสีเขียวอมน้ำตาลเข้มกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 50 และ 60°C ซึ่งมีสีเขียวอมน้ำตาลอ่อน

จากการวิเคราะห์ปริมาณ Chlorogenic acid และปริมาณของแข็งที่ละลายน้ำได้ในกาแฟ พบว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่อการลดลงของปริมาณ Chlorogenic acid แต่ไม่มีผลต่อปริมาณของแข็งที่ละลายน้ำได้ในกาแฟ โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงการลดลงของ Chlorogenic acid จะมีมากกว่าการอบแห้งเมล็ดกาแฟที่อุณหภูมิต่ำ ส่วนความเร็วอากาศร้อนที่ใช้ในการอบแห้งไม่มีผลต่อการลดลงของปริมาณ Chlorogenic acid และปริมาณของแข็งที่ละลายน้ำได้ในกาแฟ

ผลการเปรียบเทียบคุณภาพของเมล็ดกาแฟที่ได้จากการอบแห้งอุณหภูมิ 50°C ที่ความเร็วอากาศร้อน 0.8 m/s ด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน และเครื่องอบแห้งแบบลมร้อน พบว่าคุณภาพของเมล็ดกาแฟที่ได้ใกล้เคียงกัน

กิตติกรรมประกาศ

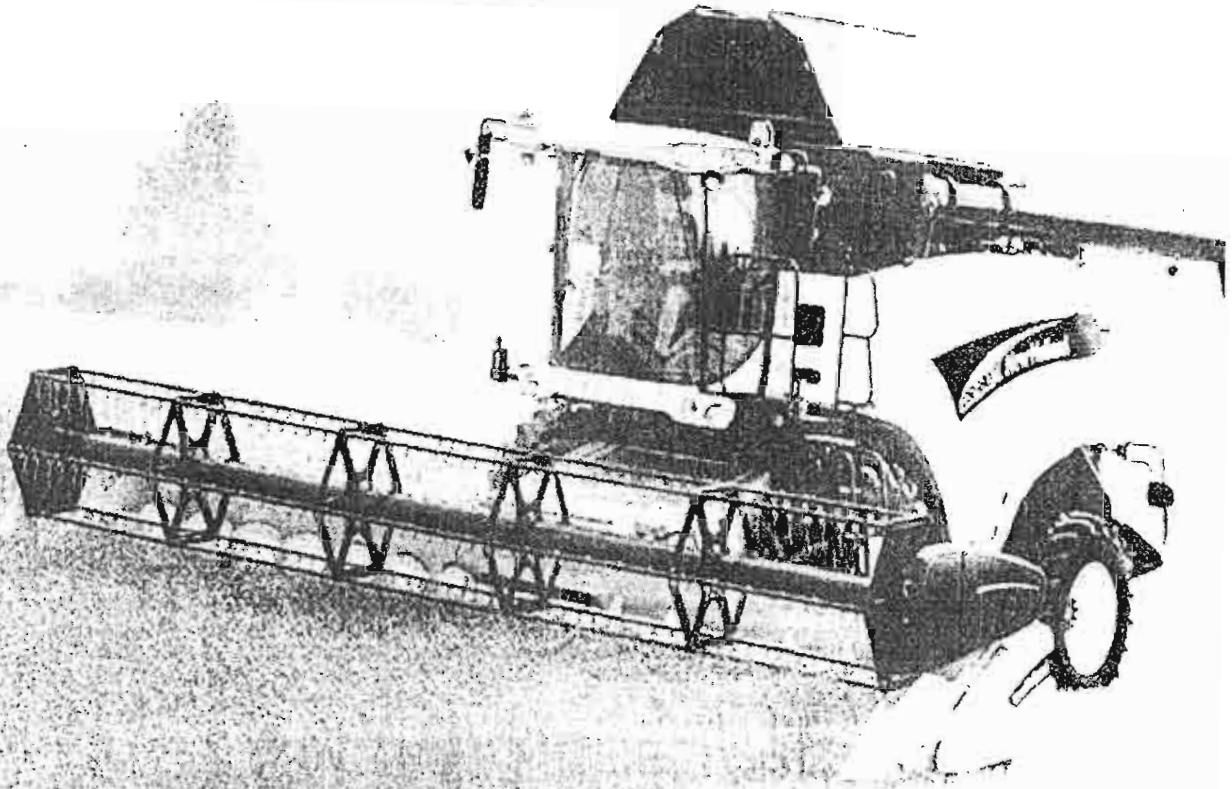
ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

1. มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรม มอก. 585-2528. กาแฟเมล็ด. สำนักงานมาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม. 5.
2. Clarke, R.J. and Macrea, R.1985a. Coffee Volume 1 Chemistry. Elsevier, New York. 156-157.
3. Clarke, R.J. and Macrea, R.1985b. Coffee Volume 1 Chemistry. Elsevier, New York. 33.
4. Deshpande, S.N. and Aguilar, A.A. 1975. Effects of Roasting Temperatures and Gamma Irradiation on the Content of Chlorogenic Acid, Caffeic Acid and Soluble Carbohydrates of Coffee. Journal of Applied Radiation and Isotopes. 26: 656-661.
5. สมศักดิ์ คำรงค์เลิศ, ชัยฤทธิ์ สัตยาประเสริฐ และสมหมาย ครัยไชยาพร. 2536. การคั่วกาแฟในแปลงทำสภาพของไหล. ประชุมราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์. 20 มกราคม 2536. ราชบัณฑิตยสถาน. 25-42.
6. Sarrazin, C., Quere, J.L, Gretsch, C. and Liardon, R. 1999. Representativeness of coffee aroma extracts:a comparison of different extraction methods. Journal of Food Chemistry. 70: 99-106.
7. Association of Official Analytical Chemists. 1995a. Chlorogenic Acid in Green Coffee. Official Methods of Analysis of AOAC International. Patricia Cunniff (Ed.). AOAC international suite. Arlington, Verginia 30-1.
8. Association of Official Analytical Chemists. 1995b. Solids (Soluble) in Roasted Coffee. Official Methods of Analysis of AOAC International. Patricia Cunniff (Ed.). AOAC international suite. Arlington, Verginia. 30-5.
9. Crank, J. 1975. The Mathematics of Diffusion. Clarendon Press. Oxford. 137-149.
10 Berbert, P.A., Queriroz, D.M., Silva, J.S. and Filho, J.B.P. 1995. Simulation of Coffee Drying in a fixed Bed with Periodic Airflow Reversal. Journal of Agricultural Engineering. 60: 167-173.

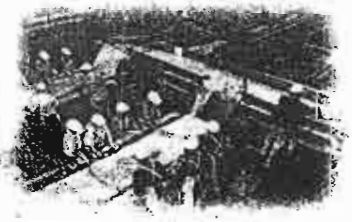
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การอบแห้งกล้วยหอมด้วยเครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล

ฤทธิไกร งามชุ่ม[1] ธนิต สวัสดิ์เสวี[2]* สักกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา[3] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

การประยุกต์ใช้รังสีอินฟราเรดไกลมาใช้ควบคู่กับการอบแห้งภายใต้ความดันสุญญากาศ เพื่ออบแห้งผลิตภัณฑ์อาหาร มีความน่าสนใจเพราะการนำรังสีอินฟราเรดไกลมาใช้ทำให้มีการสูญเสียความร้อนน้อย โดยผลิตภัณฑ์อาหารที่ได้รับการแผ่รังสีจะดูดซับรังสีโดยตรงและเปลี่ยนเป็นพลังงานความร้อนขึ้นข้างใน และเมื่ออบแห้งภายใต้สภาวะสุญญากาศจะทำให้น้ำมีจุดเดือดต่ำลงจึงทำให้น้ำสามารถระเหยออกจากผลิตภัณฑ์ได้เร็ว และอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ไม่สูงมากทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพที่ดี ในงานวิจัยนี้มีจุดประสงค์ เพื่อศึกษาการอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล โดยทำการอบแห้งกล้วยหอมสุกหั่นบางๆ ที่ความดันสุญญากาศ 5, 10, 15 กิโลปาสคาล อุณหภูมิควบคุมที่ผิวผลิตภัณฑ์ 50, 55, 60 °ซ. ขนาดความหนาของกล้วยหอมหั่นบางๆ 2, 3, 4 มม. เมื่อทำการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้น 300% มาตรฐานแห้ง จนได้ความชื้นสุดท้าย 7% มาตรฐานแห้ง จากการทดลองพบว่า การอบแห้งกล้วยหอมหั่นบางๆที่ความหนา 2 มม. ณ ความดันสุญญากาศ 5 กิโลปาสคาล อุณหภูมิ 60°ซ ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยที่สุด ผลของความดันต่อการอบแห้งพบว่าเวลาที่ใช้ในการอบแห้งจะลดลงตามความดันที่ลดลง กล้วยหอมที่มีความหนา 2 มม. มีการโป่งพองและความแข็งน้อยที่สุด สีของกล้วยหอมหั่นบางหลังการอบแห้งพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 50 °ซ. จะให้สีที่มีคุณภาพดี คือมีสีเหลืองนวล

---

[1]นักศึกษาปริญญาตรี [2]อาจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีอุณหภาพ [4]ศาสตราจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีพลังงาน
คณะพลังงานและวัสดุ [3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมอาหาร คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8693 ต่อ 513; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: thanit.swa@kmutt.ac.th

CAVENDISH DRYING WITH FAR INFRARED-VACUUM DRYER

Rittigrai Ngamchum[1], Thanit Swasdisevi[2]*, Sakkamon Thephaassadin Na Ayudtaya[3], Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

The application of far-infrared (FIR) to vacuum dryer is interesting since the heat loss from FIR is quite low. The product is directly absorbed thermal radiation from FIR. Consequently, the thermal radiation is changed to be heat in the product. When the product is dried with vacuum condition, the boiling point of water is lower. Water inside the product can evaporate quickly and product temperature is not high. Therefore, the quality of product dried with vacuum is good. The objective of this research is to investigate the vacuum drying with FIR. The product used in this work is the slice Cavendish. The product is dried at the various vacuum pressures (5, 10, and 15 kPa), temperatures (50, 55, and 60°C) and thicknesses (2, 3, and 4 mm) with the initial moisture content 300 % db. until the final moisture content is 7 % db. The experiment revealed that the slice Cavendish dried at thickness 2 mm, vacuum pressure 5 kPa and temperature 60°C has shortening drying time. The drying time decreases with decreasing the vacuum pressure. The slice Cavendish with the thickness 2 mm is smallest swell and hardness. Drying temperature of the slice Cavendish at 50°C gives a good color (whitish yellow).

KEYWORDS: Dehydration, FIR, Fruit, Low pressure

---

[1]Undergraduate student, [2]Lecturer, Department of thermal technology, [4]Professor, Department of Energy Technology, School of Energy and Materials, [3]Assistant Professor, Department of Food Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-2470-8693 Ext. 513; Fax: 0-2470-8663; E-mail address: thanit.swa@kmutt.ac.th

บทนำ

การอบแห้ง คือ กระบวนการลดความชื้น ซึ่งเป็นวิธีการอย่างหนึ่งที่มีการใช้มายาวนานในการเก็บรักษาผลิตภัณฑ์อาหาร โดยได้มีการพัฒนารูปแบบของการอบแห้งได้หลายรูปแบบเพื่อที่จะอบแห้งได้เร็วขึ้นรวมถึงสามารถเก็บรักษาผลิตภัณฑ์อาหารได้นานขึ้นและยังคงคุณสมบัติของสารอาหารได้ยังคงเดิม การอบแห้งที่ใช้ในปัจจุบันส่วนใหญ่นั้นใช้หลักการถ่ายเทความร้อนผ่านตัวกลางของไหลไปยังวัสดุที่ชื้นเพื่อไล่ความชื้นออกไปโดยการระเหย เช่นการอบแห้งด้วยลมร้อนทำให้มีการใช้พลังงานที่สูงในการให้ความร้อนกับตัวกลางของไหล (ลม) ก่อนและลมร้อนก็จะถ่ายเทความร้อนไปยังผลิตภัณฑ์และของเหลวที่อยู่ภายในวัสดุจะเกิดการเคลื่อนที่ออกมาที่ผิวโดย capillary flow ซึ่งเป็นผลมาจากแรงดึงผิว (surface force) ส่วนไอน้ำในวัสดุจะเคลื่อนที่เนื่องจากความแตกต่างของความเข้มข้นของความชื้น และความดันไอ ที่แตกต่างกันระหว่างไอน้ำในวัสดุกับอากาศร้อน การอบแห้งจะมีลักษณะแห้งจากภายนอกเข้าสู่ภายในทำให้เมื่ออบแห้งใกล้ถึงความชื้นที่ต้องการไอน้ำในเนื้อวัสดุข้างในจะมีการออกมาที่ผิวยากขึ้น เนื่องจากโครงสร้างผิวที่ความพรุนลดน้อยลงจึงต้องใช้เวลาในการอบแห้งนานขึ้นทำให้มีการสูญเสียพลังงานโดยเปล่าประโยชน์ ดังนั้นจึงมีการพัฒนานำรังสีอินฟราเรดไกลมาใช้ควบคู่กับ การอบแห้งภายใต้ความดันสุญญากาศ เนื่องจากการนำรังสีอินฟราเรดไกลมาใช้ในการอบแห้งมีการสูญเสียความร้อนให้กับตัวกลางน้อยเพราะผลิตภัณฑ์อาหารที่ได้รับการแผ่รังสีจะดูดซับรังสีโดยตรง ซึ่งผลิตภัณฑ์อาหารส่วนใหญ่จะดูดซับรังสีอินฟราเรดได้ดีในช่วงความยาวคลื่นมากกว่า 2.5 ไมโครเมตร ซึ่งเป็นช่วงของรังสีอินฟราเรดไกลซึ่งจะทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงเป็นสภาวะการสั่นสะเทือนของโมเลกุลน้ำในผลิตภัณฑ์ และกลายเป็นพลังงานความร้อนน้ำภายในผลิตภัณฑ์ที่ได้รับความร้อนจะระเหยและกลายเป็นไอแพร่ออกไปที่ผิวของผลิตภัณฑ์ เมื่อนำรังสีอินฟราเรดมาใช้ร่วมกับการอบแห้งที่ความดันสุญญากาศที่ความดันในห้องอบแห้งประมาณ5กิโลปาส คาล ทำให้น้ำที่มีอยู่ในผลิตภัณฑ์มีจุดเดือดที่ต่ำลงประมาณ 35°ซ. และความดันไอภายในห้องอบแห้งที่ต่ำทำให้น้ำที่อยู่ในเนื้อวัสดุมีการแพร่ออกมาได้ง่ายขึ้น ทำให้สามารถลดเวลาในการอบแห้งลงและทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ดีขึ้นมีการสูญเสียสารอาหารน้อย Mongpraneet[1] et al. ได้ทำการอบแห้งหัวหอมด้วยเครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกลพบว่า ระยะที่เหมาะสมในการอบแห้งคือ 10 ซม. และความเข้มของรังสีมีผลต่ออัตราการอบแห้งหัวหอมอย่างชัดเจน Mousa and Farid [2] ทำการอบแห้งชิ้นกล้วยหอมด้วยเครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีไมโครเวฟซึ่งพบว่าเมื่อลดความดันให้ต่ำลงอัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น Ernst [3] et al. ทำการอบแห้งซิลิก้าเจลพบว่าเมื่อลดความดันและเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นอัตราการอบแห้งจะเร็วขึ้นแต่ถ้าใช้อุณหภูมิที่สูงมากจะทำให้ซิลิก้าเจลมีสีเข้มขึ้น ดังนั้นในงานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อทดสอบเครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล โดยติดตั้งหลอดรังสีอินฟราเรดไกลในห้องอบสุญญากาศในระยะห่างที่เหมาะสมกับผลิตภัณฑ์ทำการทดสอบที่อุณหภูมิ ความดัน และความหนาของผลิตภัณฑ์ต่างๆ ผลิตภัณฑ์ที่ใช้ในการทดลองคือกล้วยหอมทอง

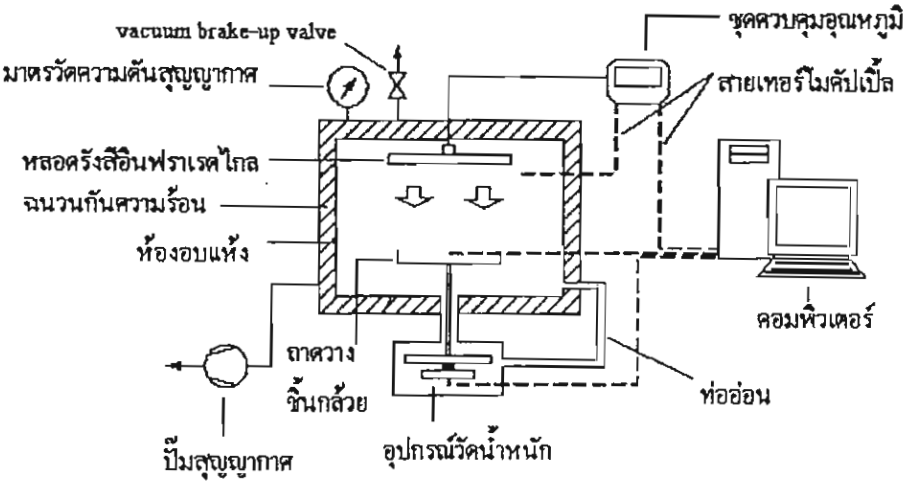
อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

การเตรียมวัสดุ

นำกล้วยหอมทองสุกระดับ 5 (สุกตามธรรมชาติ) ซึ่งพิจารณาได้จากสีของเปลือกจะมีพื้นเป็นสีเหลืองส่วนใหญ่อมเขียวเล็กน้อย ส่วนปลายของลูกทั้ง2ด้านเป็นสีเขียวสดซึ่งกล้วยหอมสุกระดับ5นี้จะมีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 75% มาตรฐานเปียก นำมาปอกเปลือกแล้วหั่นบางๆ ด้วยเครื่องหั่นที่สามารถกำหนดความหนาได้ ให้มีขนาดความหนาประมาณ 2, 3, 4 มม. จากนั้นนำเข้าไปจัด เรียงบนถาดที่จะทำการอบแห้งที่สภาวะต่างๆ

ระบบอบแห้ง

เครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกลมีลักษณะดังรูปที่1 โดยห้องอบแห้งมีขนาด 45 x 45 x 45 ซม. ทรงลูกบาศก์ทำจากสแตนเลสแล้วหุ้มด้วยฉนวนกันความร้อน ผนังด้านบนภายในห้องอบแห้งจะติดตั้งหลอดรังสีอินฟราเรดไกล (FIR Heater) ขนาด 200 วัตต์ โดยมีระยะห่างระหว่างหลอดรังสีอินฟราเรดไกลกับถาดวางชิ้นกล้วยประมาณ 15 ซม. โดยถาดมีพื้นที่ 0.20×0.28 ซม.^{2} ขอบถาดหนา 1 ซม. การควบคุมอุณหภูมิที่ผิวของชิ้นกล้วยจะถูกควบคุมด้วยเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID ควบคุมได้ ± 2°ซ.ทำหน้าที่ เปิด/ปิด หลอดรังสีอินฟราเรดโดยใช้สายเทอร์โมคัปเปิ้ลชนิด K เป็นตัวรับสัญญาณ ปลายสายเทอร์โมคัปเปิ้ลจะถูกเสียบเข้าไปในเนื้อกล้วยที่ผิวด้านบนเล็กน้อย ความดันสุญญากาศภายในห้องอบแห้งเกิดขึ้นจากการทำงานของปั๊มสุญญากาศแบบ Liquid ring ซึ่งทำงานตลอดเวลา น้ำหนักของวัสดุที่วางอยู่บนถาดจะถูกบันทึกข้อมูลทุกๆ 1 นาที โดยอุปกรณ์วัดน้ำหนักที่มีการเก็บข้อมูลเข้าเครื่องคอมพิวเตอร์ อุณหภูมิที่ผิวของกล้วย อุณหภูมิ ณ จุดเหนือชิ้นกล้วย 5 ซม. และที่ผนังห้องอบแห้ง จะถูกเก็บข้อมูลเข้าเครื่องคอมพิวเตอร์



รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล

สำหรับขั้นตอนการอบแห้งชิ้นกล้วยหอมหั่นบาง จะทำการปอกเปลือกกล้วยหอม แล้วทำการหั่นตามความหนาที่กำหนด (2, 3, 4) มม. จากนั้นนำชิ้นกล้วยมาชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิตอล นำชิ้นกล้วยวางลงบนถาดในตู้อบแห้งโดยไม่ให้ชิ้นกล้วยซ้อนทับกัน พร้อมทั้งต่อสายเทอร์โมคัปเปิลเพื่อวัดและควบคุมอุณหภูมิที่ผิวด้าน หน้าของชิ้นกล้วยหอมที่ตำแหน่งเหนือชิ้นกล้วยประมาณ 5ซม. และด้านข้างตู้อบแห้ง เดินปั๊มสุญญากาศเพื่อทำความดันสุญญากาศในห้องอบแห้งที่ประมาณ 5 10 15 กิโลปาสคาล แล้วเปิดหลอดรังสีอินฟราเรดไกล ตั้งเวลาให้เครื่องบันทึกข้อมูลบันทึกผลของอุณหภูมิที่จุดวัดต่างๆ เข้าเครื่องคอมพิวเตอร์ทุก 30 วินาที ทำการวัดพลังงานไฟฟ้าที่จ่ายให้กับหลอดรังสีอินฟราเรดโดยใช้ กิโลวัตต์อาวน์มิเตอร์ โดยมีความละเอียด ± 0.01 วัตต์ต่อชั่วโมง และบันทึกน้ำหนักวัสดุที่อบแห้งในห้องอบแห้งโดยการใช้อุปกรณ์ชั่งน้ำหนัก (load cell) ทุก 1 นาที โดยมีความละเอียด ± 0.2 กรัม ทำการอบแห้งจนได้ความชื้นสุดท้ายที่ต้องการ 7% มาตรฐานแห้ง เสร็จแล้วทำการหยุดเครื่องอบแห้ง

การหาความชื้นของผลิตภัณฑ์

ทำการเก็บตัวอย่างทั้งก่อนอบแห้งและหลังอบแห้งเพื่อหาความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้าย นำตัวอย่างมาชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งดิจิตอล (อ่านค่าได้ละเอียด 0.01 กรัม) แล้วนำมาเข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง หลังจากนั้นนำออกจากตู้อบใส่ไว้ในเดสิเคเตอร์ ทิ้งไว้ให้เย็นแล้วนำมาชั่งน้ำหนักอีกครั้ง นำค่าที่ได้ไปคำนวณหาความชื้น

การทดสอบสี

การทดสอบสีของกล้วยหอมหั่นบางทั้งก่อนและหลังการอบแห้งจะกระทำโดยอาศัยเครื่องวัดสี (Colorimeter) ยี่ห้อ Juki รุ่น JP 7100 (Japan) ในที่นี้จะทดสอบสีของกล้วยหอมหั่นบางในเทอมของความสว่าง (Lightness) หรือ L และความเป็นสีเหลือง (yellowness) หรือ b การเปลี่ยนแปลงสีของกล้วยหอมหั่นบางหลังการอบแห้งเมื่อเทียบกับสีของกล้วยหอมหั่นบางก่อนอบแห้ง (กล้วยหอมสด) ในเทอมของความสว่างและความเป็นสีเหลืองสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (1) และสมการที่ (2) ตามลำดับ กล่าวคือ

$$\Delta L = \frac{L - L_i}{L_i} \tag{1}$$

$$\Delta b = \frac{b - b_i}{b_i} \tag{2}$$

เมื่อ L และ b คือ ความสว่างและความเป็นสีเหลืองของกล้วยหอมหั่นบางหลังการอบแห้ง ตามลำดับ

L_i และ b_i คือ ความสว่างและความเป็นสีเหลืองของกล้วยหอมหั่นบางก่อนอบแห้ง ตามลำดับ

การทดสอบการหดตัว (Shrinkage)

ปริมาตร (V_s) และความหนาแน่นปรากฏ (ρ_{app}) ของกล้วยหอมหั่นบางหลังการอบแห้งสามารถหาได้โดยอาศัยหลักการแทนที่ในของเหลว โดยในที่นี้จะใช้ n-heptene ซึ่งมีความหนาแน่น0.684 กรัม/ซม.^{3} ปริมาตรและความหนาแน่นปรากฏของกล้วยหอมหั่นบางหลังการอบแห้งสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (3) และสมการที่ (4) ตามลำดับ กล่าวคือ

$$V_s = \frac{m_{hs} - m_h}{\rho_h} \tag{3}$$

$$\rho_{app} = \frac{m_s}{V} \tag{4}$$

โดย m_h คือ มวลของภาชนะที่บรรจุด้วย n-heptene, g

m_{hs} คือ มวลของภาชนะที่บรรจุด้วย n-heptene และตัวอย่างกล้วยหอมหั่นบาง, กรัม

m_s คือ มวลของ ตัวอย่างกล้วยหอมหั่นบางที่ชั่งในอากาศ, กรัม

ρ_h คือ ความหนาแน่นของ n-heptene, กรัม/ซม.^{3}

V_s คือ ปริมาตรของชิ้นกล้วยหอมหั่นบาง , ซม.^{3}

การหดตัวของกล้วยหอมอบแห้งหั่นบางหลังการอบแห้งจะแสดงในเทอมของเปอร์เซ็นต์ (%) การเปลี่ยนแปลงปริมาตรของกล้วยหอมหั่นบางหลังอบแห้งเทียบกับปริมาตรกล้วยหอมหั่นบางก่อนอบแห้ง โดยสามารถคำนวณได้จากสมการที่ (5) กล่าว คือ

$$\text{Shrinkage} = \left(\frac{V_i - V}{V_i} \right) \times 100 \qquad (5)$$

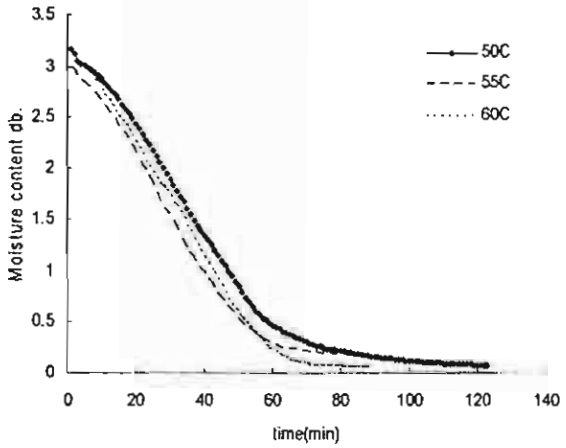
โดย V_i คือ ปริมาตรของกล้วยหอมหั่นบางก่อนอบแห้ง, ซม.^{3}

V คือ ปริมาตรของกล้วยหอมหั่นบางหลังอบแห้ง, ซม.^{3}

ผลและวิจารณ์การทดลอง

1) ผลของอุณหภูมิต่ออัตราการอบแห้งชิ้นกล้วยหอมหั่นบาง

อัตราการระเหยของน้ำออกจากผลิตภัณฑ์สามารถหาได้จาก น้ำหนักที่ลดลงโดยวัดจาก load cell ตลอดช่วงการอบแห้ง ซึ่งสามารถนำไปคำนวณหาอัตราการอบแห้ง และอัตราส่วนความชื้นได้ แสดงดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของชิ้นกล้วยขนาด3 มม. ที่ความดัน 5กิโลปาสคาล อุณหภูมิ 50 55 60 °ซ.

เมื่อเราได้กราฟความชื้นออกมาในแต่ละการทดลองแล้วเราสามารถหาอัตราการอบแห้งได้จากสมการ

$$R = -\frac{L_s}{A}\frac{dx}{dt} \qquad (6)$$

โดย R คือ drying rate, กิโลกรัมน้ำต่อนาที, ม.^{2}

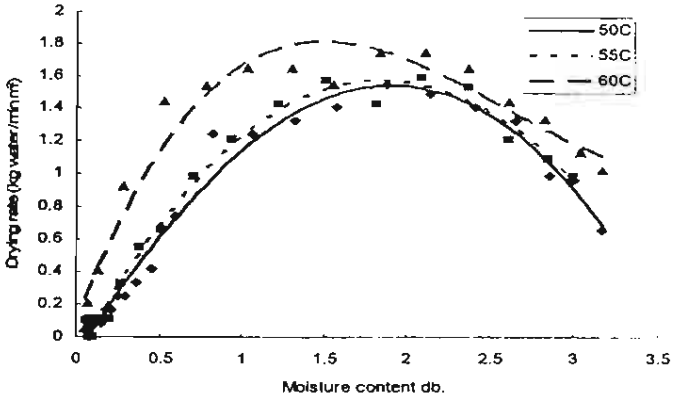
L_s คือ มวลแห้งของชิ้นกล้วย, กิโลกรัม

A คือ พื้นที่ผิวของชิ้นกล้วยที่สัมผัสรังสีอินฟราเรดไกล, ม.^{2}

X คือ อัตราส่วนความชื้นในชิ้นกล้วย, มาตรฐานแห้ง

T คือ เวลา, นาที

จากรูปที่ 1 เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้น เวลาที่ใช้ในการอบแห้งลดลงเนื่องจากที่สภาวะสุญญากาศ 5 กิโลปาสคาล น้ำจะมีจุดเดือดอยู่ที่ประมาณ 35°ซ. และการอบแห้งที่อุณหภูมิที่สูงกว่าจุดเดือดของน้ำที่มีอยู่ในชิ้นกล้วยนั้นจะทำให้น้ำที่อยู่ภายในเกิดการเดือด และการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิก็เป็นการเพิ่มพลังงานให้กับน้ำที่มีอยู่ในชิ้นกล้วยทำให้มีการเดือดที่รุนแรงมากขึ้นและก่อ ให้เกิดความดันไอที่สูงขึ้นในชิ้นกล้วยทำให้ไอน้ำสามารถที่จะแพร่ออกไปจากชิ้นกล้วยได้อย่างรวดเร็วขึ้น

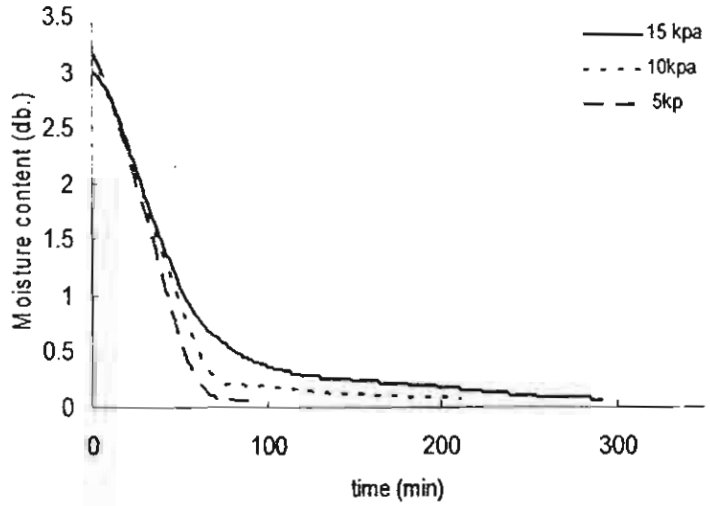


รูปที่ 2 อัตราการอบแห้งของชิ้นกล้วยขนาดความหนา 3 มม. ที่ความดัน 5กิโลปาสคาล อุณหภูมิ 50 55 60 °ซ.

จากรูปที่ 2 จะเห็นได้ว่าในช่วงแรกของอัตราการอบแห้งทั้ง 3 อุณหภูมิ เส้นกราฟจะใกล้เคียงกันมีความชันของกราฟพุ่งขึ้นใกล้เคียงกันนั่นเป็นเพราะในช่วงแรกของการอบแห้งอุณหภูมิของชิ้นกล้วยค่อยๆ เพิ่มตัวขึ้นเหมือนกันทั้ง 3 อุณหภูมิ ในกรณีอุณหภูมิ 50°ซ. เมื่อถึงจุดอุณหภูมิควบคุมที่ผิวของชิ้นกล้วย (50°ซ.) ณ จุดนี้เส้นกราฟอัตราการอบแห้งจะมีความชันเข้าใกล้ศูนย์ (ช่วงอัตราการอบแห้งคงที่) ต่อจากนั้นอัตราการอบแห้งจะค่อยๆลดลง (ช่วงอัตราการอบแห้งลดลง) ในขณะที่ในกรณีอุณหภูมิควบคุมที่ผิวของชิ้นกล้วยที่ (60°ซ.) เส้นกราฟจะยังคงพุ่งขึ้นสูงอยู่ ก่อให้เกิดความแตกต่างของเส้นกราฟอัตราการอบแห้ง จากรูปที่ 2 จะเห็นได้ว่าเมื่อทำการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60°ซ.อัตราการอบแห้งจะสูงกว่าการอบแห้งที่ 55°ซ. และ 50°ซ. อย่างเห็นได้ชัดเจน

2) ผลของความดันต่อการอบแห้งชิ้นกล้วยหอม

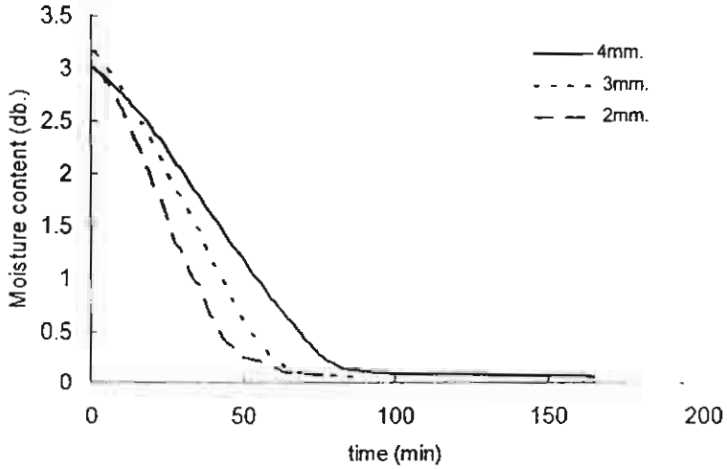
การอบแห้งชิ้นกล้วยที่ความหนาเดียวกันและ อุณหภูมิเดียวกัน ที่ความดัน 5 10 15 กิโลปาสคาล พบว่าเมื่อความดันลดลง เวลาที่ใช้ในการอบแห้งจะน้อยลงทั้งนี้เนื่องจากการลดความดันสุญญากาศในห้องอบแห้งลงนั้น ทำให้จุดเดือดของน้ำในชิ้นกล้วยมีค่าลดลง เมื่อทำการอบแห้งที่อุณหภูมิที่สูงกว่าจุดเดือดของน้ำในชิ้นกล้วย การลดความดันจะส่งผลให้เกิดการเดือดพล่านของน้ำในชิ้นกล้วยมากขึ้นทำให้น้ำในชิ้นกล้วยระเหยออกมาได้เร็ว ในขณะที่ความดันสูงๆ (15 กิโลปาสคาล) นั้นจะมีจุดเดือดของน้ำอยู่ที่ 55°ซ. ถ้าทำการอบแห้งที่อุณหภูมิควบคุมที่ผิวต่ำกว่า 55°ซ. จะไม่เกิดการเดือดของน้ำในชิ้นกล้วย ทำให้เกิดการแพรของไอน้ำได้มากจึงต้องใช้เวลาในการอบแห้งที่มากขึ้น



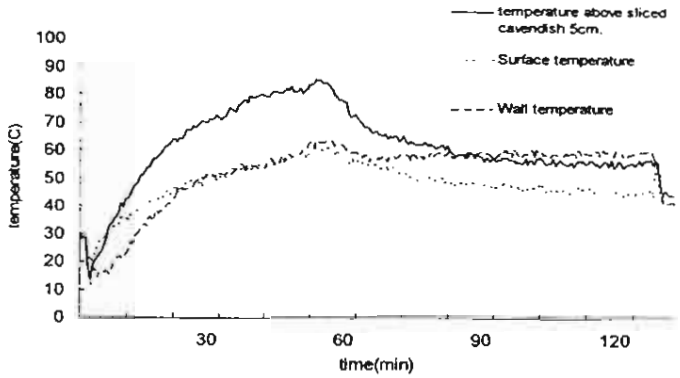
รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงความชื้น(มาตรฐานแห้ง) ของชิ้นกล้วยขนาด 3มม.ขณะทำการอบแห้ง ที่อุณหภูมิ 60°ซ. ในแต่ละความดัน

3) ผลของความหนาของชิ้นกล้วยต่ออัตราการอบแห้ง

เมื่อความหนาของชิ้นกล้วยหอมเพิ่มขึ้นพบว่าเวลาที่ใช้ในการอบแห้งจะเพิ่มขึ้นเนื่องจาก การเพิ่มขนาดความหนาของชิ้นกล้วย เท่ากับการเพิ่มปริมาณน้ำในชิ้นกล้วยดังนั้นเมื่อทำการอบแห้งที่อุณหภูมิและความดันเดียวกัน การเพิ่มขนาดความหนาของชิ้นกล้วยจึงเป็นการเพิ่มเวลาในการอบแห้ง ดังแสดงในรูปที่ 4 ในรูปที่ 4 ความชื้นสุดท้ายของการอบแห้ง คือ 7% มาตรฐานแห้ง



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้น (มาตรฐานแห้ง) ของชิ้นกล้วยที่ความหนา 2 3 4 มม. อุณหภูมิ 60 °ซ. และความดัน 5กิโลปาสคาล



รูปที่ 5 การกระจายของอุณหภูมิที่จุดต่างๆ ของการอบชิ้นกล้วยขนาด 3 มม. อุณหภูมิ60 °ซ. ความดัน 5 กิโลปาสคาล

การวัดอุณหภูมิที่ผิวของชิ้นกล้วยนั้นสามารถวัดได้โดยใช้สาย Thermo couple type K โดยนำปลายสายเทอร์โมคัปเปิ้ลเสียบเข้าไปให้ผิวชิ้นกล้วยเพียงเล็กน้อย เพราะรังสีอินฟราเรดสามารถเจาะทะลุทะลวงเข้าไปในเนื้อวัสดุได้ ทำให้อุณหภูมิประสิทธิผล (จุดที่ร้อนที่สุด) อยู่ลึกลงไปในชิ้นกล้วย อุณหภูมิที่ผิวจะถูกควบคุมด้วยเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID และหลอดรังสีอินฟราเรดจะถูกควบคุมด้วยเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID ด้วยเช่นกัน

จากรูปที่ 5 ในช่วงเวลาเริ่มต้นการอบแห้งประมาณ 5-10 นาที หลอดรังสีอินฟราเรดยังถ่ายเทความร้อนได้ไม่เต็มที่ อุณหภูมิที่ผิวของชิ้นกล้วยจะมีการลดลงอย่างรวดเร็วเป็นเพราะชิ้นกล้วยมีปริมาณน้ำที่เคลือบผิวมาก น้ำที่ผิวที่ระเหยไปจะดูดความร้อนออกจากชิ้นกล้วยทำให้ผิวที่ชิ้นกล้วยมีอุณหภูมิที่ลดลง ต่อจากนั้นอุณหภูมิที่ผิวของชิ้นกล้วยค่อยๆ เพิ่มขึ้นจนกระทั่งอุณหภูมิคงที่ ต่อจากนั้นอุณหภูมิของผนังห้องอบแห้งซึ่งจะมีลักษณะคล้ายกับอุณหภูมิที่ผิวของชิ้นกล้วยซึ่งค่อยๆ เพิ่มขึ้นและเมื่อถึงจุดหนึ่งอุณหภูมิจะค่อยๆลู่ลงเนื่องจาก ณ จุดนี้หลอดรังสีอินฟราเรดมีการปิดอยู่เกือบตลอดเวลาเนื่องจากอุณหภูมิควบคุมที่ผิวของชิ้นกล้วยอยู่จุดที่ต้องการแล้ว ซึ่งจะมีการเปิดหลอดรังสีอินฟราเรดบ้างเป็นบางช่วงเพื่อรักษาระดับอุณหภูมิ อุณหภูมิที่จุดเหนือชิ้นกล้วย 5 ซม จะมีลักษณะคล้ายกับอุณหภูมิของผนังห้องอบแห้งแต่จะมีระดับอุณหภูมิที่สูงกว่าแสดงถึงหากมีการเปลี่ยนตำแหน่งของชิ้นกล้วยโดยให้ระยะห่างของชิ้นกล้วยกับหลอดรังสีอินฟราเรดลดลงจะมีการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอย่างรวดเร็วกว่า เดิมเนื่องจากใกล้แหล่งพลังงานมากขึ้นทำให้ ความเข้มของรังสีที่แผ่ลงมาที่พื้นผิวชิ้นกล้วยเพิ่มมากขึ้น

4) คุณภาพของชิ้นกล้วยหอมหลังทำการอบแห้ง

การทดลองคุณภาพของกล้วยหอมหั่นบางหลังทำการอบแห้งทำโดย ทดสอบสีของชิ้นกล้วย เปอร์เซ็นต์การหดตัวของชิ้นกล้วย และความกรอบของชิ้นกล้วย

สีของชิ้นกล้วยก่อนทำการอบแห้งและหลังทำการอบแห้งทดสอบโดยการวัดค่าความสว่าง (L) และค่าความเหลือง (b) โดยใช้เครื่องทดสอบสี (Colorimeter) ยี่ห้อ Juki รุ่น JP 7100 (Japan) เป็นเครื่องระบบ hunter

ตารางที่ 1 ผลของการวัดคุณภาพสีของผลิตภัณฑ์หลังทำการอบแห้ง

Pressure (kPa)	Temperature (°C)	Δ b	Δ L
5	50	3.00	-4.75
	55	4.37	-6.28
	60	6.22	-8.90
10	50	3.03	-5.14
	55	4.30	-6.31
	60	6.26	-9.37
15	50	3.04	-5.18
	55	4.33	-6.30
	60	6.52	-9.06

จากตารางที่ 1 พบว่าการอบแห้งชิ้นกล้วยที่อุณหภูมิควบคุมที่ผิวสูงขึ้น ทำให้ชิ้นกล้วยมีค่าความสว่างลดลง และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นจากชิ้นกล้วยสดที่ความสุกระดับ 5 เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C ชิ้นกล้วยมีความสว่างลดลงมากที่สุดและและมีค่าความเหลืองเพิ่มมากที่สุด ส่วนผลของความดันต่อการเปลี่ยนแปลงของความสว่างและความเหลือง ในการอบแห้งพบว่าความดันไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงความสว่างและความเหลือง

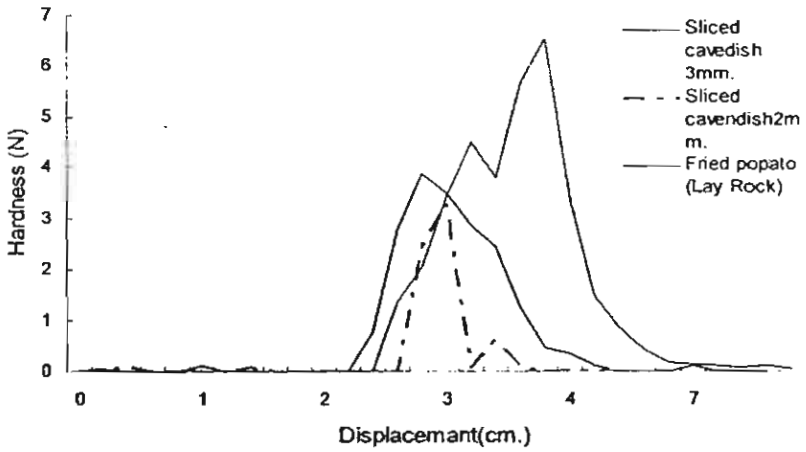
การวัดปริมาตรของผลิตภัณฑ์ทั้งก่อนทำการอบแห้งและหลังทำการอบแห้งสามารถทำได้โดยหลักการแทนที่ในของ เหลวเพื่อหาค่าการหดตัวของชิ้นกล้วโดยใช้ n-heptane เป็นของเหลวที่ใช้ในการแทนที่เพื่อหาปริมาตร เนื่องจาก n-heptane จะไม่ซึมเข้าไปในเนื้อของชิ้นกล้วย(ผลิตภัณฑ์อาหาร)

จากตารางที่ 2 สามารถสรุปได้ว่าชิ้นกล้วยหลังทำการอบแห้งจะมีปริมาตรลดลงจากปริมาตรเดิมก่อนทำการอบแห้งโดย ชิ้นกล้วยที่ขนาดความหนาเท่ากันนั้น เมื่ออบแห้งภายใต้สภาวะความดัน และอุณหภูมิที่ใช้เวลาในการอบแห้งเพิ่มขึ้นนั้น จะมีการเปลี่ยนแปลงปริมาตรที่มากขึ้น (หดตัวมากขึ้น) ชิ้นกล้วยที่อบภายใต้สภาวะความดัน และอุณหภูมิ ที่ทำให้เกิดอัตราการอบแห้งที่รวดเร็วนั้น น้ำที่อยู่ที่ผิวของชิ้นกล้วยจะระเหยไปอย่างรวดเร็วทำให้ผิวที่อยู่ข้างนอกนั้นแห้งเกิดการแข็งตัวที่ผิว ซึ่งการแข็งตัวที่ผิวนี้จะช่วยรักษาสภาพรูปทรงและปริมาตรของชิ้นกล้วยไม่ให้มีการหดตัวมาก ดังนั้นชิ้นกล้วยที่ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยจึงมีการหดตัวน้อยกว่าชิ้นกล้วยชิ้นกล้วยที่ต้องใช้เวลาในการอบแห้งนาน

ตารางที่ 2 ผลการวัดเปรียบเทียบปริมาตรชิ้นกล้วยหลังทำการอบแห้งที่ความดันและอุณหภูมิต่างๆ

Thickness (mm.)	Pressure(kPa)	Temp (C°)	Volume cm^3	%Shrinkage
2	5	50	0.919 + 0.0096	25.35
		55	0.932 + 0.0087	24.31
		60	0.957 + 0.017	22.25
	10	50	0.901 + 0.022	26.86
		55	0.929 + 0.012	24.58
		60	0.941 + 0.019	23.54
	15	50	0.863 + 0.054	29.88
		55	0.913 + 0.0074	25.82
		60	0.922 + 0.0087	25.11
3	5	50	1.092 + 0.032	40.86
		55	1.156 + 0.037	37.42
		60	1.207 + 0.034	34.67
	10	50	1.075 + 0.031	41.79
		55	1.109 + 0.052	39.98
		60	1.137 + 0.039	38.45
	15	50	1.038 + 0.033	43.82
		55	1.078 + 0.035	41.67
		60	1.106 + 0.038	40.15
4	5	50	1.32 + 0.021	46.39
		55	1.34 + 0.021	45.61
		60	1.364 + 0.025	44.64
	10	50	1.304 + 0.018	47.08
		55	1.329 + 0.016	46.04
		60	1.332 + 0.0106	45.92
	15	50	-	-
		55	-	-
		60	-	-

การทดสอบเนื้อสัมผัสของอาหารด้วยเครื่อง Texture analyzer โดยนำชิ้นกล้วยหอมหลังทำการอบแห้งไปทำการทดสอบนั้น เพื่อวิเคราะห์ถึงความเหมาะสมในการพัฒนาเป็นขนมขบเคี้ยว โดยทำการเปรียบเทียบกับมันฝรั่งแผ่นทอดกรอบที่วางขายในท้องตลาด เครื่องทดสอบจะมีลักษณะเป็นหัวเจาะขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 5 มม. เคลื่อนที่ไปกดเจาะชิ้นกล้วย โดยจะพิจารณาถึงแรงต้านทานสูงสุด (Hardness) ก่อนชิ้นกล้วยจะแตกหัก และลักษณะของเส้นกราฟเปรียบเทียบกับมันฝรั่งแผ่นทอดกรอบ



รูปที่ 6 การทดสอบเนื้อสัมผัสของชิ้นกล้วย 2 3 มม. เปรียบเทียบกับมันฝรั่งแผ่นทอดกรอบแผ่นหยักขี้ห้อเลย์ (LAY)

จากรูปที่ 6 ลักษณะของกราฟของการทดสอบหาค่าแรงต้านทานสูงสุดนั้น (Hardness) ของชิ้นกล้วย 2 3 มม. และมันฝรั่งแผ่นทอดกรอบแผ่นหยักขี้ห้อเลย์ (LAY) สามารถอธิบายได้ว่าตอนเริ่มต้นที่หัวกดเริ่มเคลื่อนที่ แรงต้านทานเกือบเป็น 0 ไปจนเมื่อหัวกดได้เริ่มสัมผัสชิ้นทดสอบแรงต้านจะพุ่งขึ้นสูงอย่างรวดเร็ว เมื่อถึงจุดต้านทานแรงสูงสุดนั้นกราฟจะหักลงมาอย่างรวด เร็ว และเข้าค่าแรงต้านทานเป็น 0 อีกครั้ง จากลักษณะของกราฟพบว่าชิ้นทดสอบมีความแข็ง แต่เปราะโดยเมื่อหัวกดไปกดเจาะที่ชิ้นทดสอบแล้วนั้นชิ้นทดสอบจะมีแรงต้านทานเล็กน้อยก่อนจะแตกหัก เมื่อวิเคราะห์ถึงแรงต้านทานสูงสุดแล้วนั้นชิ้นกล้วยขนาด2 มม. มีแรงต้านทานสูงสุดใกล้เคียงกับมันฝรั่งแผ่นทอดกรอบแผ่นหยักเลย์ (LAY) ในขณะที่ชิ้นกล้วยขนาด 3 มม. จะมีค่าแรงต้านทานสูงสุดสูงกว่ามาก นั่นหมายถึงแข็งกว่ามาก

สรุปผลการทดลอง

การอบแห้งกล้วยหอมหั่นบางด้วยเครื่องอบแห้งสุญญากาศกับรังสีอินฟราเรดไกล พบว่าเวลาที่ใช้ในการอบแห้งลดลงเมื่ออุณหภูมิของการอบแห้งสูงขึ้น แต่อุณหภูมิอบแห้งที่สูงมากกว่า 60°ซ. จะมีผลต่อคุณภาพของกล้วยหอม การอบแห้งโดยใช้ความดันที่ 5 กิโลปาสคาล จะทำให้เวลาที่ใช้ในการอบแห้งลดลงอย่างเห็นได้ชัด ส่วนด้านความหนาของกล้วยหอมนั้นพบว่า เมื่อความหนาเพิ่มขึ้นเวลาในการอบแห้งจะมากขึ้น โดยความหนาที่เหมาะสมในการอบแห้งคือ 2 มม.

ในขณะที่เมื่อวิเคราะห์ถึงคุณภาพการลดเวลาในการอบแห้งลงนั้นจะช่วยรักษาปริมาตรของชิ้นกล้วยหลังทำการอบ แห้งไม่ให้หดตัวลงมากได้แต่การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิจะให้ชิ้นกล้วยหลังทำการอบแห้งมีค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นค่าความสว่างลด ลงเมื่อเปรียบเทียบกับกล้วยสด จากการทดลองพบว่าในการอบแห้งที่อุณหภูมิ 50°C กล้วยจะมีคุณภาพดีมีสีเหลืองนวล ในขณะที่เนื้อสัมผัสของอาหารนั้นขนาดความหนาของชิ้นกล้วยยิ่งเพิ่มขึ้นแรงต้านทานสูงสุดก็จะเพิ่มมากขึ้น หากเปรียบเทียบกับมันฝรั่งแผ่นทอดกรอบแผ่นหยักขี้ห้อ LAYแล้ว นั้นชิ้นกล้วยขนาด 2 มม. มีความเหมาะสมมากที่สุด เพราะให้แรงต้านทานสูงสุดที่ใกล้เคียง

กิตติกรรมประกาศ

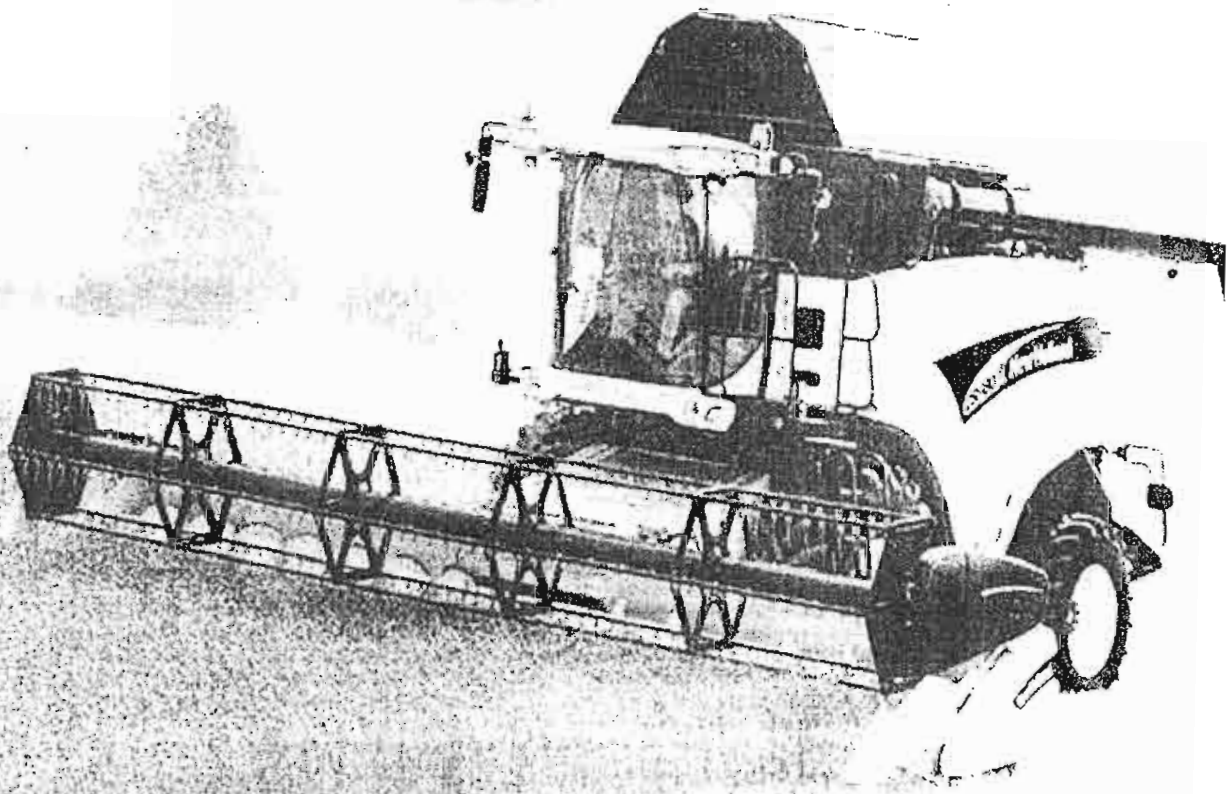
ผู้เขียนขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนและขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ด้านเครื่องมือทดสอบทางอาหาร จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

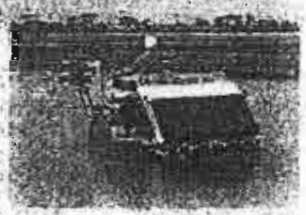
เอกสารอ้างอิง

1. Mongpraneet , S., Abe, T., Tsurusaki, T. 2002. Accelerated drying of welsh onion by far- infrared radiation under vacuum conditions. Journal of Food Engineering. 55: 147-156.
2. Mousa, N., Farid, M. 2002. Microwave vacuum drying of banana slices. Drying Technology. 20: 2055-2066.
3. Ernst, R.C., Ridgway, J.W. and Tiller, F.M. 1938. Practical Vacuum Drying Industrial and engineering chemistry 30:1122-1125.
4. Sandu, C. 1986. Infrared radiative drying in food engineering: process analysis. Biotechnology Progress. 2:109-119.
5. Ratti, C. and Mujumdar, A.S. 1995. Infrared drying in Majumdar A.S. (ed.) Handbook of Industrial Drying, Marcel Dekker Inc. New York. 567-588.
6. Abe, T. and Afal, T.M. 1997. Thin-layer infrared radiation drying of rough rice. J.Agic. Eng Res. 67: 289-297.

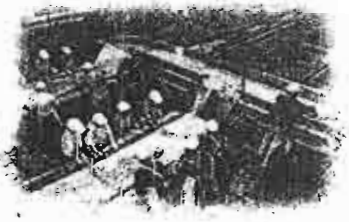
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การอบแห้งเนื้อไก่ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งร่วมกับปั๊มความร้อน

วรวิทย์ กรัยวณิชย์กุล[1]* อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาเทคนิคการอบแห้งเนื้อไก่แบบ 2 ขั้นตอน คือ การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) และการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยอากาศร้อน (SSD/AD) โดยเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว โดยมีเงื่อนไขในการทดลองคือ อบแห้งเนื้อไก่ที่มีความชื้นเริ่มต้น 3.11% d.b. จนกระทั่งความชื้นสุดท้ายเท่ากับ 0.11%d.b. อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งเท่ากับ 120, 140, และ 160 °C อุณหภูมิของอากาศร้อนหรือปั๊มความร้อนเท่ากับ 55°C ความชื้นเนื้อไก่หลังผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเท่ากับ 30% และ 40% มาตรฐานเปียก ผลการทดลองพบว่า เนื้อไก่ที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนมีการหดตัวน้อย คุณภาพสีและการคืนตัวดีกว่าเนื้อไก่ที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว

---

[1]นักศึกษา [2]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ [3]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8695 ต่อ 112; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: sir_lonk@yahoo.com

CHICKEN DRYING USING SUPERHEATED STEAM COMBINED WITH HEAT PUMP

Worawit Kraiwanichkul[1]*, Adisak Nathakaranakule[2] and Somchart Soponronarit[3]

ABSTRACT

The purpose of this study was to investigate two-stage drying technique for drying chicken meat, i.e. drying by superheated steam at the first stage and following by heat pump at the second stage (SSD/HPD), and drying by superheated steam at the first stage and following by hot air at the second stage (SSD/AD), and compared with the meat dried by one stage drying with superheated steam. The chicken meat was dried from an initial moisture content of 3.11 to 0.11 dry basis by using superheated steam temperature at 120, 140 and 160°C and following by heat pump or hot air at 55°C. The intermediate moisture content of the two-stage drying was 30% and 40%wb. The experimental results showed that the chicken meat dried by SSD/HPD has lower degree of shrinkage, better color and higher degree of rehydration than that dried by only superheated drying and SSD/AD.

KEYWORDS: Meat, Rehydration, Shrinkage

---

[1]Graduate student, [2]Associate Professor, [3]Professor, School of Energy and Materials,
King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140
*Corresponding author. Tel.: 0-24708695 Ext. 112; Fax: 0-24708663; E-mail address: sir_lonk@yahoo.com

บทนำ

ประเทศไทยมีความนิยมในการบริโภคเนื้อไก่ในชีวิตประจำวันเป็นปริมาณมาก เนื่องมาจากเป็นอาหารที่มีแหล่งโปรตีนสูง ในบางครั้งเนื้อไก่ที่ได้จากการผลิตและบริโภคอาจมีมากเกินความต้องการ การถนอมอาหารหรือแปรรูปผลิตภัณฑ์เพื่อการเก็บรักษา จึงเป็นวิธีที่นิยมกันอย่างแพร่หลาย การถนอมอาหารที่ดีนั้น อาจช่วยให้ยืดระยะเวลาในการเก็บรักษาและทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ รวมทั้งคุณค่าทางอาหารไม่สูญเสียไป ปริมาณความนิยมในการบริโภคอาหารแห้ง, อาหารกึ่งสำเร็จรูป ภายในประเทศมีความต้องการในการบริโภคเพิ่มขึ้นอย่างมากมาย อาจเป็นเพราะความสะดวกสบายในการซื้อและจำหน่าย สามารถเก็บได้เป็นระยะเวลานานและยังประหยัดเวลาในการบริโภคด้วย การนำเนื้อไก่ที่ทำการแปรรูปโดยการอบแห้ง เพื่อไปใช้ในการผลิตอาหารแห้งและอาหารกึ่งสำเร็จรูป เช่น บะหมี่กึ่งสำเร็จรูปและโจ๊กกึ่งสำเร็จรูปนั้น ได้รับความนิยมอย่างแพร่หลาย

ในการแปรรูปอาหารที่ผ่านมานิยมใช้การอบแห้งด้วยอากาศร้อน ซึ่งสามารถทำให้ระยะเวลาในการอบแห้งลดลงกว่าการนำอาหารไปตากแห้งด้วยแสงแดดจะส่งผลให้คุณภาพและคุณค่าทางอาหารของเนื้อสัตว์สูญเสียไป การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยลมร้อนที่สภาวะเดียวกันจะพบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีอัตราการอบแห้งและคุณภาพหลังการอบแห้งที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อน [1, 2] งานวิจัยนี้จึงศึกษาการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นหลัก การอบแห้งเนื้อสัตว์ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งร่วมกับปั๊มความร้อนเป็นเทคนิคในการอบแห้งแบบใหม่ ที่มีแนวโน้มที่จะรักษาคุณภาพในด้านต่างๆ และยังคงคุณค่าทางอาหารของเนื้อสัตว์หลังการอบแห้งเอาไว้ให้คงเดิมมากกว่าการอบแห้งแบบขั้นตอนเดียว [3]

งานวิจัยนี้นำเสนอการอบแห้งเนื้อไก่โดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งร่วมกับปั๊มความร้อน โดยศึกษาการเปรียบเทียบผลจากการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งเพียงอย่างเดียว กับการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งร่วมกับปั๊มความร้อนมาอบแห้งเนื้อไก่ จึงเป็นการผสมผสานเทคโนโลยีอบแห้งในการอบแห้งเนื้อไก่ เพื่อให้ได้เนื้อไก่ที่มีคุณภาพดีขึ้น โดยศึกษาการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งร่วมกับปั๊มความร้อนควบคู่ไปกับคุณภาพของเนื้อไก่หลังการอบแห้ง เพื่อเป็นแนวทางในการใช้งานและพัฒนาระบบการอบแห้งด้วยวิธีนี้ในระดับอุตสาหกรรมต่อไป

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

การเตรียมวัสดุ

นำเนื้ออกไก่สดทำการหั่นให้ มีขนาดกว้าง 3 เซนติเมตร ยาว 3 เซนติเมตร และมีความหนา 3 มิลลิเมตร โดยหั่นเนื้ออกไก่ตามยาวของเส้นใย โดยเนื้ออกไก่มีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 75% w.b. (หาค่าความชื้นโดยนำเนื้อไก่ก่อนการอบแห้งไปอบในตู้อบลมร้อนที่อุณหภูมิ 103°C เป็นระยะเวลา 72 ชั่วโมง)

อุปกรณ์การทดลอง

กรณีแรกทำการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว ห้องอบแห้งนี้เป็นห้องอบแห้งแบบถาดอยู่กับที่ (Fixed-Tray Dryer) โดยเป็นเครื่องอบแห้งแบบตู้ (Cabinet Dryer) ห้องอบแห้งมีขนาด 30x30x10 cm^2 มีอุปกรณ์ให้ความร้อน (Heater) ทำให้ไออิ่มตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งซึ่งมีขนาด 13.5 kW โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID ที่มีความถูกต้อง ±1°C โดยลักษณะของเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นไปดังรูปที่ 1 แสดงระบบอบแห้งแบบไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ซึ่งมีประกอบด้วยอุปกรณ์หลักดังนี้

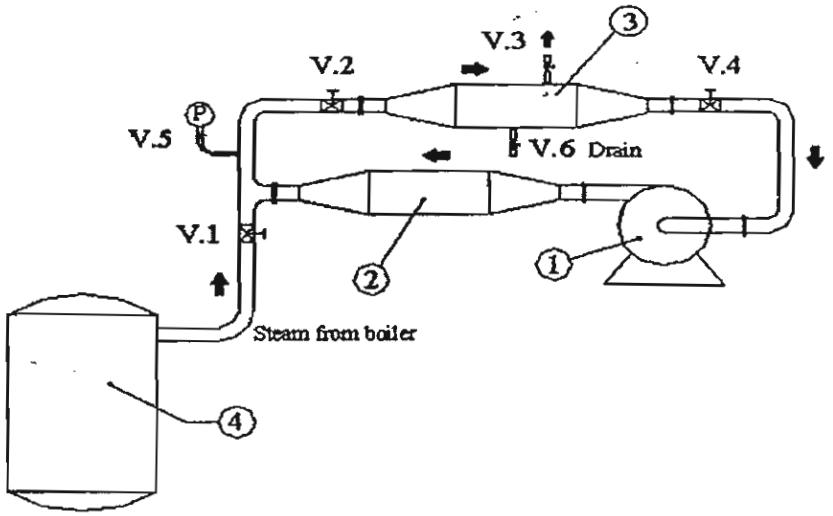
1. พัดลม (Blower)

2. อุปกรณ์ให้ความร้อน (Heater)

3. ห้องอบแห้งแบบงวด (Batch Dryer)

4. เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler)

และอุปกรณ์อื่นๆ เช่น ตัวดักฝุ่น (Cyclone) วาล์วและมาตรวัดความดัน



รูปที่ 1ระบบเครื่องอบแห้งแบบไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

สำหรับการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน ใช้เครื่องอบแห้งระบบปิด โดยห้องอบมีขนาด 85x85x85 cm^2 และใช้สาร R-134a เป็นสารทำความเย็น นอกจากนี้ยังได้ทำการอบแห้งแบบสองขั้นตอน อบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกแล้วตามด้วยการอบแห้งด้วยลมร้อนในขั้นตอนที่สอง โดยห้องอบแห้งด้วยลมร้อนเป็นห้องอบแห้งแบบตู้ที่มีขนาด 38x38x38 cm^2

วิธีการทดลอง

ทำการอบแห้งเนื้ออกไก่ตามเงื่อนไขต่างๆ เนื้ออกไก่มีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 75% w.b. อบแห้งให้ความชื้นลดลงจนมีค่าความชื้นสุดท้ายประมาณ 10% w.b. โดยมีเงื่อนไขของการทดลองดังนี้คือ

1. อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว

อบแห้งเนื้อไก่ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่ 3 อุณหภูมิคือที่อุณหภูมิ 120, 140 และ 160°C

2. อบแห้งแบบสองขั้นตอน

อบแห้งเนื้อไก่ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งช่วงแรกที่อุณหภูมิ 120, 140, 160°C จนกระทั่งได้ความชื้น 30-40% w.b. จากนั้นทำการอบขั้นตอนที่สองด้วยอากาศร้อนหรือปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิ 55°C

อบแห้งเนื้ออกไก่ด้วยเงื่อนไขข้างต้นจนกระทั่งได้ความชื้นสุดท้ายประมาณ 10% w.b. หลังจากนั้นนำผลิตภัณฑ์อบแห้งที่ได้ไปทดสอบคุณภาพในด้านต่างๆ ดังนี้ คุณภาพด้านสี, การหดตัวและการคืนตัว ในการวัดอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งใช้ Data Logger ที่มีค่าความถูกต้อง ±1°C

สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของวัสดุ

การหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของวัสดุในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว พิจารณาจากสมการกรณีการแพร่ความชื้นในวัสดุแผ่นราบและยาวมาก (Infinite slab) ซึ่งเป็นไปตามสมการ [4]

$$MR = \frac{8}{\pi^2}\sum_{m=0}^{\infty}\left(\frac{1}{(2m+1)^2}\exp\left[-(2m+1)^2\pi^2\frac{D.t}{x^2}\right]\right)$$

การทดสอบคุณภาพในด้านสีของผลิตภัณฑ์

จะวัดด้วยเครื่องวัดสีอาหาร JUKI รุ่น JP7100 เป็นเครื่องวัดสีระบบ Hunter แสดงค่าในเทอมของตัวแปร L, a และ b โดยค่า L แสดงค่า brightness, a แสดงค่า สีแดงและสีเขียว, b แสดงค่าสีเหลืองและสีน้ำเงิน

การทดสอบคุณภาพในด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์

ทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวโดยใช้โทลูอีน (Toluene – $C_6H_5CH_3$) ด้วยวิธีการแทนที่หาปริมาตรก่อนและหลังการอบแห้ง [5] โดยคำนวณหาค่าจากสมการ

$$\%\ \text{Shrinkage} = \frac{V_0 - V}{V_0} * 100$$

โดย V_0 คือ ปริมาตรของผลิตภัณฑ์เริ่มต้น

V คือ ปริมาตรของผลิตภัณฑ์หลังจากการอบแห้ง

การทดสอบคุณภาพในด้านการคืนตัวของผลิตภัณฑ์

ทดสอบคุณภาพด้านการคืนตัวของเนื้อไก่โดยการชั่งน้ำหนักเนื้อไก่ที่ทำการคืนตัวในน้ำร้อน อุณหภูมิประมาณ 90 °C ชั่งหาน้ำหนักเนื้อออกไก่หลังการอบแห้งที่คืนตัวในน้ำร้อนทุก 1 นาทีและทำการบันทึกค่าไว้ โดยระยะเวลาในการคืนตัวที่ทำการพิจารณาคือ 10 นาที โดยคำนวณหาค่าจากสมการ [6]

$$\text{Rehydration} = \frac{W_t - W_d}{W_t} * 100$$

โดย W_t คือ น้ำหนักของผลิตภัณฑ์ที่ทำการคืนตัวที่เวลาใดๆ (g)

W_d คือ น้ำหนักมวลแห้งของผลิตภัณฑ์ (g)

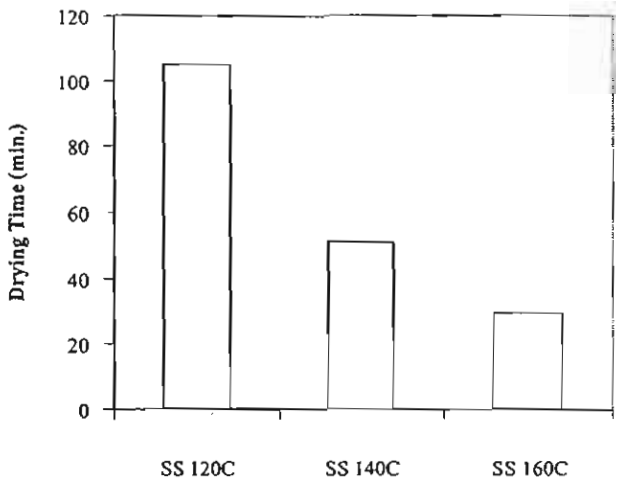
ผลการทดลอง

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของวัสดุในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว

ตารางที่ 1 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของวัสดุในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวที่อุณหภูมิต่างๆ พบว่าเมื่ออุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของวัสดุมีค่ามากกว่าที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ต่ำกว่า โดยผลของอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้น จะส่งผลให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของวัสดุมีค่าเพิ่มมากขึ้นด้วย [7]

ตารางที่ 1 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว

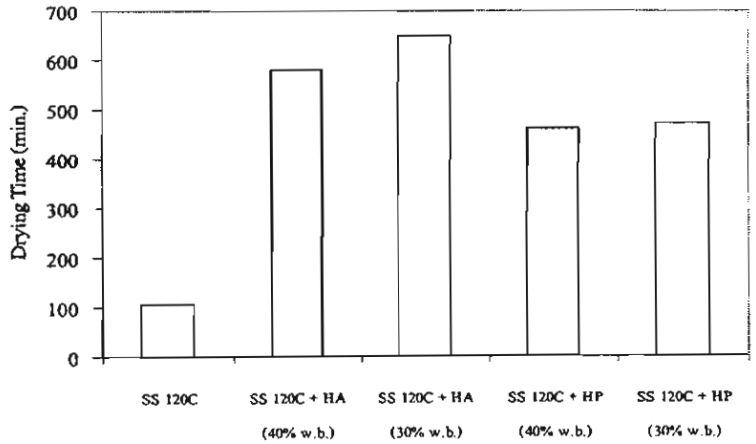
อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (°C)	D_{eff} (cm^2/min)
120	6.73×10^{-9}
140	11.7×10^{-9}
160	19.33×10^{-9}



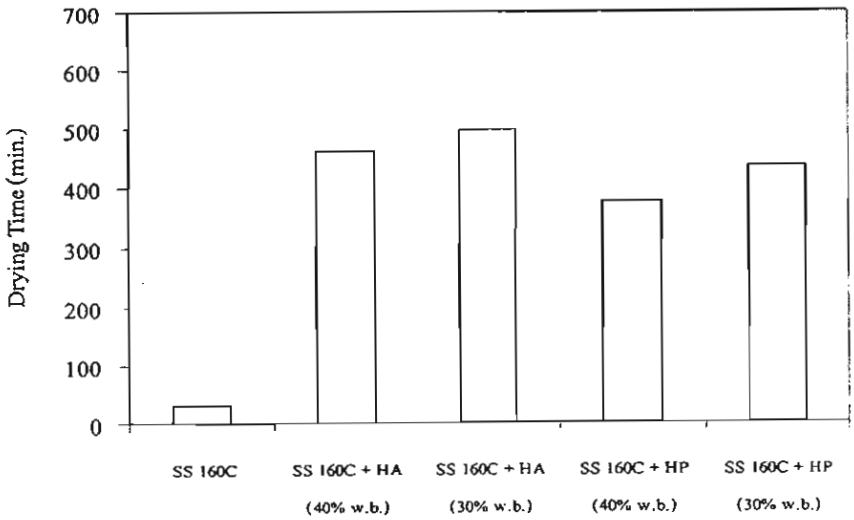
รูปที่ 2 ระยะเวลาการอบแห้งเนื้อออกไก่โดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวที่อุณหภูมิต่างๆ ที่ความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งประมาณ 10% w.b.

รูปที่ 2 แสดงระยะเวลาในการอบแห้งเนื้อออกไก่โดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวที่อุณหภูมิต่างๆ พบว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวที่อุณหภูมิสูง จะใช้ระยะเวลาน้อยกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำซึ่งมีอุณหภูมิที่ใกล้กับจุดเดือดของน้ำมากกว่า ดังนั้นการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวที่อุณหภูมิสูงจะใช้ระยะเวลาที่น้อยกว่ามาก

รูปที่ 3 แสดงระยะเวลาในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C แบบขั้นตอนเดียวเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C พบว่า ระยะเวลาในการอบแห้งที่ไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120 °C แบบขั้นตอนเดียวจะใช้ระยะเวลาน้อยกว่าการอบแห้งแบบสองขั้นตอนมาก ส่วนการอบแห้งแบบสองขั้นตอน ระยะเวลาในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนจะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งสั้นกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อน เป็นผลเนื่องมาจากค่าความชื้นสัมพัทธ์ของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งที่แตกต่างกัน



<u>รูปที่ 3</u> ระยะเวลาในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C แบบขั้นตอนเดียวเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C



<u>รูปที่ 4</u> ระยะเวลาในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 160 °C แบบขั้นตอนเดียวเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 160 °C

รูปที่ 4 แสดงระยะเวลาในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 160°C แบบขั้นตอนเดียวเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 160°C พบว่า ระยะเวลาในการอบแห้งมีแนวโน้มคล้ายกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C แต่ระยะเวลาในการอบแห้งจะน้อยกว่า โดยระยะเวลาในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิ 160°C จะใช้เวลาในการอบแห้งน้อยที่สุดและการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C ในขั้นตอนแรกจนมีค่าความชื้น 30% w.b. แล้วอบแห้งต่อในขั้นตอนที่สองด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิ 55°C จะใช้เวลาในการอบแห้งมากที่สุด

คุณภาพในด้านสีของผลิตภัณฑ์

ตารางที่ 2 แสดงผลจากการวัดคุณภาพด้านสีหลังจากการอบแห้งในกระบวนการต่างๆพบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิสูงจะทำให้ผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง มีสีแดงมากกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิต่ำ และการอบแห้งแบบขั้นตอนเดียวเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งเดียวกันแล้ว พบว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวสีของผลิตภัณฑ์หลังจากการอบแห้งจะมีสีเข้มและแดงกว่าการอบแห้งแบบสองขั้นตอน เนื่องมาจากการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงที่ยาวนานกว่า ส่วนการอบแห้งแบบสองขั้นตอนพบว่าเมื่อเปรียบเทียบการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยอากาศร้อนกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนนั้น สีของผลิตภัณฑ์จากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยอากาศร้อนจะมีสีแดงมากกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน

ตารางที่ 2 ผลจากการวัดคุณภาพด้านสีและคุณภาพด้านการหดตัวของการอบแห้งเนื้อออกไก่ด้วยกระบวนการต่างๆ

Drying Process	คุณภาพด้านสี (ค่าสีแดง – Redness)	% Shrinkage
SS 120°C	5.97 ± 0.45^{c}	51.0
SS 120°C + HA (40% w.b.)	2.38 ± 0.17^{ab}	57.1
SS 120°C + HA (30% w.b.)	2.38 ± 0.49^{ab}	56.7
SS 120°C + HP (40% w.b.)	2.08 ± 0.07^{a}	55.1
SS 120°C + HP (30% w.b.)	2.06 ± 0.39^{a}	54.8
SS 140°C	7.56 ± 0.57^{d}	62.4
SS 140°C + HA (40% w.b.)	2.43 ± 0.46^{ab}	68.1
SS 140°C + HA (30% w.b.)	2.37 ± 0.10^{ab}	67.2
SS 140°C + HP (40% w.b.)	2.25 ± 0.35^{a}	66.9
SS 140°C + HP (30% w.b.)	2.12 ± 0.73^{a}	66.4
SS 160°C	10.95 ± 0.91^{e}	65.2
SS 160°C + HA (40% w.b.)	2.45 ± 0.12^{ab}	70.9
SS 160°C + HA (30% w.b.)	2.94 ± 0.14^{b}	69.9
SS 160°C + HP (40% w.b.)	2.18 ± 0.25^{a}	67.7
SS 160°C + HP (30% w.b.)	2.16 ± 0.09^{a}	66.8

อักขระเหมือนกันภายในคอลัมน์เดียวกันหมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$

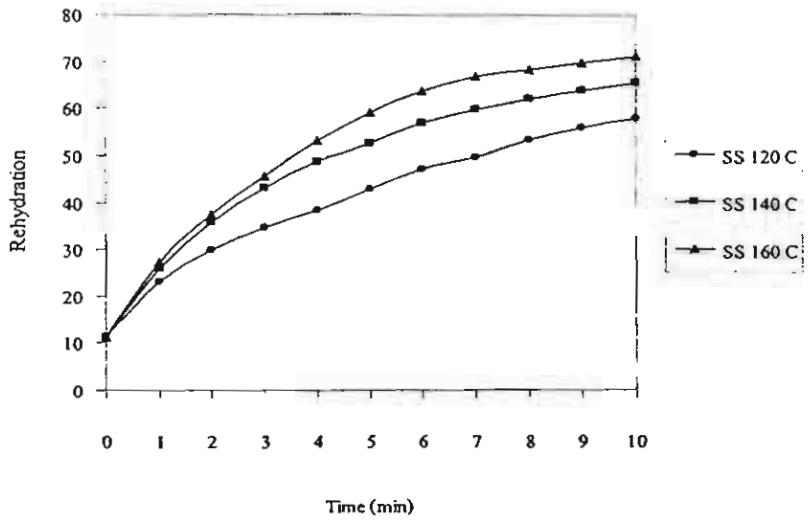
คุณภาพในด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์

ตารางที่ 2 แสดงผลของคุณภาพด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์พบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิสูงจะทำให้ผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง มีการหดตัวมากกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิต่ำ และการอบแห้งแบบขั้นตอนเดียวเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งเดียวกันแล้วพบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวจะมีการหดตัวน้อยกว่าการอบแห้งแบบสองขั้นตอน เนื่องมากจากระยะเวลาในการอบแห้งที่ยาวนานกว่า ส่วนการอบแห้งแบบสองขั้นตอน เมื่อเปรียบเทียบการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อนกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนนั้น คุณภาพด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์จะมีการหดตัวมากกว่าเพียงเล็กน้อย การหดตัวของเนื้ออกไก่ที่ทำการอบแห้ง พิจารณาที่ความชื้นสุดท้ายหลังจากการอบแห้งที่ 10% w.b. การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิ 120°C จะมีการหดตัวน้อยที่สุด ส่วนการอบแห้งอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 160°Cในขั้นตอนแรกจนมีค่าความชื้น 40% w.b. แล้วอบแห้งต่อด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิ 55°C จะมีการหดตัวของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งมากที่สุด อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งในขั้นตอนแรกที่แตกต่างกันจะส่งผลต่อคุณภาพด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์มากกว่าการอบแห้งด้วยวิธีการอบแห้งต่างๆในขั้นตอนที่สอง

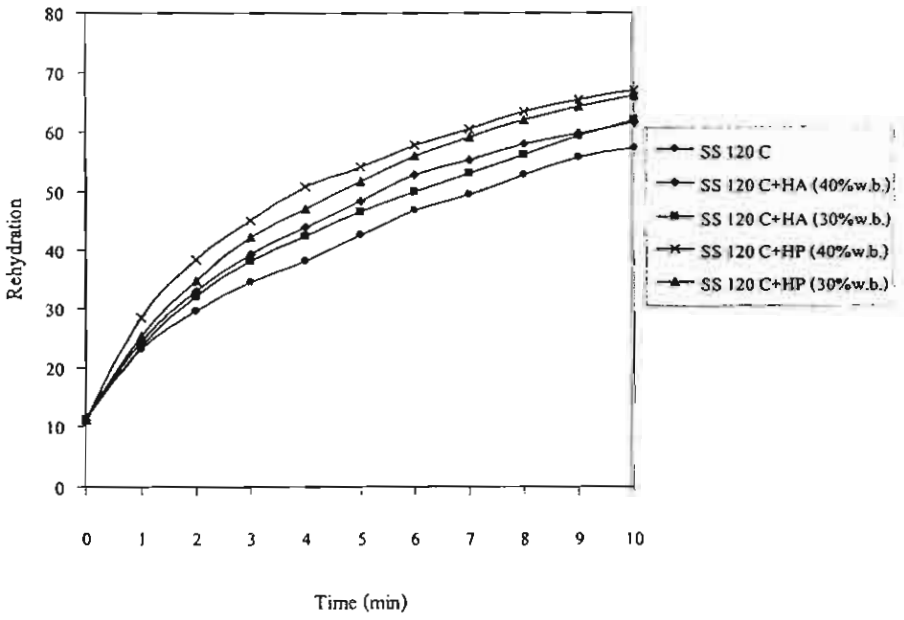
คุณภาพในด้านการคืนตัวของผลิตภัณฑ์

รูปที่ 5 แสดงคุณภาพด้านการคืนตัวของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิต่างๆ พบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิสูงจะมีการคืนตัวของผลิตภัณฑ์ที่ดีกว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิต่ำ

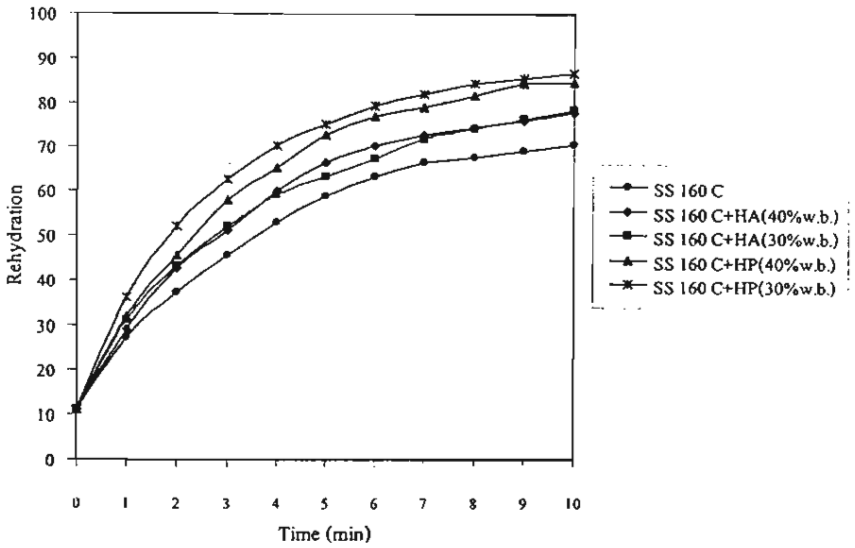
รูปที่ 6 และรูปที่ 7 แสดงคุณภาพด้านการคืนตัวของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120 และ 160°C ในกรณีต่างๆ พบว่าเมื่อพิจารณาที่การอบแห้งแบบขั้นตอนเดียวเปรียบเทียบกับการอบแห้งแบบสองขั้นตอนที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งเดียวกัน การอบแห้งแบบสองขั้นตอนจะมีการคืนตัวที่มากกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียว ส่วนการอบแห้งแบบสองขั้นตอน การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อนร้อนจะมีการคืนตัวที่ดีกว่า



รูปที่ 5 คุณภาพด้านการคืนตัวของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิต่างๆ



รูปที่ 6 คุณภาพด้านการคืนตัวของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120°C ในกรณีต่างๆ



รูปที่ 7 คุณภาพด้านการคืนตัวของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 160°C ในกรณีต่างๆ

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองศึกษาการอบแห้งเนื้ออกไก่ด้วยวิธีการอบแห้งแบบต่างๆ เพื่อศึกษาระยะเวลาในการอบแห้ง คุณภาพในด้านสี การหดตัวและการคืนตัวหลังการอบแห้งของผลิตภัณฑ์ที่ความชื้นสุดท้ายหลังจากการอบแห้งโดยมีค่าความชื้นสุดท้ายประมาณ 10% w.b. พบว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงแบบขั้นตอนเดียวที่อุณหภูมิสูงจะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งสั้นที่สุด ส่วนการอบแห้งแบบสองขั้นตอนนั้น การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนจะใช้เวลาน้อยกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อน คุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์พบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียวจะให้สีของผลิตภัณฑ์ที่แดงและเข้มกว่าการอบแห้งแบบสองขั้นตอน คุณภาพด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์ การอบแห้งผลิตภัณฑ์โดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิต่ำจะมีการหดตัวน้อยกว่าที่อุณหภูมิสูง การอบแห้งแบบสองขั้นตอนจะมีการหดตัวมากกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแบบขั้นตอนเดียว ที่อุณหภูมิในการอบแห้งในขั้นตอนแรกเท่ากัน การคืนตัวของผลิตภัณฑ์ที่อุณหภูมิในการอบแห้งสูงจะมีการคืนตัวของผลิตภัณฑ์ที่ดีกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ การอบแห้งแบบสองขั้นตอนจะมีการคืนตัวที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนเพียงอย่างเดียว ส่วนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนจะมีการคืนตัวที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อน คุณภาพในด้านต่างๆ ของผลิตภัณฑ์ที่ผ่านกระบวนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในขั้นตอนแรกจนมีค่าความชื้น 40 และ 30% w.b. และไปอบแห้งต่อด้วยขั้นตอนที่สองด้วยกระบวนการอบแห้งเดียวกัน จะมีคุณภาพในด้านต่างๆที่ใกล้เคียงกัน

กิตติกรรมประกาศ

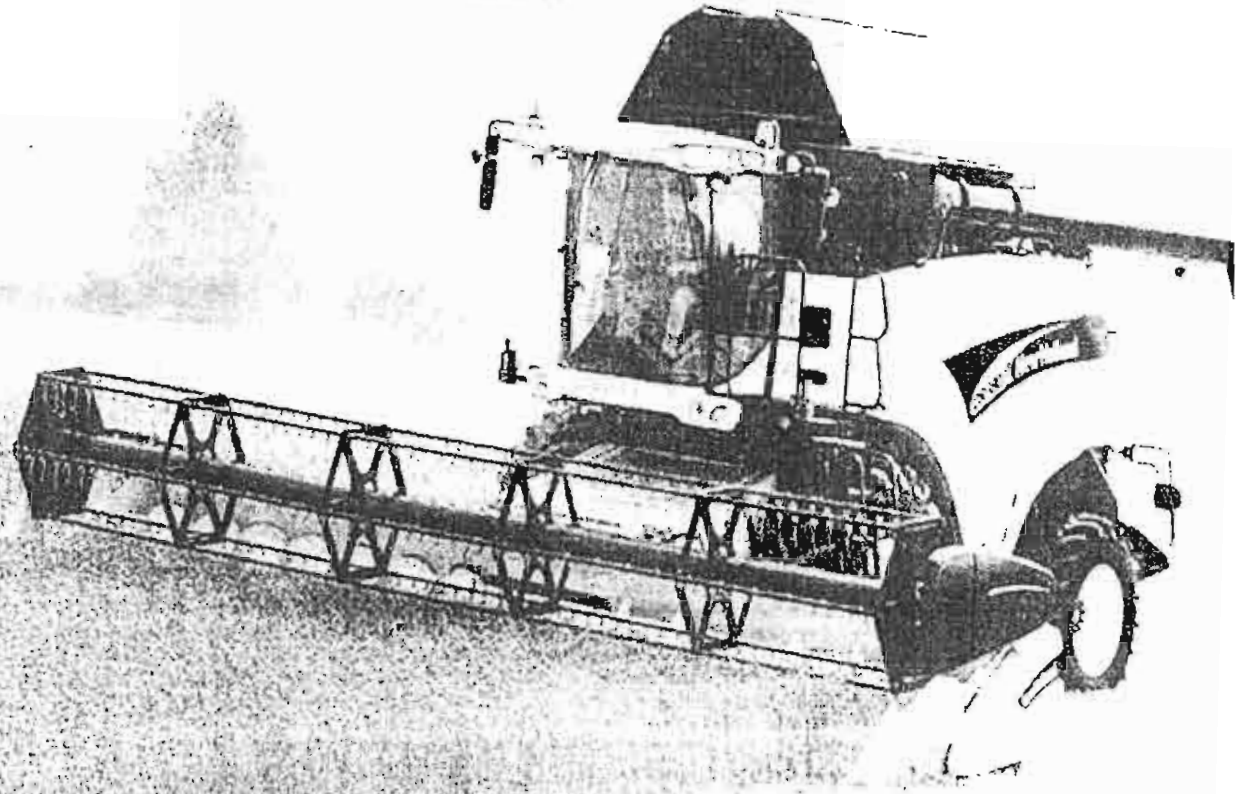
ผู้แต่งขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้เงินในการสนับสนุนในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Moreira, G.R., 2001. Impingment drying of foods using hot air and superheated steam. Journal of Food Engineering, 49: pp.291-295
2. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Nathkaranakule, A., 2003. Comparative study of pork dried using superheated steam and hot air, Proceedings of the 3rd Asia-Pacific Drying Conference, Thailand, pp.679-691
3. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2004. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing different two-stage drying process, Drying Technology, 22(4): 759-778
4. สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, 2540, การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารบางประเภท, พิมพ์ครั้งที่ 7, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 338 หน้า.
5. Mohsenin, N., 1980, Physical Properties of Plant and Animal Materials, 3rd ed., New York, Gordon and Breach Science, pp.51-65.
6. Maskan, M., 2000, Drying, shrinkage and rehydration characteristics of kiwifruits during Hot Air and Microwave Drying, Journal of Food Engineering, Vol.48, No.2, pp. 177-182.
7. Doymaz, I., 2004, Drying Characteristics and kinetics of okra, Journal of Food Engineering, [article in press]

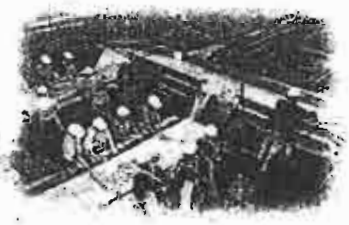
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ผลของการแช่น้ำต่อการลดลงของเอนไซม์ยูรีเอสและการละลายโปรตีนในถั่วเหลือง โดยใช้การอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดด้วยอากาศร้อน

วรุต ยุทธชัย[1]* สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] และสมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลของการทดลองแช่น้ำและการเทมเปอริง ต่อการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสและค่าการละลายโปรตีนในถั่วเหลือง ภายใต้การอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดด้วยอากาศร้อน ถั่วเหลืองแห้งถูกนำมาแช่ในน้ำที่มีอุณหภูมิ 30°C และ 60°C เพื่อให้ได้ความชื้นเริ่มต้นประมาณร้อยละ 19.5 มาตรฐานแห้งและอบแห้งที่อุณหภูมิ 135°C และ 150°C โดยมีทั้งการเทมเปอริงและไม่มีการเทมเปอริงก่อนการอบแห้ง จากผลการทดลองพบว่า ระยะเวลาเทมเปอริงและอุณหภูมิอากาศร้อนที่ใช้ในการอบแห้ง จะมีอิทธิพลต่อการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมากกว่าอุณหภูมิน้ำที่ใช้แช่เมล็ดถั่วเหลือง โดยเมื่อใช้เวลาในเทมเปอริงนานขึ้นและอุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้นจะทำให้เอนไซม์ยูรีเอสเสื่อมสลายได้เร็วขึ้น สำหรับค่าการละลายของโปรตีนนั้นพบว่าเมล็ดถั่วเหลืองที่ผ่านกระบวนการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30°C เทมเปอริงเป็นเวลา 1 ชั่วโมง และการอบแห้งด้วยอุณหภูมิ 135°C จะให้ค่าการละลายของโปรตีนดีที่สุด

---

[1]นักศึกษา [2]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [3]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-8695 ต่อ 112; โทรสาร: 0-2470-8663; อีเมล์: y_warut@yahoo.com

EFFECT OF SOAKING ON UREASE INACTIVATION AND PROTEIN SOLUBILITY IN SOYBEAN DURING TREATMENT WITH HOT AIR FLUIDIZED BED DRYING

Warut Yuttachai[1]*, Somchart Soponronnarit[2] and Somkiat Prachayawarakorn[3]

ABSTRACT

The effects of soaking and tempering on urease inactivation and protien solubility in soybean undergoing hot air fluidized bed drying were experimentally studied. Dry soybean was soaked in 30°C and 60°C water to reach the moisture content of 19.5% d.b. and was then dried at temperatures of 135°C and 150°C with and without prior tempering. The experimental results showed that the influences of tempering time and drying temperature on urease inactivation were more pronounced than the influence of soaking temperature. The longer tempering time and the higher drying temperature caused the faster urease inactivation. To receive the maximum protein solubility, the condition suggested for soybean treatment was soaking at 30°C, 1 hr-tempering and drying at 135°C.

KEYWORDS: Fluidization, Soybean, Soaking, Tempering, Urease

---

[1]Postgraduate Student, [2]Professor, School of Energy and Materials, [3]Associate Professor,
Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140
*Corresponding author. Tel.:0-2470-8695 Ext. 112; Fax: 0-2470-8663; E-mail address: y_warut@yahoo.com

บทนำ

ถั่วเหลืองเป็นพืชที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง โดยเฉพาะสารอาหารประเภทโปรตีน ดังนั้นในอุตสาหกรรมจึงนิยมนำถั่วเหลืองมาใช้ในการเลี้ยงสัตว์ แต่อย่างไรก็ตามถั่วเหลืองดิบไม่สามารถนำมาใช้เป็นอาหารสัตว์ได้ทันที เนื่องจากภายในเมล็ดถั่วเหลืองมีสารยับยั้งโภชนาการหลายชนิด โดยเฉพาะสารยับยั้งทริปซิน (Trypsin inhibitor) ที่มีผลต่อการเกิดการขยายตัวของตับอ่อน รวมไปถึงการทำให้สัตว์เกิดการชะงักการเจริญเติบโต (Lyman et al., 1974) ดังนั้นเพื่อกำจัดสารยับยั้งดังกล่าวจึงต้องนำถั่วเหลืองไปผ่านกระบวนการปรับสภาพด้วยความร้อนที่สภาวะที่เหมาะสมก่อนจึงจะสามารถนำไปบริโภคได้ จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าสารยับยั้งทริปซินจะมีอัตราการสลายตัวใกล้เคียงกับเอนไซม์ยูรีเอส (Urease enzyme) เมื่อเอนไซม์ยูรีเอสถูกทำลายหมดก็จะทำลายสารยับยั้งทริปซินหมดด้วยเช่นกัน ดังนั้นในทางปฏิบัติจึงวัดการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสแทนเนื่องจากวิธีการวัดไม่ซับซ้อน และง่ายกว่าการวัดสารยับยั้งทริปซิน (Albrecht et al. 1966)

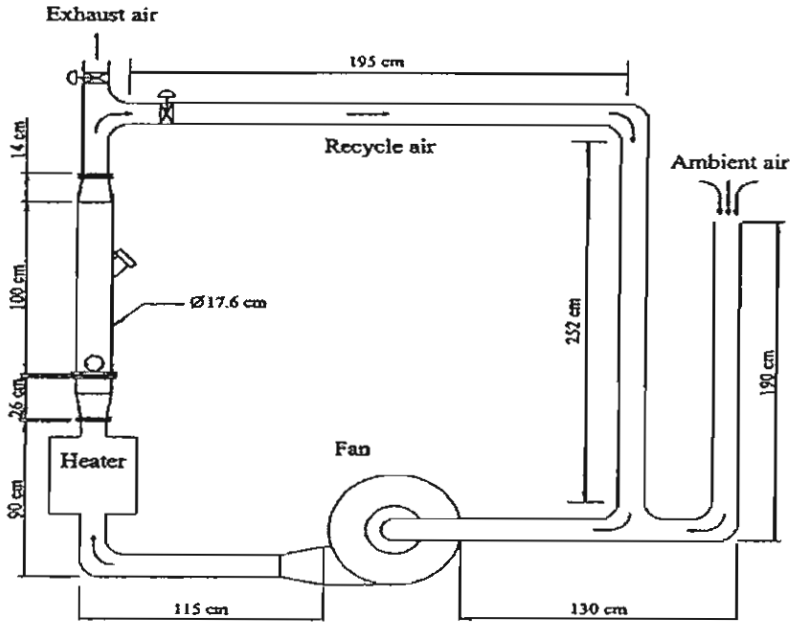
การให้ความร้อนกับถั่วเหลืองมีหลายวิธีด้วยกัน โดยวิธีหนึ่งที่นิยมนำมาใช้ได้แก่ ฟลูอิไดเซชัน (Fluidization) ซึ่งเป็นวิธีการอบแห้งถั่วเหลืองโดยอาศัยการใช้ตัวกลางส่งผ่านความร้อนเข้าไปในถั่วเหลือง จากการทดลองอบแห้งถั่วเหลืองด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด โดยใช้ของไหลเป็นอากาศร้อนในช่วงอุณหภูมิ 100-140°C ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองอยู่ในช่วง 14.3-33.3%d.b. (dry basis) พบว่าที่อุณหภูมิ 100 และ 110°C สามารถลดปริมาณสารยับยั้งทริปซินได้เพียงเล็กน้อยเท่านั้นในทุกๆ ความชื้น เมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งที่เกินกว่า 120°C สามารถกำจัดสารยับยั้งทริปซินได้มากโดยเฉพาะที่ความชื้นสูง และต้องใช้เวลาที่ค่อนข้างนาน สำหรับที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C สามารถลดปริมาณสารยับยั้งทริปซินอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับสำหรับอุตสาหกรรมอาหารสัตว์ (Soponronnarit et al. 2001: Osella et al. 1997) อย่างไรก็ตามการให้ความร้อนกับถั่วเหลืองที่มากเกินไปอาจทำให้ถั่วเหลืองไหม้ และคุณภาพการละลายโปรตีนในถั่วเหลืองลดลง ดังนั้นการให้ความร้อนกับถั่วเหลืองจึงต้องมีเวลาและอุณหภูมิที่เหมาะสม การอบแห้งที่ใช้อุณหภูมิสูงและใช้เวลาในการอบแห้งสั้น เป็นทางเลือกที่ดีทางหนึ่งที่จะเพิ่มคุณค่าทางอาหาร จากการทดลองของ McNaugton et al. (1981) ได้ศึกษาผลของการเพิ่มความชื้น และเวลาในการให้ความร้อนเพื่อดูผลที่มีต่อสารยับยั้งทริปซิน และยูรีเอส (Urease) พบว่าเมื่อเพิ่มความชื้นให้กับเมล็ดถั่วเหลืองจะใช้เวลาในการให้ความร้อนสั้นกว่าเมล็ดถั่วเหลืองที่มีความชื้นต่ำในการลดสารยับยั้งทริปซิน และยูรีเอส ให้ได้ตามเกณฑ์มาตรฐาน นอกจากการให้ความร้อน โดยการอบแห้งเพื่อใช้ในการลดปริมาณสารด้านโภชนาการกับเมล็ดถั่วเหลืองแล้ว การเพิ่มปริมาณความชื้นให้กับเมล็ดถั่วเหลืองก่อนนำไปให้ความร้อน จะสามารถลดปริมาณสารด้านโภชนาการได้มากกว่าถั่วเหลืองที่มีความชื้นต่ำ โดยการเพิ่มปริมาณความชื้นให้กับเมล็ดถั่วเหลืองด้วยวิธีการแช่น้ำเป็นวิธีที่สะดวกและรวดเร็ว แต่การแช่น้ำเมล็ดถั่วเหลืองในเวลาที่สั้น เพื่อให้ได้ความชื้นเริ่มต้นที่ต้องการนั้นจะทำให้ความชื้นอยู่บริเวณส่วนนอกของเมล็ดถั่วเหลืองเท่านั้น จึงต้องมีการเทมเปอริงเพื่อให้ความชื้นแพร่เข้าไปในเมล็ดก่อนนำไปอบแห้ง เพื่อให้ความชื้นเป็นตัวกลางในการถ่ายเทความร้อนให้กับเมล็ดถั่วเหลือง

ดังนั้นในงานวิจัยนี้ จึงได้ศึกษาผลของการนำเมล็ดถั่วเหลืองมาแช่น้ำเพื่อเพิ่มปริมาณความชื้น และระยะเวลาที่ใช้เทมเปอริง โดยใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันต่อคุณภาพถั่วเหลืองด้านต่างๆ ซึ่งจะศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อคุณภาพถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้ง ดังนี้ อุณหภูมิน้ำแช่ เวลาเทมเปอริง อุณหภูมิของอากาศตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้ง ความชื้นเริ่มต้นของถั่วเหลือง และเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง ที่เหมาะสมที่ให้คุณภาพของถั่วเหลืองด้านต่างๆ อันได้แก่ เอนไซม์ยูรีเอส ปริมาณโปรตีน และความชื้นสุดท้ายของถั่วเหลือง

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

อุปกรณ์การทดลอง

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองในงานวิจัยนี้ เป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด โดยใช้ตัวกลางที่เป็นอากาศร้อน ไดอะแกรมของอุปกรณ์ชุดนี้ได้แสดงดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 แสดงไดอะแกรมของเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด

ซึ่งส่วนประกอบหลัก ๆ ประกอบด้วย ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอกที่ทำด้วยเหล็กกล้าไร้สนิม ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร สูง 140 เซนติเมตร มีตัวให้ความร้อนไฟฟ้าที่ควบคุมแยกจากกันจำนวน 3 ตัว ตัวละ 3 kW และพัดลมแบบเหวี่ยงชนิดใบพัดโค้งหลัง (Backward curve blade centrifugal fan) ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 1.5 kW มีตัวปรับความเร็วรอบเพื่อเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศ ระบบอบแห้งหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน อากาศบางส่วนที่ผ่านห้องอบแห้งแล้วจะถูกนำกลับมาผสมกับอากาศใหม่ที่เข้ามา และทำให้ร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการเพื่อใช้ในการอบแห้งต่อไป โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยระบบ PID Controller ความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$

วิธีการทดลอง

การทดลองแช่น้ำเมล็ดถั่วเหลืองจะแบ่งเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนแรกแช่น้ำโดยไม่มีการเทมเปอริงทำได้โดยนำถั่วเหลืองมาแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C ให้ได้ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 19.5%d.b. เมื่อถึงเวลาตามที่กำหนดไว้นำถั่วเหลืองมากำจัดน้ำที่บริเวณผิวออกจากนั้นนำไปอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C โดยใช้ความเร็วอากาศ 2.6 เมตรต่อวินาที และอากาศหมุนเวียนนำกลับมาใช้ใหม่ 80% สำหรับส่วนที่เหลือจะนำไปเทมเปอริงเป็นเวลา 1 ชั่วโมง

โดยจะเก็บไว้ในขวดแก้วที่ปิดสนิทที่อุณหภูมิเดียวกันกับอุณหภูมิน้ำที่ใช้แช่ก่อนจะนำไปอบแห้ง การเตรียมถั่วเหลืองที่มีความชื้น 19.5%d.b. สม่ำเสมอทั้งเมล็ดทำได้โดยคำนวณปริมาณน้ำที่ต้องเติมเข้าไปในถั่วเหลืองแห้งที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 13.5%d.b. ทำการพรมน้ำทั้งหมดลงในเมล็ดถั่วเหลือง จากนั้นนำไปเก็บไว้ในถังที่ปิดสนิท เก็บไว้ที่ห้องเย็นที่ควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 4°C ในช่วงประมาณ 3-4 วันแรก นำถั่วเหลืองออกมาคลุกให้ความชื้นกระจายตัว แล้วนำกลับไปเก็บดังเดิมจนครบ 7 วัน และต้องปล่อยให้ถั่วเหลืองมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิแวดล้อมก่อนทำการอบแห้ง นำตัวอย่างถั่วเหลืองที่ได้จากการอบแห้งไปวิเคราะห์คุณภาพด้านต่าง ๆ สำหรับการหาความชื้นของถั่วเหลืองจะเก็บตัวอย่างครั้งละประมาณ 50 กรัม ไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง(AOAC 1995) การวัดอุณหภูมิจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกผล(รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ -100 ถึง 1300°C ความละเอียด ±0.2%) และการวัดความเร็วลมใช้ Hot-wire anemometer มีความละเอียด ±0.1m/s

การตรวจสอบคุณภาพถั่วเหลือง

1. ค่าการละลายของโปรตีน (Protein solubility) (Cheong 1997: AOCS 1999)

ค่าการละลายของโปรตีน (Protein solubility) คือ ร้อยละของปริมาณโปรตีนในถั่วเหลืองที่ละลายในสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น 0.2% ต่อปริมาณโปรตีนที่มีอยู่ในถั่วเหลืองทั้งหมด โดยการหาค่าการละลายของโปรตีนจะแบ่งเป็น 2 ส่วนสามารถหาได้ดังนี้ ส่วนแรกหาปริมาณโปรตีนในถั่วเหลืองที่ละลายในสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ทำได้โดยชั่งตัวอย่างถั่วเหลืองบดละเอียด 0.5 กรัม (ทศนิยม 4 ตำแหน่ง) ใส่ในขวดชมพู่เติมสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เข้มข้น 0.2% ลงไป 75 มิลลิลิตร นำไปปั่นกวนด้วยความเร็วรอบ 900 รอบต่อนาที เป็นเวลา 20 นาที กรองเก็บส่วนที่เป็นสารละลายใสด้วยกระดาษกรองเบอร์ 4 ปิเปตสารละลายใส 15 มิลลิลิตร (คิดน้ำหนักตัวอย่างในการคำนวณหาปริมาณโปรตีนเป็น 1 ใน 5 ของน้ำหนักที่ชั่งได้) ใส่ลงในขวด Kjeldahl ที่แห้ง ส่วนที่สองหาปริมาณโปรตีนที่มีอยู่ในถั่วเหลืองทั้งหมด ทำได้โดยชั่งถั่วเหลืองประมาณ 0.1 กรัม (ทศนิยม 4 ตำแหน่ง) ใส่ลงในขวด Kjeldahl ที่แห้ง จากนั้นเติมตัวเร่งปฏิกิริยาไดโพแทส-เซียมซัลเฟต (K_2SO_4) 10 กรัม คอปเปอร์ซัลเฟต ($CuSO_4$) 1 กรัม และกรดซัลฟูริกเข้มข้น 7 มิลลิลิตร ลงในขวด Kjeldahl ที่ใส่ตัวอย่างเตรียมไว้ทุกขวด และขวดที่ไม่ใส่ตัวอย่างอีกหนึ่งขวดเพื่อทำแบลงค์ นำมาให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 385 องศาเซลเซียส จนกระทั่งได้สารละลายใสสีเขียว รอให้สารเย็นตัวทำการกลั่นสารละลายลงในสารละลายกรดบอริกเข้มข้น 4% W/V 25 มิลลิลิตร ที่เติมอินดิเคเตอร์ผสมระหว่าง Methyl Red และ Methylene Blue จะเกิดการเปลี่ยนสีของสารจากสีม่วงเป็นสีเขียว และนำสารละลายที่ได้ไปไทเทรตกับสารละลายกรดไฮโดรคลอริกที่ทราบความเข้มข้นที่แน่นอน โดยการหาปริมาณโปรตีนในถั่วเหลืองที่ละลายในสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น 0.2% และปริมาณโปรตีนที่มีอยู่ในถั่วเหลืองทั้งหมด สามารถคำนวณได้จากสมการที่ (1)

$$\%\text{โปรตีน} = \frac{8B(x - y)}{A} \qquad (1)$$

เมื่อ A คือ น้ำหนักของถั่วเหลืองตัวอย่าง (กรัม)

B คือ ความเข้มข้นของกรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรต (โมลต่อลิตร)

x คือ ปริมาตรของกรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรตตัวอย่าง (มิลลิลิตร)

y คือ ปริมาตรของกรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรตแบลงค์ (มิลลิลิตร)

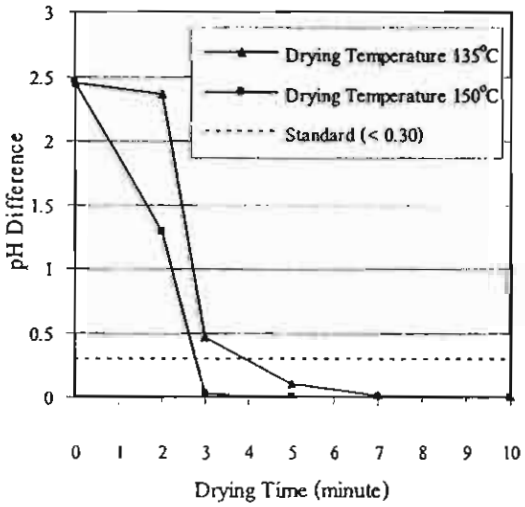
2. เอนไซม์ยูรีเอสที่มีในถั่วเหลือง (AOAC 1965)

ในการวัด Urease activity สามารถทำได้โดยนำถั่วเหลืองมาทำปฏิกิริยากับสารละลายบัฟเฟอร์ยูเรีย (มีค่าเป็นความเป็นกรดด่างเท่ากับ 7) ซึ่งทำให้เกิดแอมโมเนีย ส่งผลให้เกิดการเพิ่มขึ้นของค่าเป็นกรดด่าง (ΔpH) โดยแอมโมเนียที่เกิดขึ้นเป็นสัดส่วนโดยตรงกับปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสที่มีในถั่วเหลือง วิธีการทดลองสามารถทำได้ดังนี้ เตรียมสารละลายบัฟเฟอร์ฟอสเฟต ความเข้มข้น 0.05 โมลต่อลิตร โดยใช้ไดโพแทสเซียมไฮโดรฟอสเฟต (K_2HPO_4) 4.355 กรัม และโพแทสเซียมไดไฮโดรฟอสเฟต (KH_2PO_4) 3.403 กรัม ละลายในน้ำกลั่น จากนั้นผสมสารละลายทั้งสองเข้าด้วยกันปรับปริมาตรเป็น 1000 มิลลิลิตร ปรับค่าความเป็นกรดด่างให้เป็น 7 แบ่งบัฟเฟอร์ฟอสเฟต 500 มิลลิลิตร นำยูเรีย 15 กรัม มาละลายเติมสารละลายโทลูอีน 5 มิลลิลิตร และปรับค่าความเป็นกรดด่างให้เป็น 7 จากนั้นชั่งถั่วเหลืองบดละเอียด 0.2 กรัม ลงในหลอดทดลองตัวอย่างละ 2 หลอด หลอดแรกเติมสารละลายบัฟเฟอร์ยูเรีย และหลอดที่สองเติมสารบัฟเฟอร์-ฟอสเฟต 10 มิลลิลิตร ควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 30 องศาเซลเซียส โดยใช้ Water Bath เขย่าหลอดทดลองทั้งสองทุก ๆ 5 นาที จนครบ 30 นาที แล้วจึงนำมาวัดค่าความเป็นกรดด่างของสารละลายโดยใช้ pH Meter โดยค่าความแตกต่างของค่าความเป็นกรดด่างที่ยอมรับอยู่ในช่วง 0.02-0.30 สำหรับอุตสาหกรรมอาหารสัตว์ (Ward 1996)

ผลการทดลองและวิจารณ์

การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส

1. อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศร้อน

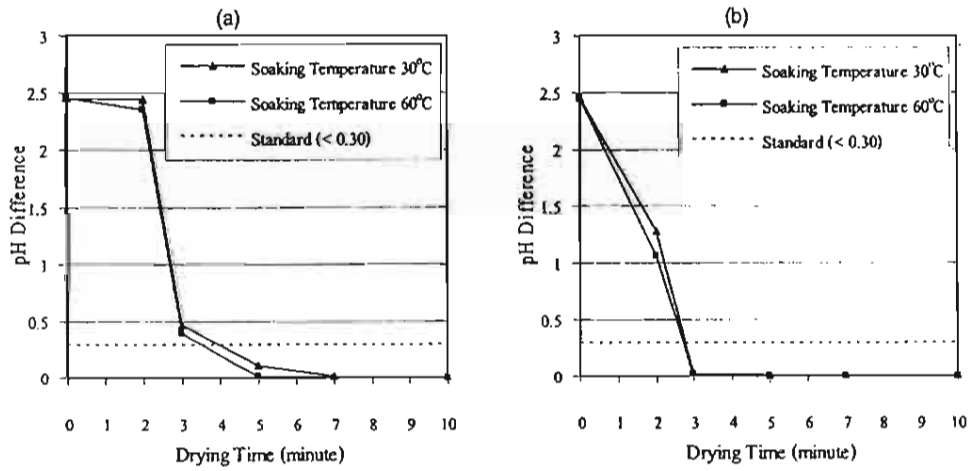


รูปที่ 2 การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลือง ที่ผ่านการแช่น้ำอุณหภูมิ 30°C โดยไม่เทมเปอริง และอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C

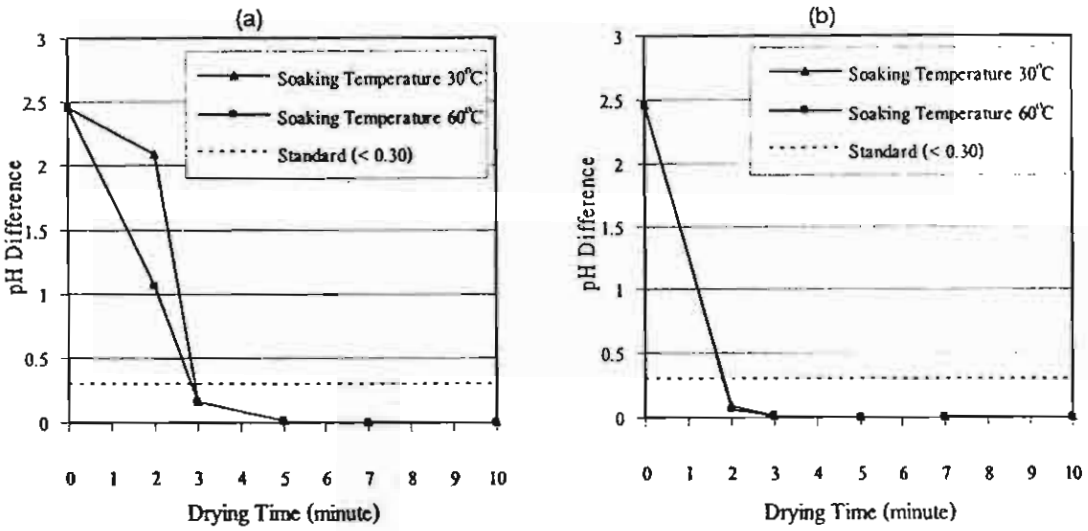
รูปที่ 2 แสดงการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำอุณหภูมิ 30°C โดยไม่มีการเทมเปอริง และอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C พบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งที่สูงสามารถทำให้เอนไซม์ยูรีเอสเสื่อมสลายจนถึงเกณฑ์ที่ยอมรับได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ โดยถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิ 135°C จะใช้เวลาอบแห้งประมาณ 5 นาที และที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C จะใช้เวลาอบแห้งประมาณ 3 นาที จึงจะทำให้เอนไซม์ยูรีเอสเสื่อมสลายจนถึงเกณฑ์ที่ยอมรับได้ เนื่องจากการใช้อุณหภูมิอบแห้งที่สูงทำให้เมล็ดถั่วเหลืองได้รับความร้อนมากขึ้น และมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นเร็วกว่าที่อุณหภูมิต่ำ ส่งผลให้อัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในเมล็ดถั่วเหลืองเร็วขึ้น ดังนั้นการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งจึงมีผลต่อการลดลงของเอนไซม์ยูรีเอสโดยตรง

2. อิทธิพลของอุณหภูมิน้ำแช่

รูปที่ 3a และ 3b แสดงการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส ในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C โดยไม่มีการเทมเปอริง อบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C ตามลำดับ พบว่าอุณหภูมิน้ำที่ใช้แช่ถั่วเหลืองมีผลต่อการลดลงของเอนไซม์ยูรีเอสเล็กน้อย เพราะเวลาในการแช่น้ำถั่วเหลืองเพื่อให้ได้ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 19.5%d.b. ที่ต้องการนั้นสั้นมาก ประมาณ 1 นาที ทำให้ความชื้นและอุณหภูมิเมล็ดไม่แตกต่างกันการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสจึงใกล้เคียงกัน จากรูปที่ 4a และ 4b แสดงการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส ในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C โดยมีการ เทมเปอริง 1 ชั่วโมง อบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าที่เวลาอบแห้ง 2 นาทีที่อุณหภูมิอบแห้ง 135°C การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสที่อุณหภูมิน้ำแช่ 60°C จะมากกว่าที่อุณหภูมิน้ำแช่ 30°C เป็นผลเนื่องมาจากการเทมเปอริงมากกว่าอุณหภูมิน้ำแช่ เพราะการเทมเปอริงที่อุณหภูมิ 60°C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง จะทำให้เมล็ดถั่วเหลืองมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้น ส่งผลให้อัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสเร็วขึ้น และที่เวลาอบแห้ง 2 นาที อุณหภูมิอบแห้ง 150°C การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสที่อุณหภูมิน้ำแช่ 30 และ 60°C จะมีอัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสที่ใกล้เคียงกัน เป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งที่สูง ทำให้เมล็ดถั่วเหลืองสามารถรับความร้อนได้มากกว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 135°C จึงมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นเร็วกว่า และความชื้นในเมล็ดถั่วเหลืองที่เป็นตัวช่วยเร่งการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอส ส่งผลให้อัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสเร็วขึ้น



รูปที่ 3 การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C โดยไม่เทมเปอริง และอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C

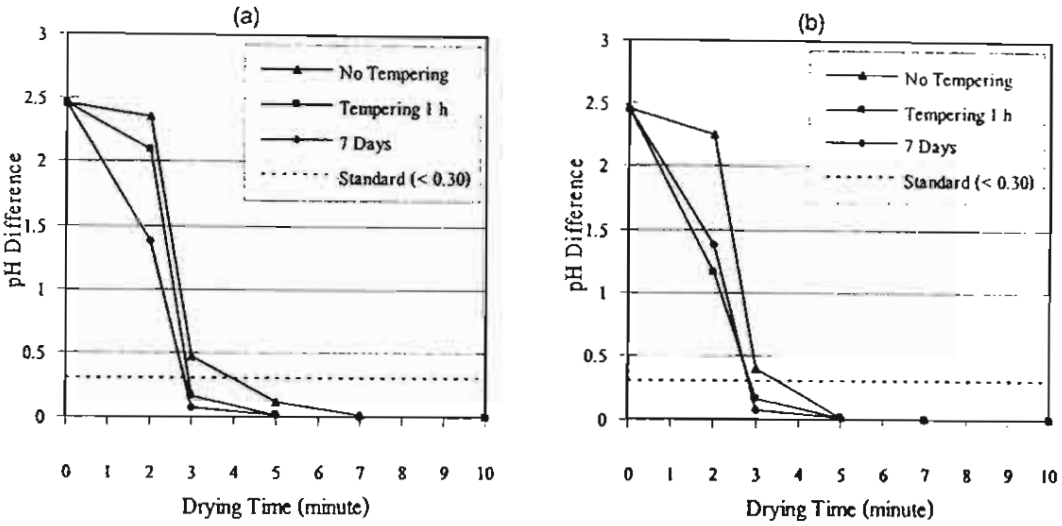


รูปที่ 4 การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C โดยเทมเปอริงไว้ 1 ชั่วโมง และอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135 และ 150°C

3. อิทธิพลของระยะเวลาเทมเปอริง

จากรูปที่ 5a และ 5b แสดงการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำอุณหภูมิ 30 และ 60°C ที่ระยะเวลาเทมเปอริงต่างๆ และอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135°C พบว่าถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำและเทมเปอริง 1 ชั่วโมง ก่อนนำไปอบแห้งจะสามารถทำให้เอนไซม์ยูรีเอสเสื่อมสลายได้เร็วกว่าถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำ และไม่มีการเทมเปอริง ทั้งที่อุณหภูมิน้ำแช่ 30 และ 60°C เพราะจากการเทมเปอริงจะทำให้ความชื้นที่อยู่บริเวณผิวเมล็ดถั่วเหลืองแพร่เข้าไปภายในเมล็ดถั่วเหลือง โดยความชื้นที่แพร่เข้าไปจะช่วยเร่งให้เอนไซม์ยูรีเอสเกิดการเสื่อมสลายได้เร็วขึ้น ส่งผลให้อัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมีค่าสูงขึ้นด้วย เมื่อเปรียบเทียบกับถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้น 19.52%d.b. สม่ำเสมอทั้งเมล็ด จะมีอัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสที่สูงกว่าการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30°C และเทมเปอริงที่ 1 ชั่วโมง เพราะระยะเวลาเทมเปอริงที่ 1 ชั่วโมง ยังไม่สามารถทำให้ความชื้นแพร่เข้าไปภายในเมล็ดถั่วเหลืองได้สม่ำเสมอทั้งเมล็ด โดยการอบแห้งที่เวลา 2 นาที ที่อุณหภูมิน้ำแช่ 60°C และเทมเปอริงที่ 1 ชั่วโมง อัตราการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสจะเร็วกว่าถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้น 19.52%d.b. สม่ำเสมอทั่งเมล็ด เนื่องจากการเทมเปอริงที่อุณหภูมิ 60°C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง ทำให้เมล็ดถั่วเหลืองมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นก่อนที่จะนำไปอบแห้ง

โดยผลการทดลองที่อุณหภูมิอบแห้ง 135°C ถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำและเทมเปอริงไว้ 1 ชั่วโมง จะใช้เวลาอบแห้งประมาณ 3 นาที และถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำโดยไม่มีการเทมเปอริงจะใช้เวลาอบแห้งประมาณ 5 นาที ส่วนที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำและเทมเปอริงไว้ 1 ชั่วโมง ใช้เวลาอบแห้งประมาณ 2 นาที และถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำโดยไม่มีการเทมเปอริงจะใช้เวลาอบแห้งประมาณ 3 นาที จึงจะทำให้เอนไซม์ยูรีเอสเสื่อมสลายจนถึงเกณฑ์ที่ยอมรับได้



รูปที่ 5 การเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสในถั่วเหลืองที่ผ่านการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C ที่ระยะเวลาเทมเปอริงต่างๆ อบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 135°C

ค่าการละลายของโปรตีน (Protein solubility)

จากการทดลองนำถั่วเหลืองที่ผ่านกระบวนการอบแห้งที่มีปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสที่เวลาต่างๆ จนกระทั่งถึงเวลาที่มีปริมาณเอนไซม์ยูรีเอสผ่านเกณฑ์ มาวิเคราะห์การละลายของโปรตีน ผลการทดลองแสดงดังตารางที่ 1 โดยถั่วเหลืองที่มีคุณภาพดีควรมีร้อยละของการละลายของโปรตีนอยู่ในช่วงร้อยละ 73-85 (Ward 1996)

จากตารางที่ 1 พบว่าถั่วเหลืองดิบที่ยังไม่ผ่านการอบแห้ง มีค่าการละลายของโปรตีนประมาณร้อยละ 95 สำหรับถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งพบว่ามีค่าการละลายของโปรตีนลดลง เนื่องจากความร้อนที่ได้รับนานขึ้นทำให้อุณหภูมิที่เมล็ดถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น จึงเกิดการฟอร์มตัวเป็นกลุ่มโปรตีนขนาดใหญ่ และจะตกตะกอนเมื่อนำมาละลายน้ำ (Phillips and Finley 1989) ซึ่งโปรตีนลักษณะนี้ เมื่อบริโภคเข้าไปทำให้ การย่อยโปรตีนนำไปใช้ได้ยาก

จากการทดลองพบว่า ถั่วเหลืองแห้งที่มีความชื้นเริ่มต้น 13.20%d.b. อบแห้งที่อุณหภูมิ 150°C จะมีค่าการละลายของโปรตีนมากกว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 135°C แต่เมื่อนำเมล็ดถั่วเหลืองไปเพิ่มความชื้นโดยการแช่น้ำที่อุณหภูมิ 30 และ 60°C และอบแห้งที่อุณหภูมิ 135°C ทั้งกรณีที่มีการเทมเปอริง และไม่มีการเทมเปอริง จะทำให้ค่าการละลายของโปรตีนสูงขึ้นใกล้เคียงกับถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้น 13.20%d.b. ที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิ 150°C อย่างไรก็ตามในกรณีที่ถั่วเหลืองมีความชื้นเริ่มต้น 19.52%d.b. สม่ำเสมอทั้งเมล็ด และถั่วเหลืองที่แช่น้ำอุณหภูมิ 30°C และมีการ เทมเปอริงไว้ 1 ชั่วโมง จะให้ค่าการละลายของโปรตีนที่ได้สูงกว่ากรณีอื่น ซึ่งในการเทมเปอริงอาจไม่มีความจำเป็นแต่จะต้องใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้นเป็น 150°C ก็จะทำให้ได้ค่าการละลายของโปรตีนที่สูงกว่าร้อยละ 80 ด้วยเช่นกัน

ตารางที่ 1 ค่าการละลายของโปรตีนของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งที่สภาวะต่างๆ

อุณหภูมิอบแห้ง (°C)	อุณหภูมิน้ำแช่ (°C)	ความชื้นเริ่มต้น (%d.b.)	เวลาในการเทมเปอริง	เวลาอบแห้ง (นาที)	ความชื้นหลังการอบแห้ง (%d.b.)	□pH	ค่าการละลายของโปรตีน (%)
ถั่วเหลืองดิบ						2.46	95.31±0.39
135	30	20.47	1 h	3	13.57	0.16	85.41^{e}±0.29
		20.15	No	5	9.91	0.11	79.56^{bcd}±0.30
	60	20.89	1 h	5	13.14	0.01	78.59^{b}±0.34
		20.66	No	5	10.98	0.02	79.89^{cd}±0.07
	–	19.52*	–	5	12.85	0.01	82.37^{e}±0.08
		13.20*	–	5	9.26	0.05	71.54^{a}±0.43
150	30	20.47	1 h	3	12.94	0.02	80.31^{d}±0.35
		20.15	No	3	10.86	0.03	83.86^{f}±0.39
	60	20.89	1 h	3	14.36	0.01	79.75^{cd}±0.24
		20.66	No	3	11.16	0.01	83.69^{f}±0.08
	–	19.52*	–	3	13.63	0.01	78.78^{bc}±0.54
		13.20*	–	2	10.70	0.13	80.15^{d}±0.53

*หมายเหตุ ถั่วเหลืองที่มีความชื้นสม่ำเสมอทั้งเมล็ด

อักษรกำกับบนเหมือนกันในคอลัมน์ หมายถึงความไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95%

สรุปผลการทดลอง

จากผลการทดลองพบว่า ระยะเวลาในการเทมเปอริง และอุณหภูมิอากาศร้อนที่ใช้อบแห้งจะมีอิทธิพลต่อการเสื่อมสลายของเอนไซม์ยูรีเอสมากกว่าอุณหภูมิน้ำที่ใช้แช่เมล็ดถั่วเหลือง โดยเมื่อใช้เวลาในการเทมปอริงและอุณหภูมิอบแห้งเพิ่มขึ้นจะทำให้เอนไซม์ยูรีเอสเสื่อมสลายเร็วขึ้น สำหรับค่าการละลายของโปรตีนพบว่า เมล็ดถั่วเหลืองที่ผ่านกระบวนการแช่น้ำ และการเทมเปอริง เมื่อนำมาอบแห้งด้วยอุณหภูมิที่เหมาะสม จะได้ค่าการละลายของโปรตีนที่ดีกว่าเมล็ดถั่วเหลืองแห้งที่มีความชื้นเริ่มต้น 13.20%d.b. และอบแห้งที่อุณหภูมิ 150°C

กิตติกรรมประกาศ

ผู้แต่งขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้เงินในการสนับสนุนในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

Albrecht, W.J., Mustakas, G.C. and McGhee, J.E. 1966. Rate Studies on Atmospheric Steaming and Immersion Cooking of Soybeans. Cereal Chemistry. 43:400-407.

American Oil Chemists' Society (AOCS). 1999. Method BA 10-65. Official Methods and Recommended Practices of the AOCS - 5th edition. Champaign, Illinois.

Association of Official Agricultural Chemisis Method (AOAC Method). 1965. Method 22-90. Official Methods of Analysis. Washington, D.C.

Association of Official Agricultural Chemisis Method (AOAC Method). 1955. Official Methods of Analysis,16th edition. Washington, D.C.

Cheong, Y.L.. 1997. Fullfat Soybean Meal Production and Utilization. Proceeding of the Fifth Regional ASA Feed Technology and Nutrition Workshop. 25-29 may 1997. The Westin Chiagmai, 13 p.

Lyman, R.C., Olds, B.A. and Green, G.M. 1974. Chymotrypsinogen in the Intestine of Rats Fed Soybean Trypsin Inhibitor and Its Inability to Suppress Pandreatic Enzyme Secretions. Journal of Nutrition. 104(1):105-110.

McNaughton, J.L., Reece, F.N. and Deaton, J.W. 1981. Relationships Between Color ,Trypsin Inhibitor Contents and Urease Index of Soybean Meal and Effects on broiler Performance. Poultry Science. 60:393-400.

Osella, C.A., Gordo, N.A., Gonzalez, R.J., Tosi, E. and Re, E. 1997. Soybean Heat-treated Using a Fluidized Bed. Lebensmittel Wissenshaft and Technologie. 30:676-680.

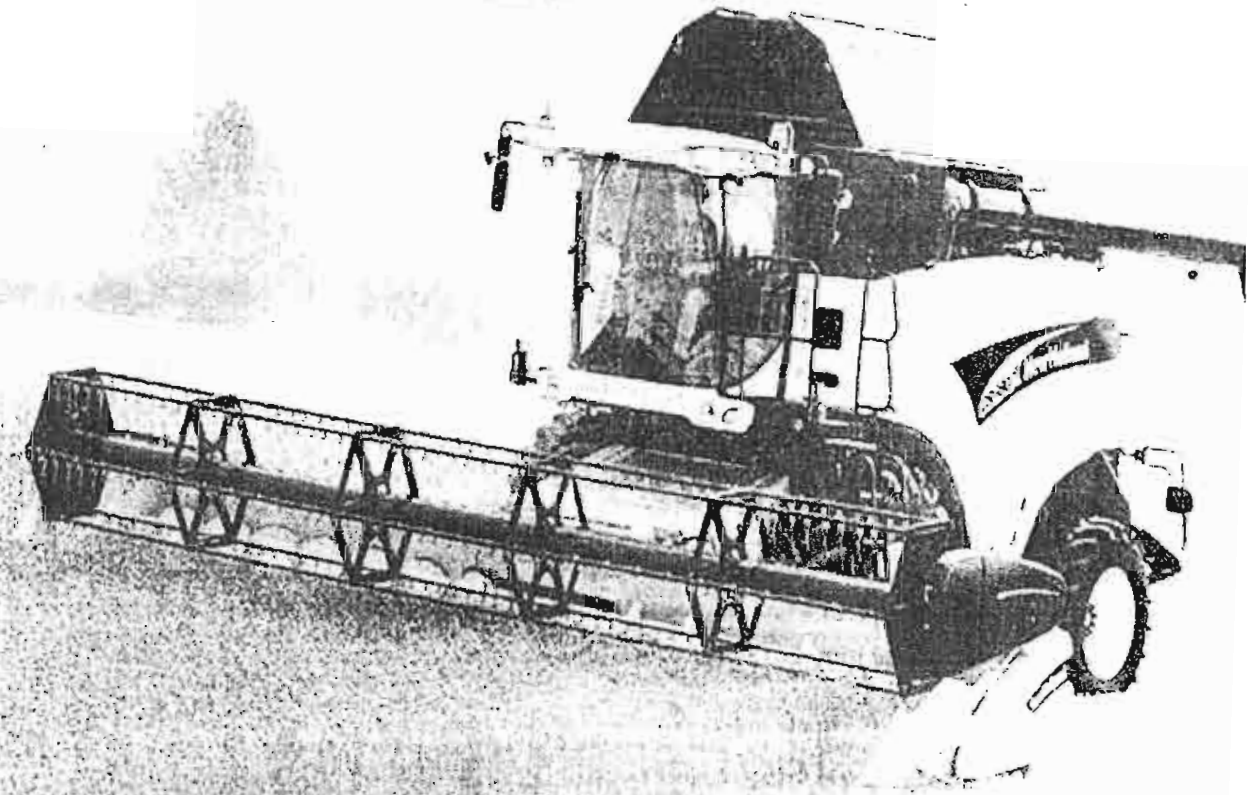
Phillips, R.D. and Finley, J.W. 1989. Protein Quality and the Effect of Processing, Marcel Dekker, Inc., New York and Basel: 1-7.

Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwiwatchai, W. 2001. Fluidised Bed Drying of Soybeans. Journal of Stored Products Research. 37:133-151.

Ward, N.E. 1996. Soybean Meal Quality for Animal Feeding. Proceedings of the Second International Soybean Processing and Utilization Conference. 8-13 January:454-465.

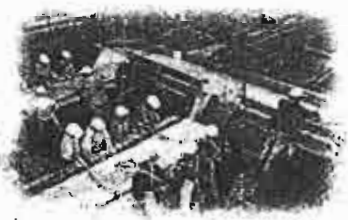
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

อิทธิพลของอุณหภูมิที่มีผลต่อการอบแห้งและคุณภาพของกระเทียมกลีบ

สุทธิศักดิ์ แก้วนก[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2]* อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[3] และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาถึงอิทธิพลของอุณหภูมิ ที่มีผลต่อการอบแห้งและคุณภาพของกระเทียมกลีบปอกเปลือกพันธุ์เชียงใหม่ โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ 70 80 และ 90°C และความเร็วของอากาศร้อน 1.7 m/s ความชื้นเริ่มต้น และความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 190-210% d.b. และ 5-7% d.b. ตามลำดับ ผลการทดลอง พบว่าการเปลี่ยนแปลงของความชื้นของกระเทียมเป็นแบบอัตราการอบแห้งลดลงแบ่งได้เป็น 2 ช่วง โดยทั้งสองช่วงนี้จะถูกแบ่งด้วยความชื้นวิกฤติและอธิบายการเปลี่ยนแปลงความชื้นของทั้งสองช่วงด้วยสมการการแพร่ของน้ำในเนื้อกระเทียม ซึ่งสัมประสิทธิ์การแพร่ของกระเทียมจะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้น นอกจากนี้ยังพบว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงทำให้ การหดตัวน้อยลง การเปลี่ยนแปลงสีโดยรวมสูงขึ้น และอัตราการลดลงของวิตามินซี น้ำมันหอมระเหย และ Pyruvic acid เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ

---

[1]นักศึกษา [3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [2]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-9220-30 ต่อ 206; โทรสาร: 0-2428-3534; อีเมล์: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

EFFECTS OF TEMPERATURE ON DRYING CHARACTERISTICS AND QUALITY OF GARLIC CLOVE

Suttisak Kaewnok[1], Somkiat Prachayawarakorn[2]*, Adisak Nathakaranakule[3] and Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

This research is a study of garlic peel cloves drying using hot air. The influences of temperature on drying kinetic and product qualities were carried out at the drying temperatures of 70, 80, and 90°C and air velocity of 1.7 m/s. The initial and final moisture contents were in range of 190-210 and 5-7% d.b. respectively. The experimental results showed that moisture decrease of garlic peel clove could be divided into two falling rate periods. The two falling rate periods were separated by the critical moisture content and their moisture changes could be described by moisture diffusion equation. Diffusion coefficients of garlic peel cloves were increased with increase in temperature. Furthermore, it was found that higher temperature drying provided the product with lower degree of shrinkage, higher total difference color, and faster decreasing rates of vitamin C, volatile oil, and pyruvic acid than lower temperature drying.

KEYWORDS: Diffusion, Garlic, Vitamin C, Volatile oil

---

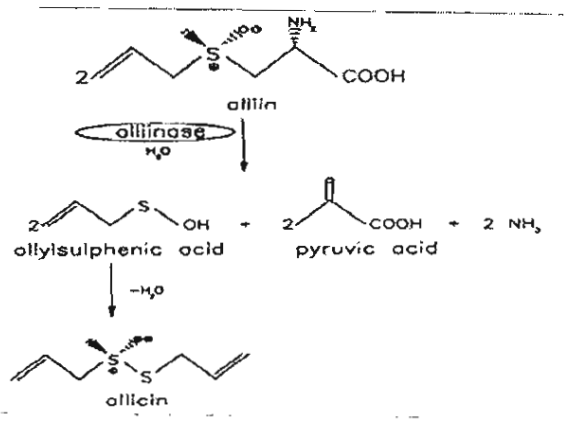
[1]Graduate Student, [3]Assistant Professor, [4]Professor, School of Energy and Materials, [2]Associate Professor, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-2470-9220-30 Ext. 206; Fax: 0-2428-3534; E-mail address: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

บทนำ

กระเทียมจัดเป็นพืชเศรษฐกิจพืชหลักของประเทศ ในการปรุงอาหารชาวไทยใช้กระเทียมเป็นเครื่องปรุงรสในอาหารเกือบทุกชนิด เพื่อช่วยให้อาหารนั้นมีรสชาติดีขึ้น และจากการค้นคว้าวิจัยทางวิทยาศาสตร์การแพทย์พบว่า กระเทียมยังเป็นพืชสมุนไพรที่ใช้เป็นยารักษาโรคได้หลายชนิดนอกจากนี้ยังใช้ในอุตสาหกรรมอาหาร และเครื่องสำอาง กระเทียมจึงจัดว่ามีบทบาทในสังคมไทยมาก ในประเทศไทยมีพื้นที่ปลูกกระเทียมประมาณ 150,000-190,000 ไร่ ในทุกๆ ปีนอกจากจะมีการส่งออกกระเทียมสดแช่เย็นแล้วยังมีการส่งออกกระเทียมแห้งเป็นผง และกระเทียมแห้งไม่เป็นผงอีกด้วย

กระเทียมมีชื่อทางวิทยาศาสตร์ว่า (*Allium Sativum L.*) ได้ถูกใช้เป็นส่วนผสมอาหารมาตั้งแต่สมัยโบราณ ทั้งยังใช้เป็นยารักษาโรคต่างๆได้ เช่น โรคเรื้อรังในกระเพาะอาหาร และลำไส้ใหญ่ อหิวาตกโรค ฯลฯ ได้มีความพยายามที่จะสกัดเอาสารที่เป็นส่วนสำคัญ (Active Compound) ออกมา ต่อมาก็พบว่าส่วนประกอบสำคัญของกระเทียมที่มีผลก็คือ Allicin, Allylsulfinyl, Allylsulfide (CH_2: $CH.CH_2$. $SO.S.CH_2CH$: CH_2) สาร Allicin จะเป็นตัวป้องกันการเจริญเติบโตของเชื้อโรคที่เป็นสาเหตุ ของการเกิดโรคเรื้อรังดังกล่าว อย่างไรก็ตามความสามารถในการป้องกันการเจริญเติบโตของเชื้อโรคของ Allicin นี้จะมีค่าเพียงประมาณหนึ่งในร้อยของเพนนิซิลิน (Penicillin) และการทำ Allicin ให้บริสุทธิ์จะทำให้เกิดความไม่เสถียรภาพของตัวมันขึ้น ซึ่งเป็นตัวชี้ให้เห็นว่าทำไมไม่มีการเติมสารนี้ลงในตัวยา เป็นที่น่าสนใจว่ากลิ่นและรสชาติของกระเทียมเป็นสมบัติประจำตัวของ Allicin ซึ่งสารประกอบนี้จะไม่สามารถพบได้ในกระเทียมที่ยังไม่ได้การทุบ (Intact garlic) ซึ่งเป็นความจริงที่ว่าเราจะได้กลิ่น (Odour) ต่อเมื่อเราทำการทุบกระเทียม เพราะกระเทียมประกอบไปด้วย กรดอะมิโน (Complex amino acid) , Alliin (S-(2-propenyl)-L-cysteine sulphoxide) ซึ่งมีอยู่ 1.4%ของน้ำหนักกระเทียมสด เมื่อกระเทียมถูกบดกระแทกเอ็นไซม์ คือ Allinase เข้าย่อยสลาย Alliin ทำให้มันแตกออกเป็น Allicin,Pyruvic acid และแอมโมเนียม ทำให้กลิ่นของมันจะเริ่มเกิดขึ้น ดังรูปที่ 1 เนื่องจากความไม่เสถียรภาพของ Allicin ถ้าทำการแยกโดยการกลั่นด้วยไอน้ำยกเว้นที่ความดันลดลงต่ำๆ การกลั่นด้วยไอน้ำที่สภาวะปกติจะทำให้ตัวมันเปลี่ยนแปลง (Decompose) และเกิดเป็นสาร Diallyl Disulfide และสารประกอบ Sulfides อื่น ๆ ทำให้น้ำมันหอมระเหยที่ได้จากกระเทียมมีกลิ่นฉุนรุนแรงมากขึ้น



<u>รูปที่ 1</u> การเกิด Allylsulphenic acid, pyruvic acid และแอมโมเนียในกระเทียม

ณรงค์ศักดิ์ แก้วนิล [1] การอบแห้งกระเทียมกลีบแบบปอกเปลือกและไม่ปอกเปลือกด้วยอากาศร้อนอุณหภูมิ 50, 60 และ 70°C แล้ววิเคราะห์คุณภาพด้านต่างๆ เช่น ปริมาณวิตามินซี น้ำมันหอมระเหย การหดตัวและการเปลี่ยนแปลงสีของกระเทียม ซึ่งผลการทดลองอบแห้ง พบว่า ที่อุณหภูมิ 70°C ของกระเทียมกลีบปอกเปลือก คุณภาพของกระเทียมให้ผลที่ดีกว่าการอบแห้งกระเทียมกลีบแบบไม่ปอกเปลือก ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมุ่งที่จะศึกษาการอบแห้งกระเทียมกลีบแบบปอกเปลือกและอุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้นเพื่อศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีผลต่อคุณภาพของกระเทียมและหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการอบแห้งกระเทียม เพื่อประโยชนในการใช้เป็นแนวทางในการอบแห้งเพื่อใช้ในงานอุตสาหกรรมต่อไป

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้ง

ในการอบแห้งกระเทียมกลีบปอกเปลือกใช้เครื่องอบแห้งแบบใช้ลมร้อน ซึ่งประกอบด้วย ขดลวดทำความร้อนขนาด 1000 วัตต์ พัดลมหลักเป็นแบบชนิดแรงเหวี่ยงใบโค้งหน้าใช้มอเตอร์ขนาด 746 วัตต์ ในงานวิจัยครั้งนี้ได้ปรับความเร็วของอากาศร้อนอยู่ที่ 1.7 เมตรต่อวินาที และอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 70, 80 และ 90°C ซึ่งควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมอุณหภูมิมีค่าความถูกต้อง±1°C และวัดอุณหภูมิของอากาศและเนื้อกระเทียมโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K บันทึกข้อมูลด้วย data logger มีความถูกต้อง±1°C

วิธีการหาปริมาณสารหอมระเหย

การวิเคราะห์สารประกอบน้ำมันหอมระเหยที่มีอยู่ในกระเทียมที่ผ่านการอบแห้งที่สภาวะต่างๆ โดยใช้วิธีการวิเคราะห์ตามแบบของ Shankaranarayana และคณะ [4]

วิธีการหาปริมาณ Pyruvic acid

ในการหาปริมาณ Pyruvic acid ที่เกิดจากทำปฏิกริยาของเอ็นไซม์ในกระเทียมสามารถหาจากค่าแตกต่างของสองวิธี ตามวิธีการของ Freeman and Mossadeghi [2] และ Schwimmer and Weston [3]

วิธีการหาปริมาณวิตามินซี

การวิเคราะห์หาปริมาณวิตามินซีที่มีอยู่ในกระเทียมสดและตามช่วงเวลาต่างๆ ของการอบแห้งที่สภาวะต่างๆ ใช้วิธีการวิเคราะห์ตามแบบมาตรฐาน AOAC Official Method [5] ซึ่งเป็นการวิเคราะห์ด้วยวิธี Titrimetric Method

สัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำในเนื้อกระเทียม

กระเทียมมีลักษณะรูปทรงไม่แน่นอน วิธีการหาอัตราการอบแห้งโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ จำเป็นต้องทราบลักษณะรูปทรงของกระเทียม ดังนั้นจึงสมมุติให้กระเทียมมีลักษณะเป็นทรงกลม เพื่อสามารถคำนวณหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเทียบเท่าของกระเทียมได้ งานวิจัยนี้ได้สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายการลดลงของความชื้นสำหรับกระเทียมแบบปอกเปลือก ซึ่งจากการทดลองพบว่าการลดลงของความชื้นอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงเพียงอย่างเดียว โดยในช่วงนี้สามารถแบ่งช่วงอัตราการอบแห้งช่วงลดลงออกเป็นสองช่วงคือช่วงแรก (first falling rate period)

และช่วงที่สอง (second falling rate period) โดยการอบแห้งในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกนั้นการแพร่ของน้ำส่วนใหญ่เกิดขึ้นที่บริเวณใกล้ผิวของวัสดุ โดยอัตราการระเหยของน้ำจะเร็วหรือช้าขึ้นอยู่กับกลไกการพามวลระหว่างพื้นที่ผิวของกระเทียมกับอากาศที่ใช้ในการอบแห้งกระเทียม สำหรับในช่วงที่สองนั้นการเคลื่อนที่ของน้ำจะถูกควบคุมโดยการแพร่แต่เพียงอย่างเดียวและในกรณีนี้ถือว่าความต้านทานของการถ่ายเทมวลที่ผิวมีค่าน้อยมาก ดังนั้นความชื้นที่ผิวจะเข้าสู่สมดุลกับอากาศแวดล้อมที่ใช้ในการอบแห้ง ในงานวิจัยนี้สมมุติว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของความชื้นในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงทั้งสองช่วงนี้มีค่าคงที่และสามารถอธิบายกลไกการเคลื่อนที่ของน้ำโดยใช้กฎข้อที่สองของ Fick ดังสมการ

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D\left[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)\right]$$

เมื่อ M = ความชื้น(%d.b.), D = สัมประสิทธิ์การแพร่ของความชื้น(m^2/h), r = รัศมี(m), t = เวลา(h)

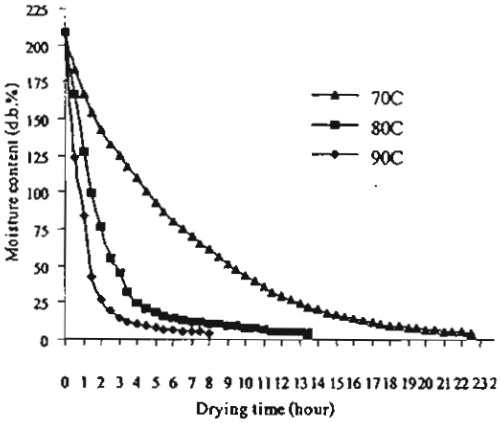
ดังที่ได้กล่าวมาแล้วว่าการอบแห้งกระเทียมในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกนั้นกระเทียมมีความชื้นค่อนข้างสูงทำให้การเคลื่อนที่ของน้ำจากผิวของกระเทียมสู่อากาศจึงขึ้นอยู่กับกลไกการพามวลระหว่างน้ำที่ผิวของกระเทียม และความชื้นในอากาศเป็นตัวต้านทานอีกตัวหนึ่งที่ส่งผลต่ออัตราการอบแห้งนอกเหนือจากความต้านทานภายในเนื้อกระเทียม ดังนั้นเราสามารถคำนวณอัตราการแพร่ของความชื้นได้จากสมการที่เป็นสมการของสภาวะขอบเขตที่บ่งบอกถึงการระเหยของความชื้นที่เป็นผลเนื่องจากการพามวลโดยมีค่าเท่ากับอัตราการแพร่ของความชื้นที่ออกจากวัสดุ ดังสมการ

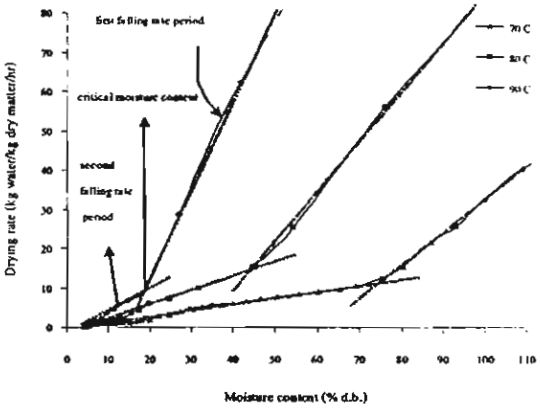
$$-D\left.\frac{\partial M}{\partial r}\right|_{r=R} = k\left(M_s - M_{eq}\right)$$

เมื่อ k = ค่าคงที่ของการอบแห้งในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก (เมตรต่อชั่วโมง), M_s = ความชื้นที่ผิวนอกสุดของกระเทียม (ร้อยละมาตรฐานแห้ง), M_{eq} = ความชื้นสมดุล (ร้อยละมาตรฐานแห้ง) ส่วนในการคำนวณในช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง (second falling rate period) ซึ่งในช่วงที่สองนี้เงื่อนไขขอบเขตที่ผิวจะแตกต่างกับช่วงแรก คือ $M(R,t) = M_{eq}$

ผลการทดลองและวิจารณ์

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาจลศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพต่างๆ ของกระเทียม โดยรายละเอียดของเนื้อหาที่จะกล่าวถึงในหัวข้อนี้ ประกอบไปด้วย การเปลี่ยนแปลงความชื้นของกระเทียมที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90°C โดยทำการศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีผลต่อกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่มีเส้นผ่านศูนย์กลางอยู่ระหว่าง 10.25-11.50 mm. ความชื้นเริ่มต้นของกระเทียมที่นำมาอบแห้งอยู่ที่ 180 208% d.b. กระเทียมที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะเหลือความชื้นอยู่ประมาณ 5% d.b.





<u>รูปที่ 2</u> การเปลี่ยนแปลงของความชื้นกระเทียมกลีบปอกเปลือกอบแห้งด้วยอุณหภูมิ 70, 80 และ 90°C

<u>รูปที่ 3</u> แสดงอัตราการอบแห้งของกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90 °C

รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของกระเทียมกลีบปอกเปลือกตามเวลาสำหรับการอบแห้งที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90 °C จากรูปที่ได้พบว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 70°C อัตราการลดลงของความชื้นจะช้ากว่าอุณหภูมิอื่น จะเห็นได้ว่าในช่วงเวลาการอบแห้งที่ 3-4 ชั่วโมงแรก ที่อุณหภูมิอบแห้ง 80 และ 90 °C ความชื้นช่วงนี้จะมีอัตราลดลงอย่างรวดเร็วก่อนที่จะลดลงจนเกือบคงที่ในช่วงที่เหลือ ซึ่งต่างกับที่อุณหภูมิ 70°C ที่มีอัตราลดลงช้าๆ อย่างค่อเนื่องและใช้เวลานานกว่าที่ความชื้นจะเริ่มคงที่

รูปที่ 3 แสดงอัตราการอบแห้งของกระเทียมกลีบปอกเปลือก ค่าความชื้นวิกฤติเทียมนี้จะแบ่งช่วงระหว่างอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกและช่วงที่สอง เมื่อพิจารณาจากรูปพบว่าอุณหภูมิการอบแห้งมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงความชื้นวิกฤติเทียมในระหว่างสองช่วงอัตราการอบแห้ง โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงความชื้นวิกฤติเทียมมีค่าต่ำกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ

<u>ตารางที่ 1</u> แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของกระเทียมกลีบปอกเปลือก

อุณหภูมิอบแห้ง (°C)	Diffusion coefficient m^2/h
70	$9.64*10^{-8}$
80	$2.92*10^{-7}$
90	$5.56*10^{-7}$

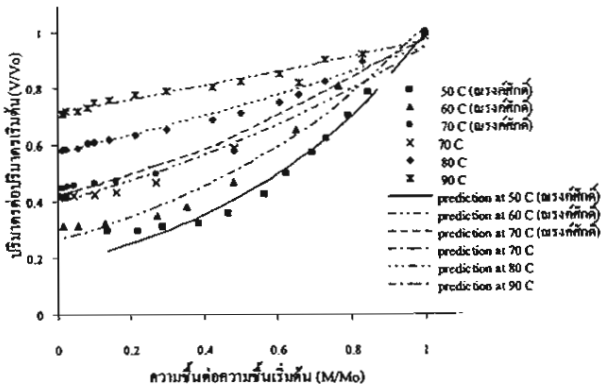
จากตารางที่ 1 พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำในกระเทียมที่อุณหภูมิ 90°C จะมีค่าสูงกว่าที่อุณหภูมิ 80 และ 70°C แสดงว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่เนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงความดันไอที่เกิดขึ้นภายในเนื้อกระเทียมจะสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำทำให้อัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงมีค่าสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ

การหดตัวของกระเทียมกลีบปอกเปลือก

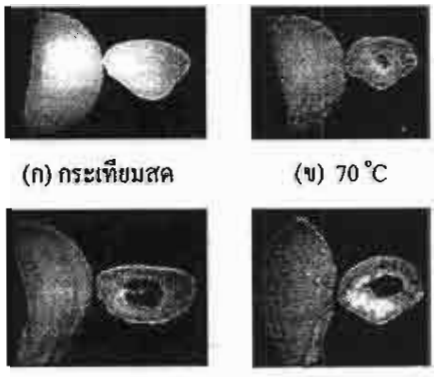
ผลของการหดตัวของเนื้อกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90°C ปรากฏว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสัดส่วนของการหดตัวของเนื้อกระเทียมจะหดตัวได้น้อยกว่าในกรณีที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิที่ต่ำกว่าผลการทดลองแสดงดังรูปที่ 4 สำหรับผลการหดตัวที่อุณหภูมิ 50, 60 และ 70°C ซึ่งได้รวบรวมผลการทดลองของ ฉรงค์ศักดิ์ แก้วนิล [1]

สาเหตุที่ทำให้การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงเกิดการหดตัวได้น้อยกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากในช่วงการอบแห้งช่วงแรกการถ่ายเทความร้อนและถ่ายเทมวลมวลที่ผิวนอกนั้นเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วทำให้ผิวนอกของกระเทียมเกิดการแข็งตัวอย่างรวดเร็ว ผิวนอกจึงมีการหดตัวน้อยแต่ผิวข้างในเมื่อมีการถ่ายเทมวลออกมาทำให้เนื้อกระเทียมหดตัวในลักษณะที่บีบตัวเข้าหาผิวนอกทำให้เกิดเป็นโพรงช่องว่างเกิดขึ้นที่ตรงกลางของกระเทียมกลีบดังรูปที่ 5 (ค) และ (ง) ซึ่งต่างจากรูป 5 (ข) ที่แสดงเนื้อกระเทียมที่ผ่านการอบแห้งด้วยอุณหภูมิ 70°C จะสังเกตเห็นว่าการหดตัวเมื่อพิจารณาจากรูปทรงภายนอกจะมีมากกว่า

จากผลการทดลองของการหดตัวของเนื้อกระเทียมกลีบปอกเปลือกพบว่าสัดส่วนการหดตัว(ปริมาตรต่อปริมาตรเริ่มต้น) มีความสัมพันธ์กับสัดส่วนความชื้น(ความชื้นต่อความชื้นเริ่มต้น) เป็นแบบเอกซ์โปเนนเชียล และอุณหภูมิที่ใช้



รูปที่ 4 แสดงการหดตัวของเนื้อกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน(ผลของ ฉรงค์ศักดิ์ แก้วนิล ที่อุณหภูมิ 50, 60, 70, 80 และ 90 °C



รูปที่ 5 แสดงลักษณะการหดตัวและการเกิดโพรงตรงกลางของเนื้อกระเทียมกลีบ

ในการอบแห้งเป็นตัวแปรหลักที่มีผลต่อการหดตัวของเนื้อกระเทียม การหดตัวของเนื้อกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่เกิดจากการอบแห้งด้วยอุณหภูมิคงที่สามารถอธิบายได้ด้วยสมการ

$$V_t / V_{in} = a*\exp(-b* (M / M_{in}))$$

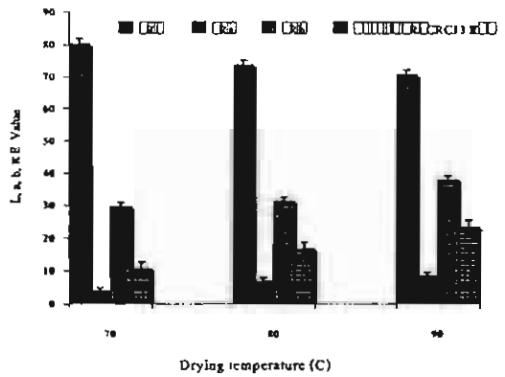
เมื่อ V_t = ปริมาตรของกระเทียมที่เวลาใดๆ (m^3), V_{in} = ปริมาตรเริ่มต้นของกระเทียม (m^3), M = ความชื้นของกระเทียม (% d.b.), M_{in} = ความชื้นเริ่มต้นของกระเทียม(% d.b.), a,b = ค่าคงที่ โดยค่าคงที่ a และ b มีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิดังสมการต่อไปนี้

$a = 684172*\exp(-4908/T)$ $R^2 = 0.997$ MRS = 0.0000225

$b = 0.044*T-15.96$ $R^2 = 0.9845$ MRS = 0.000868

เมื่อ T = อุณหภูมิกระเทียม, (K)

การเปลี่ยนแปลงสีของกระเทียม

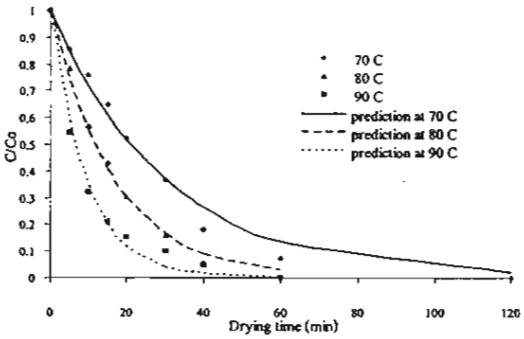


รูปที่ 6 แสดงค่า L,a,b และ ΔEของกระเทียมกลีบปอกเปลือก (ค่า L,a,b เริ่มต้นมีค่า 83.31, -3.52 และ 22.54)

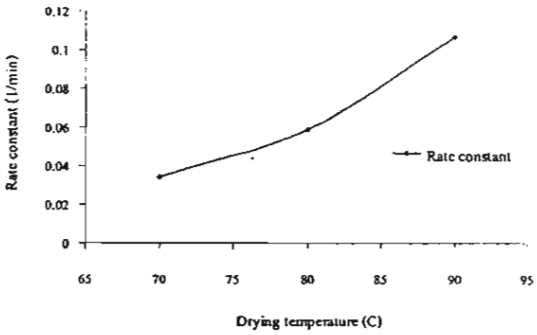
รูปที่ 6 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงสีของกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90°C ซึ่งพบว่าเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงค่า L จะลดลงมากกว่าการอบแห้งด้วยอุณหภูมิที่ต่ำกว่า ทั้งนี้สาเหตุหนึ่งอาจเนื่องมาจาก เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงปฏิกิริยาการเปลี่ยนเป็นสีน้ำตาลที่เป็นฟังก์ชั่นกับอุณหภูมินั้นสูงขึ้น ทำให้เกิดเป็นสีน้ำตาลมากขึ้น ดังนั้นที่อุณหภูมิสูงค่า L จะลดลงได้มากกว่าเช่นเดียวกันอุณหภูมิในการอบแห้งนั้นมีผลต่อค่า a และค่า b ด้วย คือ เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงการเปลี่ยนแปลงสีแดง (a) และสีเหลือง (b) จะเกิดการเปลี่ยนแปลงได้มากกว่าที่อุณหภูมิต่ำ

การสูญเสียวิตามินซี (Ascorbic acid)

จากการทดลองอบแห้งกระเทียมกลีบปอกเปลือกพบว่า ปริมาณวิตามินซีนั้นมีอัตราการสูญเสียที่เร็วมาก อันเนื่องมาจากสมบัติทางกายภาพของวิตามินซีที่สูญสลายได้ง่ายเมื่อสัมผัสกับความร้อนและแสง ผลจากการทดลองยังพบว่าเมื่ออบแห้งด้วยอุณหภูมิ 90°C ปริมาณวิตามินซีจะลดลงรวดเร็วกว่า อบแห้งที่อุณหภูมิ 70 และ 80°C ดังรูปที่ 7 คือ จากปริมาณเริ่มต้นของกระเทียมสดก่อนอบแห้งจะมีประมาณ 20-23 mg/100 g dry matter ที่อุณหภูมิอบแห้ง 70°C วิตามินซีจะลดลงเหลือน้อยกว่า 1 mg/100 g dry matter ใช้เวลา 2 ชั่วโมง ขณะที่อุณหภูมิอบแห้ง 80 และ 90°C ใช้เวลาอบแห้งแค่ประมาณ 1 ชั่วโมง



รูปที่ 7 แสดงการสูญเสียวิตามินซี
ของกระเทียมกลีบปอกเปลือก

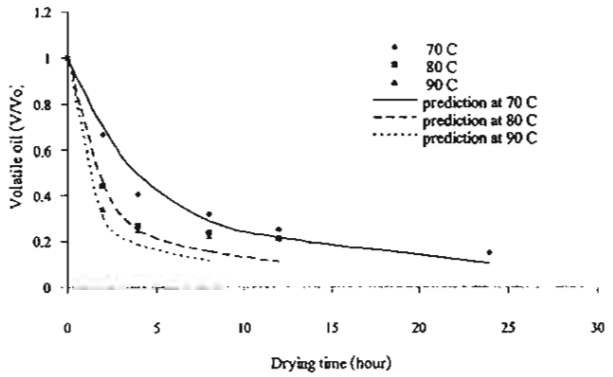


รูปที่ 8 แสดงค่าคงที่ของปฏิกิริยาในการอบแห้ง
กระเทียมกลีบปอกเปลือก

ใช้ปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง (First order reaction) และสมการของ อาร์รีเนียส มาทำนายการลดลงของวิตามินซีได้ คือ $C/Co = \exp\{-[0.032975 \exp(-7297.227(1/T-(1/(273+70))))]*t\}$, $R^2 = 0.989$, T = อุณหภูมิที่ใช้อบแห้ง (K)

การสูญเสียสารประกอบน้ำมันหอมระเหย

ผลของการอบแห้งกระเทียมกลีบปอกเปลือกที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90°C เมื่อนำมาวิเคราะห์หาปริมาณน้ำมันหอมระเหยที่เวลาต่างๆ ของการอบแห้ง พบว่าปริมาณน้ำมันหอมระเหยเริ่มต้นมีค่าประมาณ 8mg (oil)/g dry matterจากรูปที่ 9 จะเห็นว่า ที่อุณหภูมิอบแห้งทั้งสามอุณหภูมิ เมื่อเปรียบเทียบที่เวลาอบแห้งเดียวกัน ที่ 70 องศาเซลเซียส อัตราสูญเสียสารประกอบน้ำมันหอมระเหยน้อยที่สุด รองลงมา คือ 80°C และที่อุณหภูมิ 90°C มีอัตราการสูญเสียสารประกอบน้ำมันหอมระเหยมากที่สุด แต่เมื่ออบแห้งจนถึงความชื้นสุดท้ายที่ 5% d.b. ปริมาณน้ำมันหอมระเหยที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน คือ มีค่าประมาณ 1.2 – 1.6 mg (oil)/g dry matter

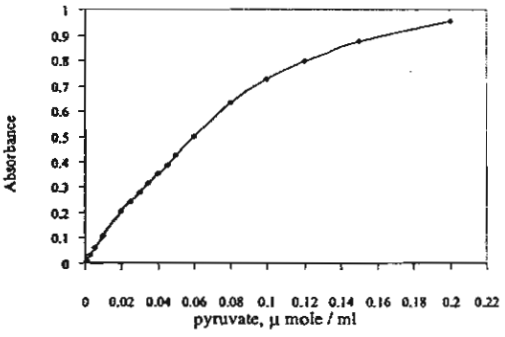


รูปที่ 9 แสดงปริมาณน้ำมันหอมระเหยของกระเทียมกลีบปอกเปลือกอบแห้งด้วยอากาศร้อน
ที่อุณหภูมิ 70, 80 และ 90°C (ปริมาณเริ่มต้นประมาณ 8 mg (oil)/g dry matter)

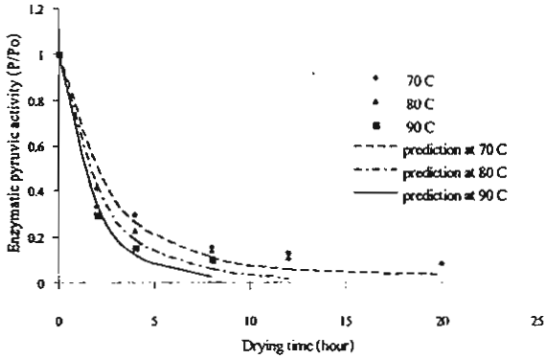
จากจลนศาสตร์ของน้ำมันหอมระเหยเราสามารถอธิบายได้ด้วย ปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง (First order reaction) และสมการของอาร์รีเนียส (Arrbenius equation) โดยค่าคงที่ของการเสื่อมสลายเป็นไปตามสมการของอาร์รีเนียส

$$\text{Volatile oil}(V/Vo) = \exp\{-[838922.2 \exp(-5237.2/(1/T-(1/(273+70))))]*t)]\}, \quad R^2 = 0.987$$

การสูญเสีย Pyruvic acid



<u>รูปที่ 10</u> แสดงกราฟมาตรฐาน (Calibration cuve) ในการหาความเข้มข้นของ Pyruvic acid



<u>รูปที่ 11</u> แสดงการเสื่อมสลายของเอนไซม์ Pyruvic acid ของกระเทียมกลีบปอกเปลือก

ในการทดลองจะใช้วิธีการวัดค่าการดูดกลืนแสง (Absorbance)ที่ความยาวคลื่น 420 nm โดยค่าดูดกลืนแสงที่วัดได้จะนำมาเปรียบเทียบหาความเข้มข้นของ Pyruvic acid ด้วยกราฟมาตรฐาน(Calibration cuve) ดังรูปที่ 10 จากผลการทดลองปริมาณ Pyruvic acid ที่เกิดจากเอนไซม์ activity เริ่มต้นของกระเทียมสดมีค่าประมาณ 16-18.5 μ mole/ g dry matter และปริมาณเริ่มต้นของ Pyruvic acid ที่มีอยู่เดิมในกระเทียมสดมีค่า 3.5-4 μ mole/ g dry matter ผลการทดลองเมื่อกระเทียมกลีบปอกเปลือกผ่านการอบแห้ง พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 90 องศาเซลเซียส มีการสูญสลายของเอนไซม์ activity มากกว่าอุณหภูมิ 80 และ 70 °C และเอนไซม์ activity จะมีอัตราการลดลงตามเวลาในการอบแห้ง เมื่อหาผลต่างของการทดลองทั้งสองวิธี ก็จะได้ปริมาณที่สูญเสียไปของ Pyruvic acid ที่เกิดจากการทำปฏิกิริยาของเอนไซม์ ดังรูปที่ 11 จากรูปเห็นได้ว่าเมื่ออบแห้งกระเทียมด้วยอากาศร้อน อุณหภูมิอบแห้งจะมีผลต่อ Pyruvic activity คือ เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิ 90°C การเสื่อมสลายของเอนไซม์ activity จะมากกว่าที่อุณหภูมิ 80 และ 70°C ทำให้ปริมาณ Pyruvic acid ที่อุณหภูมิ 90°C มีปริมาณน้อยกว่าที่อุณหภูมิอื่น

การลดลงของแอคติวิตี้ของเอนไซม์ Pyruvic สามารถอธิบายได้ด้วยปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง ดังนั้นการทำนายการลดลงของเอนไซม์ Pyruvic acid ที่ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและเวลานั้นก็สามารถใช้ปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง และค่าคงที่ของการเสื่อมสลายเป็นไปตามสมการอาร์รีเนียส (Arrhenius equation)

$$\text{Pyruvic acid } (P/Po) = \exp\{-[0.3383 \exp(-2803.95/(1/T-(1/(273+70))))]*t\}, \quad R^2 = 0.937$$

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองอบแห้งกระเทียมพันธ์เชียงใหม่ สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การอบแห้งกระเทียมมีช่วงของอัตราการอบแห้งลดลง 2 ช่วง

2. ค่าการเปลี่ยนแปลงสีรวมมีค่าสูง กระเทียมมีสีน้ำตาลเหลืองและกลายเป็นสีน้ำตาลเข้มเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูง

3. การสูญเสียปริมาณวิตามินซี น้ำมันหอมระเหย และ Pyruvic acid ของการอบแห้งกระเทียมกลีบปอกเปลือก พบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้งสูงจะมีอัตราการลดลงเร็วกว่าที่อุณหภูมิอบแห้งต่ำ และสามารถอธิบายได้ด้วยปฏิกิริยาอันดับหนึ่งและสมการของอาร์รีเนียส

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนสนับสนุนการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

1. ณรงศักดิ์ แก้วนิล. 2546. วิธีการอบแห้งกระเทียมอย่างเหมาะสม. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน. คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 115 น.

2. Freeman, G.G. and Mossadeghi, N. 1971. Influence of sulphate nutrition on the flavour component garlic (Allium sativum) and wild onion (A.vineale). National Vegetable Reseach Station. 330-334.

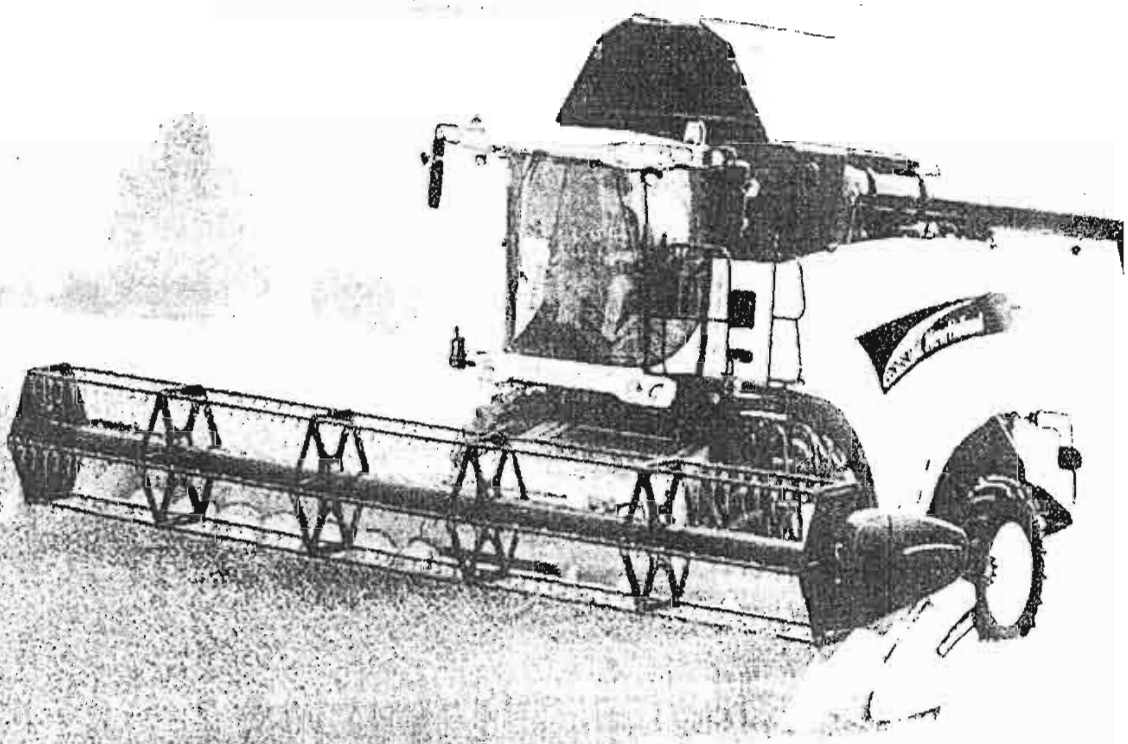
3. Schwimmer, S. and Weston, W.J. 1961. Enzymatic development of pyruvic acid in onion as a measure of pungency. J. Agric. Food Chem. 9: 301-304.

4. Shankanarayana, M.L., Abraham, K.O., Raghavan B. and Natarajan, C.P. 1981. Determination of flavour strength in alliums. Central Food Technological. 3-8.

5. Association of Official Analytical Chemists, 1995. Vitamins and Other Nutrients. Official Method of Analysis of AOAC International. Paticia Cunniff (Ed). AOAC International suite, Verginia 16-18.

วิศวกรรมเกษตรน้ำใหญ่สู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering











การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น

ฐานิศย์ เมธิยานนท์[1]* เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ[2] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียว โดยใช้ซิลิกาเจลเป็นสารดูดความชื้นเพื่อดูดซับความชื้นของอากาศก่อนนำไปอบแห้งมะพร้าว โดยมีเงื่อนไขการทดลองคือ ใช้มะพร้าวขูดเป็นวัสดุทดลองมีน้ำหนักเริ่มต้น 1,260 g ความชื้นเริ่มต้น 140% d.b. อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้ง 50°C ความเร็วเหนือถาด 0.23 m/s สัดส่วนการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 0 %, 40 % และ 100 % โดยจะอบแห้งมะพร้าวจนเหลือความชื้นสุดท้าย 10% d.b. ผลการทดลองพบว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะให้อัตราการอบแห้งดีกว่ากรณีการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว โดยมีค่าในช่วง 112-114 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 14-19 MJ/kgH_2O สำหรับการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น ส่วนการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียวจะให้อัตราการอบแห้งเฉลี่ยอยู่ในช่วง 85-114 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 5-8 MJ/kgH_2O นอกจากนี้ยังพบว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง (หากมีค่าสูงกว่า 28% RH) มีผลอย่างมากต่อสีของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้ง ซึ่งจากการทดลองในกรณีของการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นพบว่าค่าความสว่าง (L) ของมะพร้าวหลังการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ 6% แต่จะมีค่าแปรปรวนในกรณีของการอบด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว

[1,3]ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530

[2]นักศึกษา ป.โท [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ 10140

*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2988-3666 ต่อ 244; โทรสาร: 0-2988-3666 ต่อ 241; อีเมล์: Thanid@mut.ac.th

A STUDY OF COCONUT DRYING USING HOT AIR COMBINED WITH DESICCANT

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1]* เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ[2] ประสาน สถิดย์เรืองศักดิ์[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

ABSTRACT

The objective of this research is to study drying kinetics of finely chopped coconut and its color after drying. The experimental results obtained from combined hot air - desiccant drying and those obtained from hot air drying were compared. Silica gel was used as selective desiccant to adsorb moisture from the air before sending it to drying chamber. The 1,260 g of finely chopped coconut with approximate moisture content 140 % d.b. was used for all experiments. Drying temperature and air velocity were held constant at 50 °C and 0.23 m/s, respectively. The percentages of circulating air was controlled at 0 %, 40 % and 100 % and changed from one experiment to the other. The coconut pieces were dried to final moisture content at around 10 % d.b. The results show higher drying rate of the combined system than that of hot air drying system, but the reverse is true for specific energy consumptions (SEC). Drying rate of the former system ranges from 112-114 gH_2O/h whereas SEC varies between 14-19 MJ/kgH_2O. 85-114 gH_2O/h of drying rate and 5-8 MJ/kgH_2O of SEC can be achieved by the latter system. It is very important to note that the relative humidity of drying air has strongly affected on the color of dried product. Relative humidity above 28 % will cause color to significantly change to unacceptable level. L value of dried coconut under combined hot air - silica gel drying appeared to be 6 % higher than initial value. However, for using only hot air L value can not be analyzed due to dynamic change of ambient air relative humidity with a consequence of large fluctuation in L value. Using hot air with silica gel shows substantially more advantaged in color preservation when compared with using only hot air.

KEYWORDS: Desiccant, Drying rate, Coconut

[1,3]Department of Mechanical Engineering, Mahanakorn University of Technology, Bangkok 10530

[2]Graduate Student, [4]Professor, School of Energy and Materials,

King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-2988-3666 Ext. 244; fax: 0-2988-3666 Ext. 241; E-mail address: Thanid@mut.ac.th

บทนำ

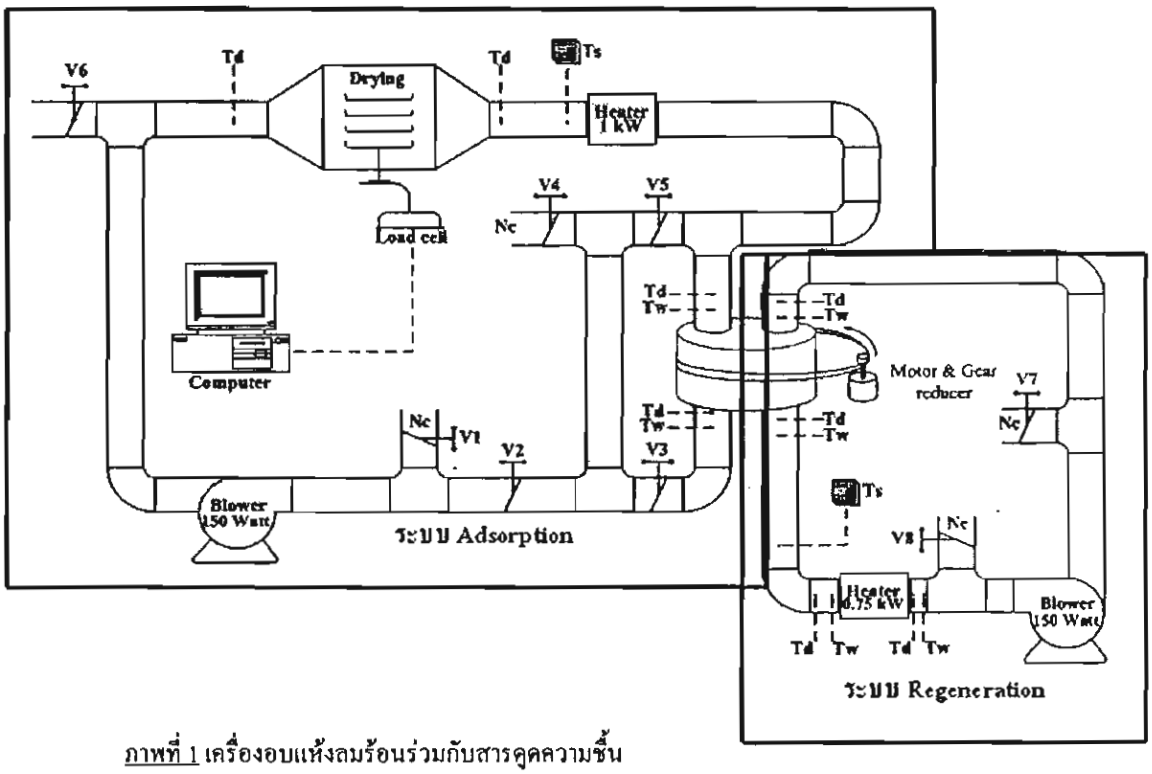
เนื้อมะพร้าวอบแห้งเป็นผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมชนิดหนึ่งจากมะพร้าวที่นำไปใช้เป็นส่วนประกอบในอุตสาหกรรมอาหาร เช่น ขนมปังกรอบ ขนมเค้ก ฯลฯ ในปัจจุบันประเทศต่างๆ ที่มีการปลูกมะพร้าวกันเป็นจำนวนมากได้ทำผลิตภัณฑ์นี้ขึ้นมาเพื่อส่งไปจำหน่ายยังต่างประเทศและผลิตภัณฑ์ดังกล่าวได้กลายเป็นสินค้าส่งออกที่สำคัญของประเทศ สำหรับในประเทศไทยก็มีแนวทางที่จะผลิตเนื้อมะพร้าวอบแห้งเป็นอุตสาหกรรมได้เช่นกัน[1] ดังนั้นในกระบวนการอบแห้งผลผลิตทางการเกษตรนั้นควรที่จะคำนึงถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งให้อยู่ในเกณฑ์ที่ดี การอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิต่ำก็เป็นอีกวิธีหนึ่งที่จะช่วยรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในด้านของรสชาติ กลิ่นและสีให้อยู่ในเกณฑ์ที่ดี [2] จากการศึกษาการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นก็เป็นอีกแนวทางหนึ่งที่สามารถอบแห้งผลิตภัณฑ์โดยใช้อุณหภูมิต่ำได้ ซึ่งจากผลการทดลองอบแห้งผ้าม้วนชุบน้ำพบว่าระบบสามารถทำงานได้ดีโดยมีค่า อัตราการอบแห้ง อัตราการดูดซับและอัตราการไล่ความชื้นที่สอดคล้องกัน [3] โดยทั่วไปสารดูดความชื้น (adsorbent) จะดูดซับไอน้ำในอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าต่ำกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบๆ และจะคายไอน้ำให้กับอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าสูงกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบๆ ความดันไอน้ำที่ผิวสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงขึ้นตามอุณหภูมิและปริมาณความชื้นของสารดูดความชื้นที่สูงขึ้น และมีแนวโน้มสู่จุดสมดุลกับความดันของไอน้ำบริเวณรอบ ๆ ตามเวลาที่ผ่านไป ปริมาณน้ำที่ดูดซับโดยสารดูดความชื้นที่จุดนี้เรียกว่า ความจุสมดุล (equilibrium capacity) [4] อย่างไรก็ตามสารดูดความชื้นสามารถดูดซับความชื้นได้มากกว่าน้ำหนักตัวเอง 10-110 % ขึ้นอยู่กับชนิดของสารดูดความชื้นและความชื้นที่มีอยู่ในสิ่งแวดล้อม [5] ดังนั้นเพื่อให้สารดูดความชื้นสามารถนำกลับมาใช้งานได้อีกหลังจากดูดซับความชื้นออกจากอากาศแวดล้อมจึงต้องมีกระบวนการไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้นโดยใช้ความร้อนที่เรียกว่า regeneration ซึ่งอาจจะใช้พลังงานจากแสงอาทิตย์หรือขดลวดความร้อนเป็นแหล่งให้ความร้อนกับอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้น [6,7] ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียวโดยจะคำนึงถึงสีของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับวงล้อสารดูดความชื้นได้แสดงไว้ในรูปที่ 1 โดยจะมีวงจรอากาศแยกออกเป็น 2 ส่วน คือ (1) วงจรอากาศสำหรับอบแห้งผลิตภัณฑ์ซึ่งสามารถทำงานได้ทั้งระบบปิด (closed system) หรือระบบเปิดบาง ส่วน (partially open system) ในส่วนที่ (2) วงจรอากาศสำหรับไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้น ซึ่งถูกออกแบบไว้ให้สามารถนำอากาศที่ผ่านการไล่ความชื้นแล้วเวียนกลับมาใช้ใหม่ ในงานวิจัยนี้เลือกใช้ซิลิกาเจลเป็นสารดูดความชื้นโดยห้องอบแห้งมีขนาด 0.30×0.50×0.35 (W×L×H) บรรจุถาดซึ่งเป็นตะแกรงเจาะรูได้ 5 ใบ เพื่อให้สะดวกต่อการทดลอง แหล่งให้ความร้อนแก่อากาศอบแห้งและอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้นของสารดูดความชื้น ใช้ขดลวดความร้อนขนาด 1 kW และ 0.75 kW ตามลำดับ พัดลมสำหรับอบแห้งและไล่ความชื้นเป็นพัดลมแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหน้า โดยแต่ละตัวมีขนาดมอเตอร์ 150 W

ในการทดลองทั้งหมดเลือกใช้มะพร้าวขูดเป็นวัสดุทดลองโดยใช้มะพร้าวขูดมีน้ำหนักเริ่มต้น 1,260 g ความชื้นเริ่มต้น 140 % d.b. อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้ง 50 ^{o}C และอุณหภูมิอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้น 100 ^{o}C ซึ่งจะอบแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้าย 10 % d.b. โดยมีสัดส่วนการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 0 %, 40 % และ 100 % และความเร็วอากาศอบแห้ง 0.23 m/s ตำแหน่งของการวัดอุณหภูมิกระเปาะแห้งและเปียก แสดงในรูปที่ 1

การวัดอุณหภูมิใช้ เทอร์โมคัปเปิล type k ต่อเข้ากับ data logger ความละเอียด ±1 ^{o}C และบันทึก อุณหภูมิทุกๆ 20 นาที การควบคุมอุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้งและที่ใช้ในการไล่ความชื้นใช้ชุดควบคุมอุณหภูมิ แบบ PID ความละเอียด ±1 ^{o}C ความเร็วอากาศใช้ hot wire anemometer ความละเอียด ±3% ของค่าที่อ่านได้ ความเร็วของวงล้อสารดูดความชื้นถูกควบคุมด้วยเครื่องปรับความเร็วรอบมอเตอร์ (frequency inverter) การบันทึกค่าน้ำหนักของมะพร้าวขูดที่เวลาใช้ load cell ต่อเข้ากับเครื่องแสดงผลน้ำหนักความละเอียด ±1 g โดยต่อสัญญาณเข้ากับคอมพิวเตอร์เพื่อบันทึกผลทุกๆ 20 วินาที กำลังไฟฟ้าที่ใช้ของขดลวดไฟฟ้าสำหรับห้องอบแห้งและสำหรับการไล่ความชื้นจะอ่านจาก kW-h และบันทึกค่าทุกๆ 20 นาที ระยะเวลาอบแห้งที่ใช้ในการทดลอง 5-10 ชม. จากนั้นได้นำมะพร้าวหลังการอบแห้งไปทำการวัดสีด้วยเครื่อง Colorimeter โดยใช้ระบบ Hunter และทำจดบันทึกข้อมูลค่า L-a-b ที่ใช้เป็นดัชนีหนึ่งในการกำหนดคุณภาพของมะพร้าวที่อบแห้งโดยที่ค่า L หมายถึง ค่าความสว่าง (Lightness) ค่า a หมายถึงค่าสีเขียว-แดง ในขณะที่ค่า b หมายถึงค่าสีน้ำเงิน-เหลือง



ภาพที่ 1 เครื่องอบแห้งลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น

ผลการทดลองและวิจารณ์

จุดประสงค์ของการทดลองเพื่อศึกษาถึงการอบแห้งมะพร้าวขูดของระบบอบแห้งที่ใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น และประเมินถึงสมรรถนะโดยทั่วไปของระบบอบแห้ง ได้แก่ อัตราการอบแห้ง การใช้พลังงานจำเพาะ (SEC) และปัจจัยต่างๆที่ส่งผลต่อระบบอบแห้งมะพร้าวขูด และจะทำการวัดสีผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง และศึกษาอิทธิพลความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้งต่อคุณภาพของมะพร้าวหลังการอบแห้งโดยจะเน้นคุณภาพของสีมะพร้าวหลังการอบแห้ง เงื่อนไขการทดลองของระบบสรุปไว้ในตารางที่ 1

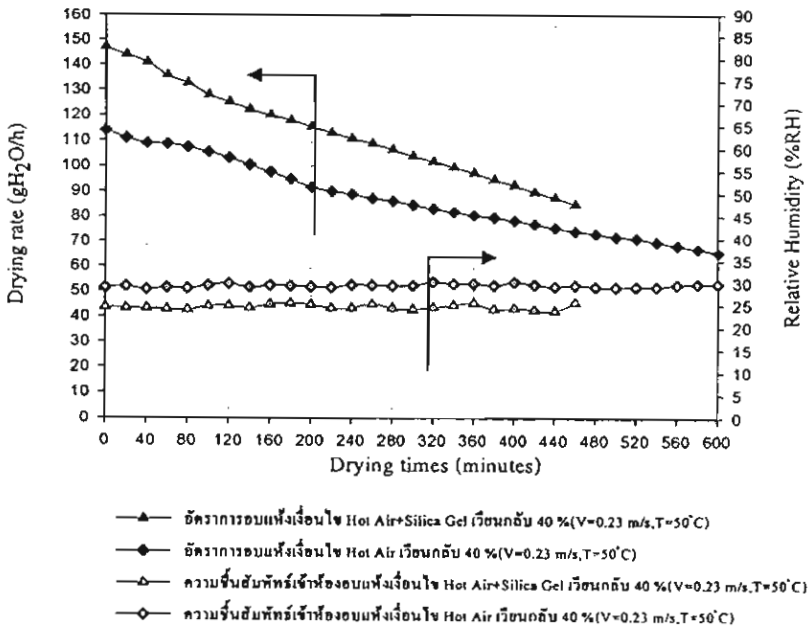
1. อัตราการอบแห้ง ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบ และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอก

อัตราการอบแห้งเป็นดัชนีตัวหนึ่งที่ใช้วัดสมรรถนะของเครื่องอบแห้ง ค่าเฉลี่ยของอัตราการอบแห้งของทุกการทดลองได้แสดงไว้ในตารางที่ 1 และเพื่อเปรียบเทียบระหว่างอัตราการอบแห้งกับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอก ข้อมูลดังกล่าวดังแสดงไว้ในภาพที่ 2 (a,b,c) สำหรับการทดลองที่ 1/2 และ 4/1 โดยที่แนวโน้มของข้อมูลสำหรับการทดลองอื่นจะคล้ายคลึงกัน

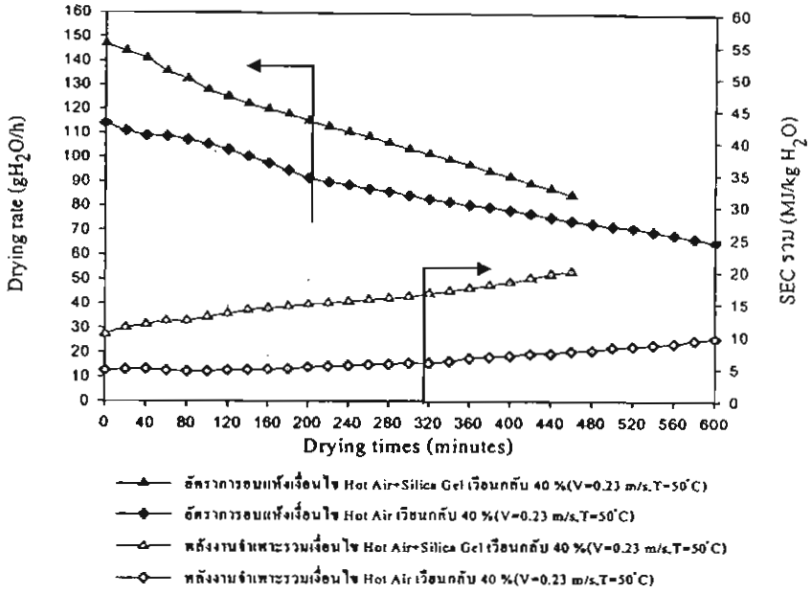
ตารางที่ 1 ผลการทดลองการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียวที่เงื่อนไขการทดลองต่างๆ

Description	Test No.1			Test No.2	Test No.3	Test No.4		Test No.5
	1/1	1/2	1/3	2/1	3/1	4/1	4/2	5/1
Average conditions								
Average temperature (°C)	29.8	31.7	31.5	30.5	31.1	31.9	30	32
Average relative humidity (%)	69.1	70.5	77.6	88.2	72.4	66.5	75.4	62.7
Condition of wrapped clothes								
Average initial moisture content (%d.b.)	138	140	137	135	140	138	136	139
Initial weight (g)	1265	1261	1272	1266	1262	1261	1265	1254
Moisture removed (g)	694	701	689	705	657	679	683	680
Drying conditions								
Average drying temperature (°C)	51.6	50.3	51.1	50.2	50.9	50.3	52	51
Average for air entering drying humidity (%)	23.4	29	28.8	29	24.7	24.3	24.5	23.3
Average generation temperature (°C)	-	-	-	-	101	101	102	102
Silica-gel weight (g)	-	-	-	-	800	800	800	800
Revolution of wheel (RPH)	-	-	-	-	1.5	1.5	1.5	1.5
Specific drying air flow rate (kg air/h-kg dry product)	67.2	67.2	67.2	68.1	64	67.2	67.2	62
Specific regen. air flow rate (kg air/h-dry product)	-	-	-	-	17.3	12.9	13	13.8
Fraction of recirculated regen. air (%)	-	-	-	-	100	100	100	100
Percentage of recirculated drying air (%)	40	40	40	100	0	40	40	100
Drying time (h)	11	9.4	10.2	10	8	8	8	8.2
Performance of dryer								
Drying rate (g H_2O/h)	84.3	90.3	89.8	85.3	112	113	114	112
Average SEC_{drying} (MJ/kg H_2O)	6.3	5	5.9	5.8	4	4.7	4.6	4.5
Average $SEC_{regen.}$ (MJ/kg H_2O)	-	-	-	-	15	10.6	9.9	9.5
Total SEC (MJ/kg H_2O)	6.3	5	5.9	5.8	19	15.3	14.5	14

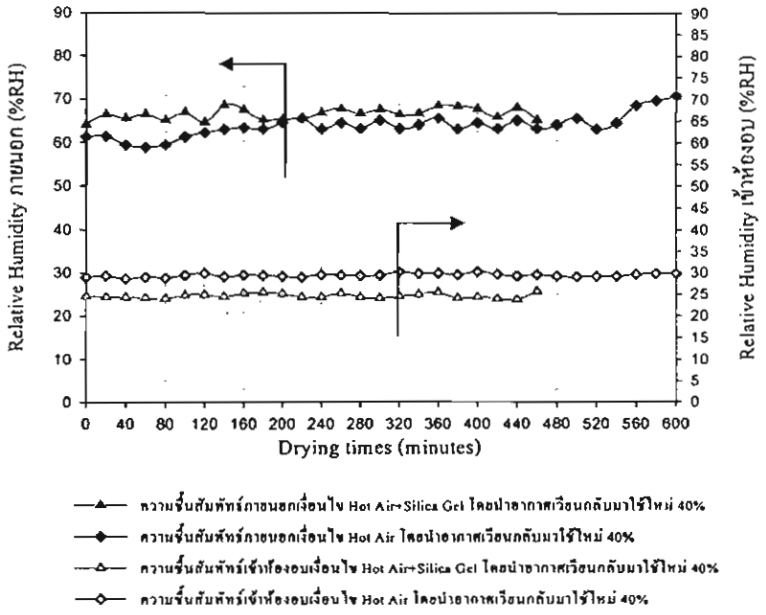
โดยหากนำกราฟเปรียบเทียบกันระหว่างการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นกับการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวที่เงื่อนไขสัดส่วนการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ที่ 40 % จะพบว่าอัตราการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว เนื่องจากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าต่ำกว่า ดังภาพที่ 2(a) ในขณะเดียวกันจะพบว่าการใช้พลังงานจำเพาะรวมของการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวเพราะการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะต้องใช้ขดลวดความร้อนในการไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้น ซึ่งเป็นผลทำให้การใช้พลังงานเพิ่มขึ้นกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว ดังภาพที่ 2(b) ในการเปรียบเทียบเงื่อนไขดังกล่าวนั้นความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอกระหว่างการทดลองมีค่าใกล้เคียงกัน ดังภาพที่ 2(c) แต่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่จะเข้าห้องอบแห้งของการใช้ร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าต่ำกว่าโดยอัตราการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าอัตราการอบแห้งโดยมีค่าเฉลี่ยในช่วง 112-114 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 14-19 MJ/kgH_2O สำหรับการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น ส่วนการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียวจะให้อัตราการอบแห้งเฉลี่ยอยู่ในช่วง 85-114 gH_2O/h และพลังงานรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 5-8 MJ/kgH_2O ดังแสดงในตารางที่ 1



(a) กราฟเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งกับความชื้นสัมพัทธ์อากาศเข้าห้องอบ



(b) กราฟเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งกับพลังงานจำเพาะรวม



(c) กราฟเปรียบเทียบความชื้นสัมพัทธ์อากาศภายนอกกับความชื้นสัมพัทธ์อากาศเข้าห้องอบ

ภาพที่ 2 กราฟเปรียบเทียบการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวเมื่อนไขการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 %

2. ผลการวัดสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

หลังจากทำการอบแห้งมะพร้าวด้วยเครื่องอบแห้งลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและนำไปทำการวัดสีของมะพร้าวเปรียบเทียบกับค่าเริ่มต้นซึ่งมีค่าความสว่าง(L) 75.52 , สีเขียว (a) -0.46 และสีเหลือง (b) 4.19 จากการทดลองพบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะทำให้ค่าความสว่างของมะพร้าวเพิ่มขึ้นประมาณ 6 % และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 25 % แต่หากทำการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะพบว่าค่าความสว่างและค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังการอบแห้งจะมีค่าความแปรปรวนมาก ส่วนค่าความเหลือง (b) ของการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าเพิ่มขึ้นในช่วง 50 – 100 % ซึ่งจะแตกต่างกับกรณีการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นมาก แต่สำหรับค่า a ของการอบแห้งทั้ง 2 กรณีจะไม่แตกต่างกันในแต่ละเงื่อนไขการทดลองดังแสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ผลการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

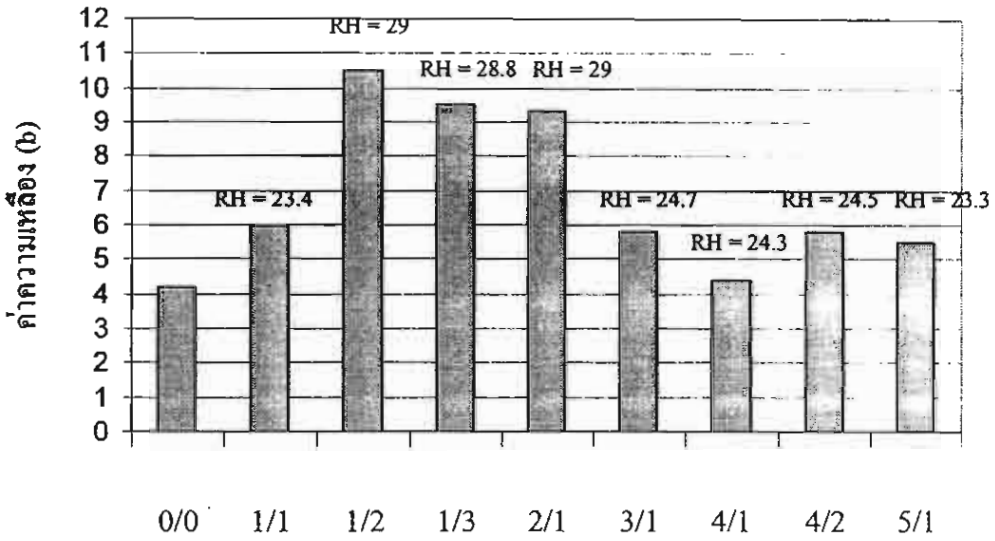
Test No.	เงื่อนไขการทดลอง	L - value	a - value	b - value
0/0	สีมะพร้าวขูดก่อนอบ	75.52	-0.46	4.19
1/1	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 %	78.17	-0.78	5.95
1/2	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 %	70.50	-1.05	10.5
1/3	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 %	72.25	-1.00	9.54
2/1	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 100 %	77.61	-1.15	9.30
3/1	Hot Air + Silica Gel อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 0 %	80.67	-1.04	5.78
4/1	Hot Air + Silica Gel อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 %	78.04	-1.02	4.42
4/2	Hot Air + Silica Gel อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 %	77.80	-1.1	5.80
5/1	Hot Air + Silica Gel อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 100 %	79.23	-1.01	5.49

3. อิทธิพลของความชื้นสัมพัทธ์เข้าห้องอบที่มีต่อค่าความเหลือง (b) ของมะพร้าวหลังการอบแห้ง

จากการทดลองอบแห้งมะพร้าวด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว จะพบว่าคุณภาพของมะพร้าวหลังการอบแห้งมีความแตกต่างกันอย่างชัดเจนในเรื่องของสี ซึ่งจากการศึกษาทดลองพบว่าปัจจัยที่ส่งผลทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงสีของมะพร้าวที่นำมาอบแห้ง คือ ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง โดยหากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าสูงกว่า 28 % จะทำให้เกิดการเปลี่ยนสีของมะพร้าวดังเงื่อนไขการทดลองที่ 1/2 และ 1/3 ซึ่งมีความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้ง 29 % และ 28.8 % ตามลำดับ ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงสีของมะพร้าวโดยเฉพาะอย่างยิ่งค่าความเหลืองซึ่งสามารถสังเกตได้ดังตารางที่ 2 แต่ในกรณีของการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะไม่พบปัญหาดังกล่าว เพราะได้ทดลองโดยการจำลองสภาวะของอากาศภายนอกที่นำมาผสมก่อนเข้าห้องอบแห้งให้ใกล้เคียงกันของการอบแห้งทั้ง 2 กรณี ดังเงื่อนไข 1/3 และ 4/2 ในตารางที่ 1 โดยการสเปรย์ละอองน้ำเข้าไปในระบบทำให้มีความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอกให้มีค่า 77.6 % และ 75.4 % ตามลำดับ ซึ่งจะพบว่าการอบแห้งร่วมกับสารดูดความชื้นจะไม่ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงสีของมะพร้าวหลังการอบแห้ง เนื่องจากสามารถลดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งให้เหลือเพียง 24.5 % แต่กรณีของการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวนั้นจะมีค่าสูงถึง 28.8 % ซึ่งส่งผลให้ค่าความเหลือง (b) ของมะพร้าวหลังการอบแห้งมีค่าสูงเช่นเดียวกับเงื่อนไข

การทดลองที่ 1/2 และ 2/1 ซึ่งมีค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้ง 29 % ทั้ง 2 เงื่อนไข ฉะนั้นอาจกล่าวได้ว่าการอบแห้งมะพร้าวด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะได้มะพร้าวหลังการอบแห้งที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวภายใต้สภาวะอากาศที่มีความชื้นสัมพัทธ์อากาศภายนอกสูง

หากนำค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังการอบแห้งมาเขียนกราฟคู่กับค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งจะทำให้เห็นถึงอิทธิพลของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่ดีขึ้นดังรูปที่ 3



ภาพที่ 3 กราฟแสดงค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังอบแห้ง

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวพบว่า อัตราการอบแห้งในแต่ละเงื่อนไขการทดลองของการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยเฉลี่ยมีค่าสูงกว่าเนื่องจากการใช้สารดูดความชื้นจะทำให้ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งมีค่าต่ำลงส่งผลให้การอบแห้งเป็นไปได้ดีโดยมีค่าในช่วง 112-114 gH_2O/h และพลังงานรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 14-19 MJ/kgH_2O นอกจากนี้ยังพบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะให้คุณภาพสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวซึ่งมีอัตราการอบแห้งเฉลี่ยอยู่ในช่วง 85-114 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 5-8 MJ/kgH_2O เนื่องจากปริมาณความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งจะส่งผลโดยตรงกับคุณภาพสี โดยหากมีค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศมีค่าสูงเกิน 28 % จะทำให้มะพร้าวที่อบได้มีค่าความเหลืองที่มากจนสามารถสังเกตได้ในขณะที่ปัญหาดังกล่าวนี้จะไม่พบกับกรณีการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะให้อัตราการอบแห้งและคุณภาพสีมะพร้าวหลังการอบแห้งที่ดีกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว

กิตติกรรมประกาศ

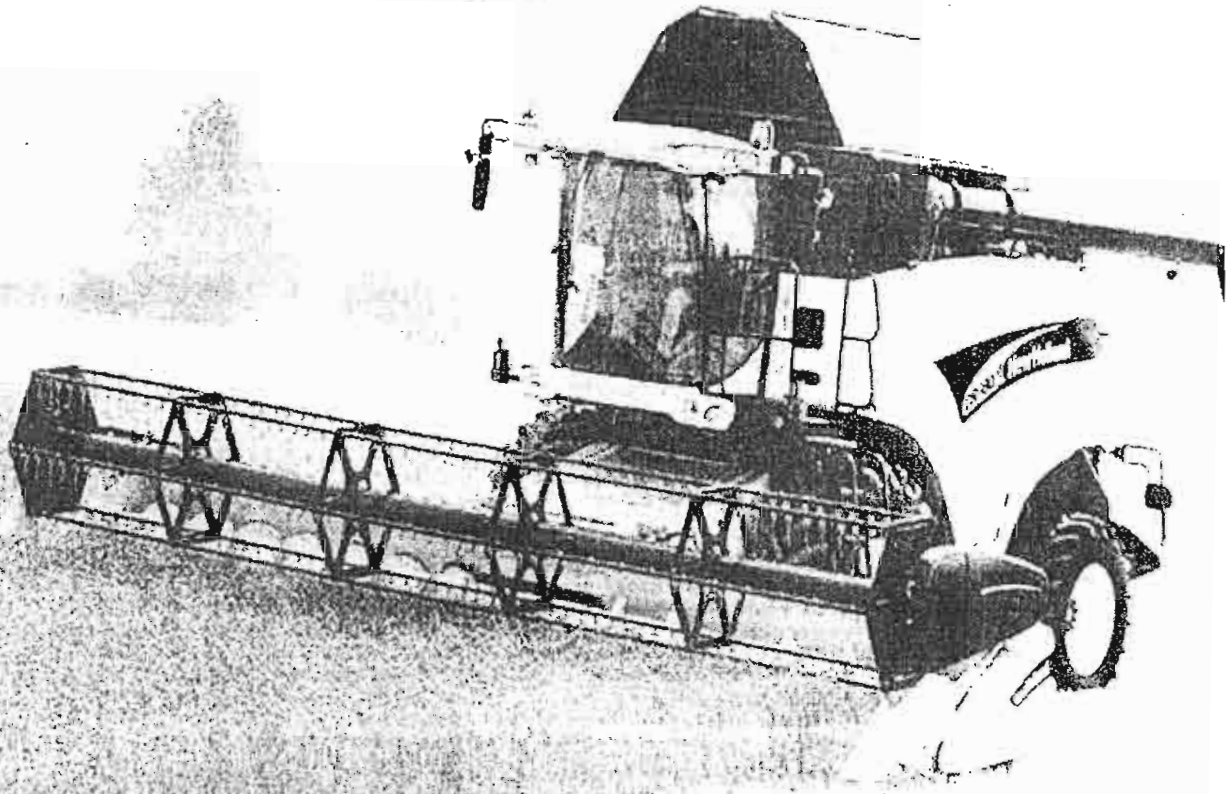
ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย ขอขอบพระคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้ง และขอขอบคุณนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยดำเนินการช่วยเก็บผลการทดลอง

เอกสารอ้างอิง

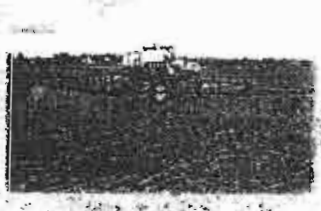
1. กระทรวงอุตสาหกรรม. 2523. มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมเนื้อมะพร้าวแห้ง สำนักงานมาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรม, กรุงเทพฯ.18 น.
2. Yahya,M., Othamn,M.Y., Sopian ,K., Daud ,W.R.W. and Yatim ,B. 2003. Evaporative Capacity of a Solar Assisted
3. Dehumidification Drying System. Proceedings of the 3rd Asia-Pacifific Drying Conference. 532-538.
4. ฐานิตย์ เมธิยานนท์ และคณะ. 2546. การศึกษาความเป็นไปได้ในการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับวงล้อสารดูดความชื้น. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 17.
5. American Society of Heating, Refrigerating and Air Condition Engineering. 1993. ASHRAE Handbook:Fundamentals. 22.1-22.6.
6. Waugaman, D.G., Kini A. and Kettleborough C.F. 1993. A Review of Desiccant Cooling Systems. Journal of Energy Resources Technology. 115: 1-8.
7. Saito,Y. 1993. Regeneration Characteristics of Absorbent in the Integrated Desicant/Collector. Journal of Solar Energy Engineering. 115: 169-175.
8. Techajunta,S. and Exell R.H.B. 1999. Experiments in Solar Simulation on Solid Desicant Regeneration and Air Dehumidification for Air Conditioning in Tropical Humid Climate. Renewable Energy 17: 549-568.

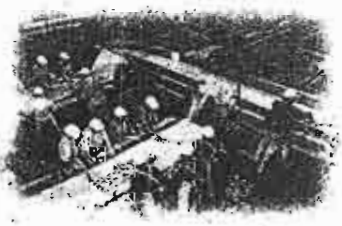
วิศวกรรมเกษตรน้ำใหญ่สู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งถั่วเหลืองเมล็ดเดี่ยวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน

อุบลวรรณ ชนะภัย [1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] และสมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3]*

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งถั่วเหลืองเมล็ดเดี่ยวระหว่างการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชัน โดยใช้หลักการถ่ายเทความร้อนและมวลมาอธิบายกระบวนการอบแห้ง เพื่อทำนายผลของปัจจัยต่างๆที่มีต่อการควบแน่นของไอน้ำและอิทธิพลของตัวกลางต่ออัตราการอบแห้ง ซึ่งผลการคำนวณจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นให้ผลสอดคล้องกับผลการทดลอง และจากการศึกษาพบว่าตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อการดูดซับน้ำในช่วงการควบแน่นของไอน้ำที่สำคัญได้แก่ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของถั่วเหลือง โดยเมื่ออุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของถั่วเหลืองสูงจะทำให้การดูดซับน้ำของเมล็ดเกิดขึ้นน้อย นอกจากนี้ในงานวิจัยได้ทำการศึกษาส่วนของอุณหภูมิอินเวอร์ชันต่ออัตราการอบแห้งของเมล็ดถั่วเหลืองเดี่ยว พบว่าเมื่อใช้ความเร็วตัวกลางของการอบแห้งและความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดที่สูงขึ้นส่งผลให้ค่าอุณหภูมิอินเวอร์ชันต่ำลง

---

[1]นักศึกษา [2]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [3]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-2470-9220-30 ต่อ 206; โทรสาร: 0-2428-3534; อีเมล์: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

MATHEMATICAL MODELING FOR A SINGLE SOYBEAN DRYING WITH SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

Ubonwan Chanapai[1], Somchart Soponronnarit[2] and Somkiat Prachayawarakorn[3]*

ABSTRACT

The objective of this research was to develop the mathematical model, based on the principles of heat and mass transfer, for a single soybean drying using superheated steam and hot air as drying medium. The effects of operating parameters on condensation period and drying medium on drying rate were investigated. The experimental results were predicted by the proposed mathematical models relatively well for both superheated steam and hot air drying. Drying temperature and initial temperature of soybean exerts a strong influence on the initial condensation. Higher drying temperature and higher initial temperature of kernel lead to a decrease water adsorption. The model was extended to investigate the effects of various parameters on the inversion temperature. The results showed that the inversion temperature decreased with an increase in the drying medium velocity and the initial moisture content of product.

KEYWORDS: Inversion temperature, Mathematical model, Superheated steam

[1]Graduated Student, [2]Professor, School of Energy and Materials, [3]Associate Professor,

Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-2470-9220-30 Ext. 206; Fax: 0-2428-3534; E-mail address: Somkiat.Pra@kmutt.ac.th

บทนำ

การอบแห้งเป็นกระบวนการไล่ความชื้นออกจากวัสดุโดยการระเหย โดยทั่วไปจะอาศัยตัวกลางในการถ่ายเทความร้อน และตัวกลางที่ใช้มักจะเป็นอากาศร้อนแต่ปัจจุบันนิยมใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางการอบแห้ง เนื่องจากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ทำให้ผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งมีคุณภาพสูงขึ้น เช่นที่กล่าวไว้ในงานวิจัยของ คลฤดี ใจสุทธิ์ [1], อิศเรศ ธุชกัลยา [2] และณรงค์ อึ้งกิมบ้วน [3] เป็นต้น อีกทั้งยังเหมาะกับกระบวนการที่ต้องการความปลอดภัยในการดำเนินการสูง เช่น การอบแห้งถ่านหินจากที่กล่าวไว้ในงานวิจัยของ Chen และคณะ [4] เนื่องจากในระบบไอน้ำร้อนยวดยิ่งไม่มีก๊าซออกซิเจนซึ่งเป็นสารช่วยติดไฟ นอกจากนี้การอบแห้งด้วยวิธีนี้ยังเป็นการเป็นการช่วยประหยัดพลังงานที่ใช้ลง ซึ่ง Tarnawshi พบว่าในการอบแห้งกระดาษด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสามารถลดพลังงานที่พัดลมต้องการลง 35% พลังงานที่ใช้ในระบบอบแห้งลดลง 76% และประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบอบแห้งสูงกว่าถึง 5 เท่า เมื่อเทียบกับอากาศร้อน

โดยปกติแล้วอัตราการอบแห้งของวัสดุในตัวกลาง ระหว่างไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนจะไม่แตกต่างกันมากนัก แต่จุดใหญ่ที่แตกต่างกันคือการกลั่นตัวของไอน้ำบนผิววัสดุในช่วงเพิ่มอุณหภูมิวัสดุ ซึ่งอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะเร็วหรือช้ากว่าอากาศร้อนขึ้นอยู่กับปริมาณไอน้ำควบแน่นที่เกิดขึ้น ความดันของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง และอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ผลของการกลั่นตัวของไอน้ำส่งผลให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งที่ได้จากตัวกลางทั้งสองแตกต่างกัน

ในงานวิจัยนี้เป็นการพัฒนาแบบจำลองของการถ่ายเทความร้อนและมวลสำหรับการอบแห้งถั่วเหลืองเมล็ดเดี่ยวเพื่ออธิบายลักษณะการอบแห้งของวัสดุในตัวกลางไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน และศึกษาปัจจัยต่างๆที่มีผลต่อการควบแน่นของไอน้ำ นอกจากนี้ในงานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบผลที่ได้จากการทำนายจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับผลที่ได้จากการทดลอง

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งกรณีใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางเป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด ซึ่งห้องอบแห้งเป็นรูปทรงกระบอกทำด้วยสแตนเลส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 เซนติเมตร สูง 100 เซนติเมตร ลักษณะการทำงานเริ่มต้นจากการต้มน้ำด้วยเครื่องกำเนิดไอน้ำ ซึ่งออกแบบความดันใช้งานสูงสุด 3.5 bars สามารถผลิตไอน้ำได้ 31 kg/h ที่อุณหภูมิ 100°C ความดันบรรยากาศ ความเร็วของไอน้ำที่เข้าห้องอบแห้ง 3.2 m/s จากนั้นป้อนไอน้ำเข้าในระบบโดยไอน้ำจะถูกทำให้ร้อนโดยอุปกรณ์ให้ความร้อนขนาด 13.5 kW เพื่อทำให้ไอน้ำกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (ควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID มีค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$) จากนั้นจะนำไอน้ำร้อนยวดยิ่งผ่านเข้าห้องอบแห้งเพื่อลดความชื้นของถั่วเหลือง และผ่านต่อไปยังเครื่องดักฝุ่น ไอน้ำในระบบถูกหมุนเวียนโดยพัดลมเป็นแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง มีมอเตอร์ขนาด 2.2 kW สามารถปรับความเร็วรอบของพัดลมได้ ระบบอบแห้งที่ออกแบบนี้สามารถใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้งได้ด้วย สำหรับอุณหภูมิของตัวกลางทำการวัดโดยใช้สายเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกข้อมูล (data logger) ที่มีความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$ ส่วนอุณหภูมิถั่วเหลือง ทำการวัดโดยนำถั่วเหลืองออกจากห้องอบแห้งแล้วใส่ในภาชนะปิดที่มีฉนวนหุ้ม สำหรับการหาความชื้นของถั่วเหลืองจะเก็บตัวอย่างไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ $103^{\circ}C$ เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

1. การอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองเดี่ยวด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันโดยใช้ตัวกลางไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

1.1 ช่วงการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ

เมื่อไอน้ำร้อนยวดยิ่งสัมผัสกับเมล็ดถั่วเหลืองที่มีอุณหภูมิต่ำ จะส่งผลให้เกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของเมล็ดถั่วเหลือง โดยในงานวิจัยนี้ได้นำหลักการของการควบแน่นแบบฟิล์ม [6] มาอธิบายปรากฏการณ์การควบแน่นที่เกิดขึ้น โดยชั้นฟิล์มของเหลวที่เกิดขึ้นนี้จะทำหน้าที่เปรียบเสมือนเป็นตัวต้านทานการถ่ายเทความร้อนระหว่างตัวกลางและเมล็ด ความร้อนที่ปลดปล่อยออกมาระหว่างกระบวนการควบแน่นของไอน้ำร้อนยวดยิ่งนั่นเอง ซึ่งสามารถคำนวณได้จาก

$$\dot{q}_f = \bar{h}_f A_s (T_{sat} - T_p) = \dot{m}_{cond} h''_{fg} \qquad (1)$$

ในกรณีที่การไหลของไอน้ำภายในฟิล์มเป็นแบบราบเรียบ ความแตกต่างของอุณหภูมิภายในฟิล์มมีลักษณะเป็นเชิงเส้นกับความหนาของฟิล์ม ดังนั้นค่าความร้อนแฝงที่ไอน้ำร้อยยวดยิ่งสามารถคำนวณได้จากสมการ [7]

$$h''_{fg} = C_{p,st}(T_{st} - T_{sat}) + h_{fg,T_{sat}} + \tfrac{3}{8} C_{p,p}(T_{sat} - T_p) \qquad (2)$$

และอัตราการควบแน่นของไอน้ำ สามารถคำนวณได้ดังนี้

$$\dot{m}_{cond} = \frac{\bar{h}_f A_s (T_{sat} - T_p)}{h''_{fg}} \qquad (3)$$

สำหรับค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเฉลี่ยของฟิล์มในกรณีที่เป็นการไหลแบบราบเรียบ สามารถประมาณได้จากสมการเอมไพริเคิล สำหรับวัสดุทรงกลม [8]

$$\bar{h}_f = 0.815 \cdot \left[\frac{\rho_f (\rho_f - \rho_{st}) \cdot g \cdot h''_{fg} \cdot k_f^3}{\mu_f \cdot D_p \cdot (T_{sat} - T_p)} \right]^{1/4} \qquad (4)$$

สำหรับการทำสมดุลพลังงานที่เมล็ดถั่วเหลือง กล่าวได้ว่าเมล็ดถั่วเหลืองจะได้รับพลังงานความร้อนมาจากความร้อนที่ปลดปล่อยออกมาระหว่างการควบแน่นของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ทำให้พลังงานภายในเมล็ดถั่วเหลืองเปลี่ยนแปลง ซึ่งสามารถเขียนสมการได้ดังสมการที่ 5 นอกจากนี้ปริมาณความร้อนดังกล่าวยังเพิ่มอุณหภูมิให้กับน้ำอิสระที่อยู่บริเวณรอบนอกของเมล็ดถั่วเหลือง ซึ่งก็คือเทอมที่สองทางซ้ายมือของสมการที่ 5

สมการสมดุลพลังงาน:

$$\left(\frac{D_p}{6} \rho_p C_{p,p} + m_{fw} C_{p,w} \right) \frac{dT_p}{dt} = \dot{m}_{cond} h''_{fg} \qquad (5)$$

สำหรับที่สภาวะขอบเขตที่พิจารณา(Boundary Condition) มีดังนี้

$$T_p(0) = T_{p,initial} \qquad t = 0 \qquad (6)$$

$$T_p(t_1) = T_{sat} \qquad t = t_1 \qquad (7)$$

ผลจากการควบแน่นของไอน้ำทำให้ความชื้นของเมล็ดถั่วเหลืองมีค่าเพิ่มขึ้น โดยความชื้นที่เพิ่มขึ้นนี้สามารถประมาณได้จากสมการการแพร่ของ Fick โดยสมมติให้ค่าการแพร่ของน้ำเข้าไปยังเมล็ดถั่วเหลืองเกิดจากผลต่างของความเข้มข้น ในงานวิจัยนี้สมมติให้ถั่วเหลืองมีลักษณะเป็นทรงกลม

สมการการแพร่ของ Fick:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{1}{r^2}\left[\frac{\partial}{\partial r}\left(D_{eff} \cdot r^2 \cdot \frac{\partial M}{\partial r}\right)\right] \tag{8}$$

เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของความชื้น (D_{eff}) ที่พิจารณาจะเป็นฟังก์ชั่นของอุณหภูมิและความชื้นภายในวัสดุ [8] ดังสมการ

$$D_{eff} = [5.4364 \times 10^{-20} + (5.111 \times 10^{-18} \times M^2)] \times \exp(0.053718 \times T_p) \tag{9}$$

สำหรับที่สภาวะขอบเขตที่พิจารณา (Boundary Condition) เป็นดังนี้

$$M(r,0) = M_{initial} \qquad t = 0 \tag{10}$$

$$-D_{eff}\rho_p\left(\frac{\partial M}{\partial r}\right)\Big|_{r=R} = \frac{\dot{m}_{cond}}{A_s} \qquad t > t_2 \tag{11}$$

$$\left.\frac{\partial M}{\partial r}\right|_{r=0} = 0 \qquad t > 0 \tag{12}$$

สมการที่ (11) กำหนดให้ความชื้นที่ผิวมีค่าเท่ากับปริมาณน้ำกลั่นตัว ณ ช่วงเวลาที่พิจารณา ในการแก้ปัญหาของการคำนวณสมการการแพร่ความชื้น จะใช้เทคนิคแก้ปัญหาแบบ Finite Difference ซึ่งจะทำให้ทราบถึงความชื้นที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเมล็ดถั่วเหลือง ดังนั้นเราสามารถคำนวณความชื้นเฉลี่ยของเมล็ดถั่วเหลืองจากสมการ

$$\bar{M}(t) = \int M(r,t) \times \frac{4\pi r^2}{V} dr \tag{13}$$

ในการคำนวณช่วงนี้ไม่มีการสะสมของน้ำอิสระที่บริเวณผิวของถั่วเหลืองเนื่องจากความชื้นที่ผิวของถั่วเหลืองยังไม่ถึงจุดอิ่มตัว ซึ่งจากการทดลองพบว่าความชื้นสูงสุดที่ถั่วเหลืองสามารถดูดซับได้มีค่าเท่ากับ 150% มาตรฐานแห้ง และเมื่อความชื้นที่ผิวมาถึงที่ความชื้นอิ่มตัวดังกล่าวแล้วความชื้นของถั่วเหลืองที่ผิวจะไม่เปลี่ยนแปลงกับเวลาอีกต่อไป และสภาวะขอบเขตที่พิจารณาในสมการที่ (11) จะเปลี่ยนไปเป็นความชื้นที่ผิวจะมีค่าเท่ากับ 150% มาตรฐานแห้ง ตลอดช่วงที่เหลือของการควบแน่นของไอน้ำ ปริมาณน้ำที่ถั่วเหลืองสามารถดูดซับไว้มีค่าเท่ากับ

$$m_{adsorp,\,t+1} = m_p \cdot [\bar{M}_{t+1} - \bar{M}_1] \tag{14}$$

และปริมาณน้ำอิสระยังคงเหลืออยู่ที่ผิวของถั่วเหลืองสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้

$$m_{fw,(t+1)} = \sum_{t=t_2}^{t} \dot{m}_{cond,(t+1)}(\Delta t) - m_{adsorp,(t+1)} \tag{15}$$

อย่างไรก็ตามเมื่ออุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น จนกระทั่งใกล้จุดเดือดของน้ำ เราพบว่าความสามารถในการดูดซับน้ำของถั่วเหลืองจะมากขึ้น ซึ่งจะมากกว่าปริมาณน้ำอิสระคงเหลือดังนั้นที่ผิวรวมกันกับที่ไอน้ำกลั่นตัว ในกรณีนี้จะต้องจำกัดปริมาณน้ำที่ถั่วเหลืองดูดซับสูงสุดเพียงแค่ปริมาณไอน้ำที่คงเหลือที่ผิวเท่านั้น

$$\dot{m}^{*}_{adsorp,t+1} = \dot{m}_{cond,\,t+1} \times \Delta t + m_{fw,\,t+1} \tag{17}$$

ดังนั้นสามารถคำนวณความชื้นเฉลี่ยได้ดังสมการ (18)

$$\bar{M}_{t+1} = \bar{M}_{t} + \frac{\dot{m}^{*}_{adsorp,\,t+1}}{m_{p}} \tag{18}$$

1.2 ช่วงการอบแห้งวัสดุ

ในการอบแห้งช่วงนี้ความร้อนที่ให้กับเมล็ดถั่วเหลืองนั้นจะใช้ไปเพื่อการระเหยน้ำในเมล็ดแทน โดยเริ่มต้นจะทำการระเหยน้ำอิสระที่บริเวณผิวก่อน จากนั้นจึงเริ่มมีการระเหยน้ำภายในเมล็ดถั่วเหลืองต่อไป เนื่องจากในช่วงต้นของช่วงการอบแห้งนั้นเป็นการระเหยน้ำอิสระที่ผิวของวัสดุ และน้ำที่วัสดุดูดซับไว้ซึ่งจะอยู่ที่บริเวณใกล้กับผิวของวัสดุ ซึ่งกระบวนการนี้จะปฏิบัติตัวเสมือนกับช่วงการอัตราการอบแห้งคงที่ของวัสดุ เป็นผลให้อุณหภูมิของเมล็ดจะคงที่ การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิวัสดุจะเกิดขึ้นเมื่อความชื้นที่ผิวลดลงเหลือประมาณ 0 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง โดยจะเรียกช่วงนี้ว่าเป็นช่วงการอบแห้งลดลง ดังนั้นในช่วงของการอบแห้งของวัสดุจึงแบ่งการอบแห้งออกเป็น 2 ช่วงย่อย คือ ช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ และช่วงอัตราการอบแห้งลดลง

1.2.1 ช่วงอัตราการอบแห้งคงที่

สมการสมดุลพลังงาน:

พลังงานความร้อนที่ได้จากการพาความร้อนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งไปยังผิวของเมล็ดถั่วเหลือง ถูกนำมาใช้ในการระเหยน้ำสะสมจากการควบแน่นของไอน้ำ ซึ่งในขณะนี้อุณหภูมิของวัสดุจะคงที่ที่จุดเดือดของน้ำที่ความดันของระบบ สามารถเขียนเป็นสมการได้ดังนี้

$$h_{fg,grain}\, m''_{vap} = h\left(T_{\infty} - T_{p}\right) \tag{19}$$

อัตราการระเหยน้ำต่อหน่วยพื้นที่สามารถคำนวณได้จาก

$$m''_{vap,max} = \frac{h\left(T_{\infty} - T_{p}\right)}{h_{fg,grain}} \tag{20}$$

สมการสมดุลมวล:

การเคลื่อนที่ของน้ำในเนื้อวัสดุ เกิดขึ้นเนื่องจากการการแพร่ของความชื้นภายในวัสดุ รูปแบบสมการที่พิจารณา ใช้สมการเดียวกับสมการการแพร่ความชื้นของช่วงการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ แต่จะแตกต่างกันในส่วนของสภาวะขอบเขตที่พิจารณา

$$M(r,t) = M(r,t_{1}) \qquad t = t_{3} \tag{21}$$

$$-D_{eff}\left(\rho_p \frac{\partial M}{\partial r}\right)_{r=R} = K \qquad t > t_3 \qquad (22)$$

$$\left.\frac{\partial M}{\partial r}\right|_{r=0} = 0 \qquad t > t_3 \qquad (23)$$

โดยที่

$$K = m''_{vap,max} = \frac{h\left(T_{st} - T_p\right)}{h_{fg,grain}} \qquad (24)$$

1.2.2 ช่วงอัตราการอบแห้งลดลง

สมการสมดุลพลังงาน:

พลังงานความร้อนที่ได้จากการพาความร้อนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งไปยังผิวของเมล็ดถั่วเหลือง จะนำไปใช้เป็นพลังงานในการระเหยน้ำและทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงพลังงานในเมล็ด ซึ่งสามารถเขียนเป็นสมการได้ดังนี้

$$\left(\frac{D_p}{6}\rho_p C_{p,p}\right)\frac{dT_p}{dt} + h_{fg,grain} m''_{vap} = h(T_{sat} - T_p) \qquad (25)$$

กำหนดให้สภาวะเริ่มต้นที่พิจารณา(Boundary Condition) มีดังนี้

$$T_p(t_1) = T_{sat} \qquad t = t_1 \qquad (26)$$

อัตราการระเหยน้ำต่อหนึ่งหน่วยพื้นที่ สามารถคำนวณได้จาก

$$m''_{vap} = \frac{D_p}{6} \cdot \rho_p \cdot \frac{[\bar{M}_{t+1} - \bar{M}_t]}{\Delta t} \qquad (27)$$

สมการสมดุลมวล:

สำหรับสภาวะขอบเขตที่พิจารณา(Boundary Condition) เป็นดังนี้

$$M(r,0) = M(r) \qquad t = t_3 \qquad (28)$$

$$M(R,t) = 0 \qquad t > t_3 \qquad (29)$$

$$\left.\frac{\partial M}{\partial r}\right|_{r=0} = 0 \qquad t > t_3 \qquad (30)$$

เมื่อ t_3 = เวลาที่สิ้นสุดการควบแน่น, s

2. การอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองเดี่ยวด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันโดยใช้ตัวกลางอากาศร้อน

ในการอบแห้งอากาศร้อน วัสดุจะไม่มีช่วงการเพิ่มอุณหภูมิในวัสดุความร้อนที่วัสดุได้รับส่วนใหญ่จะถูกนำไปใช้ในการระเหยน้ำและเพิ่มอุณหภูมิให้กับวัสดุเท่านั้น ดังนั้นในการพิจารณาสมการสมดุลพลังงานและสมการสมดุลมวลจึงพิจารณาคล้ายกับช่วงการอบแห้งลดลงของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ในการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงของความชื้นยังคงใช้สมการที่ (10) โดยพิจารณาว่าการเคลื่อนที่ของน้ำในวัสดุเกิดจากกลไกการแพร่ และใช้สภาวะขอบเขตที่พิจารณา(Boundary Condition) เช่นเดียวกับการอบแห้งลดลงของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งคือสมการที่ (28) ถึง

สมการที่ (30) สำหรับค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น, D_{eff}ในกรณีอบแห้งด้วยอากาศร้อนนั้นสามารถหาได้จากการทดลอง [9] ซึ่งเป็นฟังก์ชันของความชื้นและอุณหภูมิของถั่วเหลืองดังสมการ

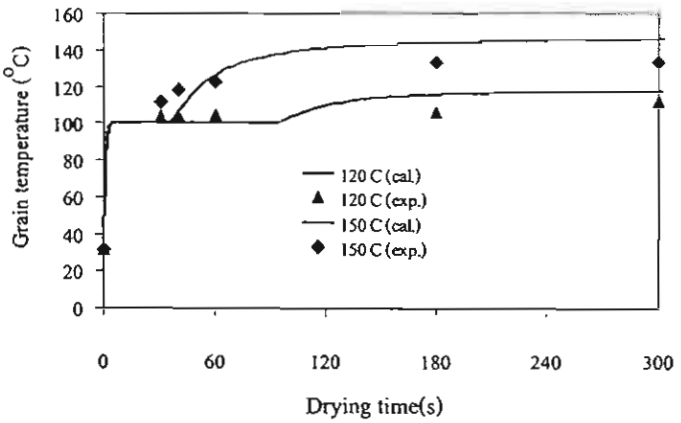
$$D = \left(5.821\times10^{-20}\times\exp(0.05691\times T_p)\right)\times\exp\left((96.4504-0.2655T_p+0.0001111T_p^2)\times M\right) \qquad (31)$$

ผลการทดลองและวิจารณ์

1. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความชื้นภายในเมล็ด

1.1 การอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

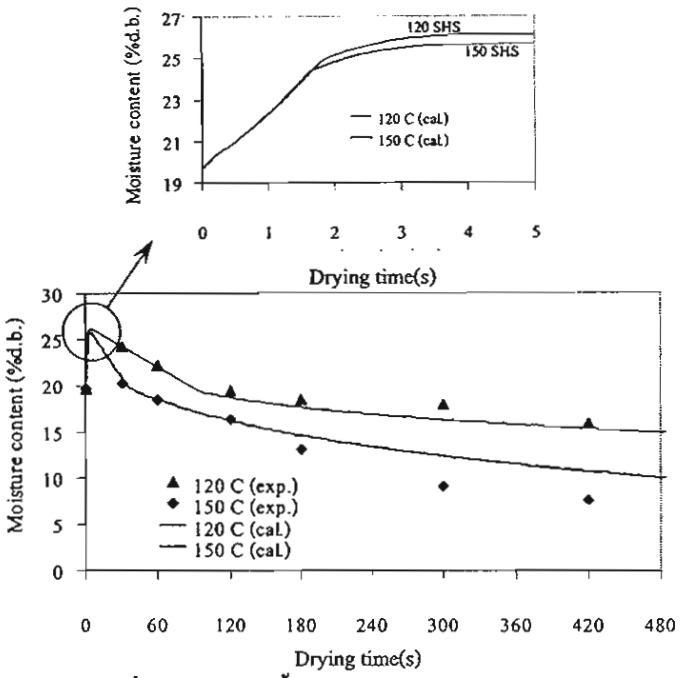
รูปที่ 1 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเมล็ดถั่วเหลืองเมื่อผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120 และ 150 °C พบว่าอุณหภูมิของเมล็ดถั่วเหลืองสูงขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงเริ่มต้นของการอบแห้ง เนื่องจากการควบแน่นของไอน้ำที่ที่เกิดการควบแน่นคายความร้อนให้กับเมล็ดถั่วเหลือง เมื่ออุณหภูมิของเมล็ดถั่วเหลืองเพิ่มสูงขึ้นถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำ อุณหภูมิของเมล็ดถั่วเหลืองจะคงที่อยู่ช่วงระยะเวลาหนึ่ง โดยในช่วงระยะเวลาดังกล่าวนี้ตรงกับช่วงอัตราการอบแห้งคงที่และปริมาณน้ำที่ระเหยในช่วงนี้มาจากความชื้นที่ถั่วเหลืองได้รับจากช่วงการกลั่นตัวของไอน้ำ หลังจากนั้นอุณหภูมิของเมล็ดค่อยๆเพิ่มขึ้นจนอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง และเมื่อทำการเปรียบเทียบระหว่างผลการคำนวณและผลการทดลอง จะเห็นได้ว่าผลจากการคำนวณอุณหภูมิมีค่าสูงกว่าที่วัดได้จากการทดลองเพียงเล็กน้อย



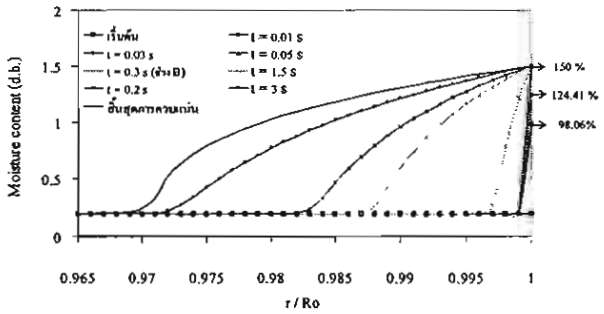
รูปที่ 1 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเมล็ดกับเวลา สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ที่อุณหภูมิ 120 และ 150°C

รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดถั่วเหลืองที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งต่างๆ พบว่าในช่วงต้นของการอบแห้งความชื้นของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น เป็นผลเนื่องจากเมื่อถั่วเหลืองสัมผัสกับไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวของถั่วเหลือง น้ำบางส่วนถูกดูดซับเข้าสู่ผิวของถั่วเหลือง เมื่อทำการอบแห้งถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้น 19.5%มาตรฐานแห้ง ที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120 และ 150°C ในช่วงเวลาการอบแห้ง 30 วินาที ถั่วเหลืองจะมีการดูดซับน้ำเพิ่มขึ้น 4.53 และ 0.66 หน่วยตามลำดับ และเมื่อการควบแน่นของไอน้ำหยุดลง การระเหยน้ำภายในเมล็ดถั่วเหลืองจึงเกิดขึ้นส่งผลให้ความชื้นของถั่วเหลืองลดลง

รูปที่ 3 แสดงโปรไฟล์ความชื้นภายในถั่วเหลืองในช่วงควบแน่นของไอน้ำที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ พบว่าการเปลี่ยนแปลงความชื้นจะเกิดบริเวณผิวหรือใกล้ๆ กับผิวเมล็ดมากกว่าบริเวณด้านในของเมล็ดอย่างชัดเจน ขณะที่บริเวณพื้นที่ส่วนใหญ่ภายในเมล็ดยังคงมีความชื้นเท่ากับความชื้นเริ่มต้น



รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกับเวลา สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120 และ 150°C

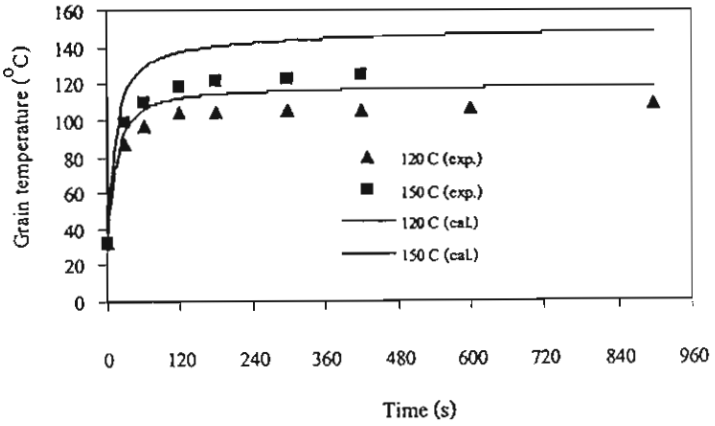


รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นภายในเมล็ดถั่วเหลืองตามระยะทางที่เวลาต่างๆ (อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 120 °C, ความเร็วไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 3.2 m/s และความชื้นริ่มต้น 19.5%d.b.)

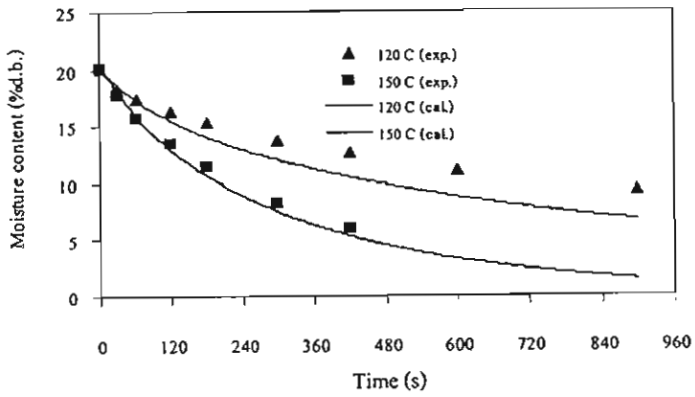
1.2 การอบแห้งด้วยอากาศร้อน

รูปที่ 4 และ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความชื้นขณะทำการอบแห้งด้วยอากาศร้อน พบว่าความชื้นของถั่วเหลืองลดลงตลอดช่วงเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง และการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเมล็ดจะค่อยๆเพิ่มสูงขึ้นจนถึงอุณหภูมิ

การอบแห้ง การเปลี่ยนแปลงดังกล่าวนี้จะมีลักษณะที่แตกต่างจากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิของเมล็ดถั่วเหลืองจะสูงขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงแรก อันเป็นผลเนื่องมาจากการคายความร้อนแฝงของไอน้ำควบแน่นนั่นเอง แต่อย่างไรก็ดีปรากฏการณ์นี้จะเกิดขึ้นเพียงระยะเวลาสั้นๆเท่านั้น จากนั้นอุณหภูมิเมล็ดของการอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะสูงขึ้นใกล้เคียงกับอุณหภูมิตัวกลางเช่นเดียวกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง เมื่อพิจารณาผลการลดความชื้นภายในเมล็ดถั่วเหลืองของการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะพบว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนสามารถลดความชื้นของถั่วเหลืองได้เร็วกว่าไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิการอบแห้งที่ 120 และ 150 องศาเซลเซียส สำหรับผลของอุณหภูมิตัวกลางต่อการเพิ่มอุณหภูมิเมล็ด พบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิตัวกลางสูงขึ้นจะทำให้การถ่ายเทความร้อนสู่เมล็ดถั่วเหลืองทำได้ง่ายขึ้น ทำให้เมล็ดมีอุณหภูมิสูงขึ้นได้เร็วกว่า และจากรูปที่ 5 พบว่าในการลดความชื้นภายในเมล็ดถั่วเหลืองเมื่อใช้อุณหภูมิการอบแห้งสูงจะเกิดขึ้นได้ดีกว่า เนื่องจากอัตราการถ่ายเทความร้อนไปยังเมล็ดสูงกว่าเป็นผลให้การระเหยน้ำในเมล็ดจึงเกิดขึ้นได้ดีกว่า และเมื่อพิจารณาจากผลการทำนายจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นพบว่าให้ทำนายใกล้เคียงกับการทดลอง



รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเมล็ดกับเวลาสำหรับการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ที่อุณหภูมิ 120 และ 150°C

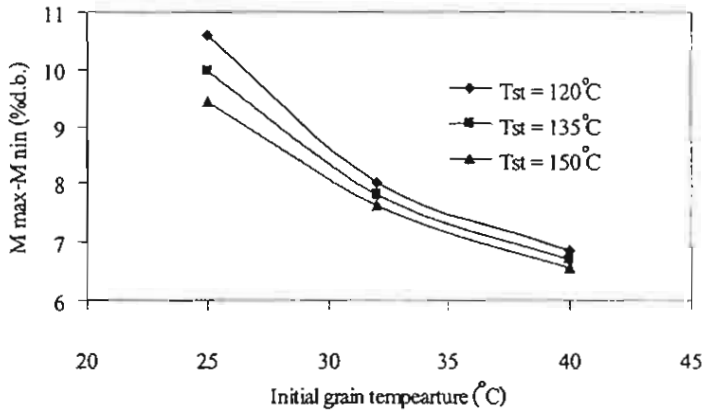


รูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดกับเวลา สำหรับการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ที่อุณหภูมิ 120 และ 150°C

1.2 ผลการจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการอบแห้ง

1.2.1 อิทธิพลของอุณหภูมิเมล็ดและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่มีผลต่อการเพิ่มความชื้นของเมล็ดถั่วเหลือง

รูปที่ 6 แสดงอิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองที่มีผลต่อการเพิ่มขึ้นของความชื้นขณะเกิดกระบวนการควบแน่นของไอน้ำ โดยคิดจากการเพิ่มขึ้นของความชื้นของถั่วเหลืองเมื่อสิ้นสุดการควบแน่นเทียบกับความชื้นเริ่มต้น (M_{max}-M_o) พบว่าเมื่อทำการเปรียบเทียบที่อุณหภูมิเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองเท่ากัน เมื่อใช้อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งสูง ส่งผลให้อัตราส่วนการเพิ่มความชื้นในเมล็ดน้อยลง เนื่องด้วยอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งสูง การถ่ายเทความร้อนเกิดขึ้นได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ทำให้อุณหภูมิของถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำได้เร็วกว่า ดังนั้นโอกาสที่เมล็ดถั่วเหลืองจะดูดซับน้ำไว้น้อยลง สำหรับอิทธิพลของอุณหภูมิเมล็ดเริ่มต้นต่อการเพิ่มขึ้นของความชื้นขณะเกิดกระบวนการควบแน่นของไอน้ำ จะเห็นได้ว่าเมื่ออุณหภูมิเมล็ดเริ่มต้นต่ำ อัตราส่วนของการเพิ่มความชื้นในเมล็ดมีค่ามากกว่าเมื่อใช้อุณหภูมิเมล็ดเริ่มต้นสูง ทั้งนี้เนื่องจากถั่วเหลืองที่มีอุณหภูมิเริ่มต้นต่ำจะใช้เวลานานในการทำให้อุณหภูมิเมล็ดให้สูงขึ้นจนถึงอุณหภูมิอิ่มตัวของไอน้ำ ส่งผลให้ช่วงเวลาการควบแน่นของไอน้ำเกิดขึ้นนาน โอกาสที่เมล็ดจะดูดซับน้ำควบแน่นที่เกิดขึ้นจึงสูงตามไปด้วย และเมื่อเปรียบเทียบระหว่างอิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองต่อการเพิ่มขึ้นของความชื้นที่เกิดขึ้นระหว่างกระบวนการควบแน่นของไอน้ำนั้น จากรูปที่ 6 จะเห็นได้ว่าอิทธิพลของอุณหภูมิเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองจะมีผลต่อการเพิ่มความชื้นมากกว่าอิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง



<u>รูปที่ 6</u> แสดงอิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองที่มีผลต่อการเพิ่มขึ้นของความชื้นขณะเกิดกระบวนการควบแน่นของไอน้ำ (ความเร็วไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 3.2 m/s, ความชื้นเริ่มต้น 19.5 d.b.)

1.2.2 อุณหภูมิอินเวอร์ชัน (Inversion temperature)

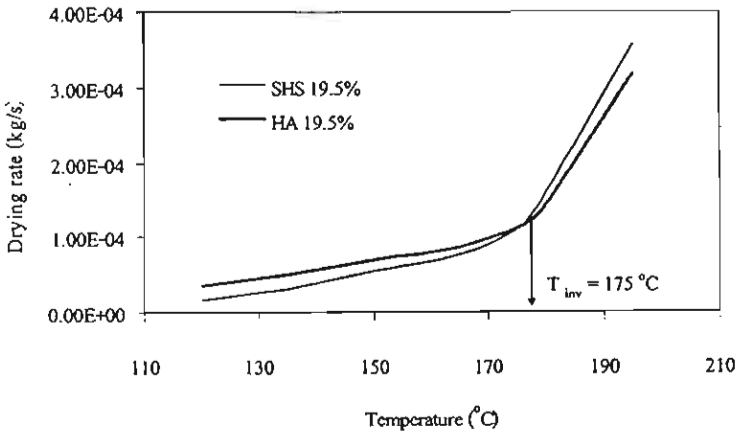
จากผลการทดลองตัวกลางอากาศร้อนให้อัตราการอบแห้งเร็วกว่าตัวกลางไอน้ำร้อนยวดยิ่ง เนื่องมาจากอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งยังไม่ถึงอุณหภูมิอินเวอร์ชัน ดังนั้นอากาศร้อนจึงให้อัตราการอบแห้งสูงกว่าไอน้ำร้อนยวดยิ่ง สำหรับอุณหภูมิอินเวอร์ชันในการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลือง ซึ่งในงานวิจัยนี้จะประมาณจากอัตราการอบแห้งของเมล็ดโดยเฉลี่ยจากสมการที่ (33)

$$m_{vap,ave} = \frac{1}{t_{dry}} \int_0^{t_{dry}} m_{vap}\, dt \qquad (33)$$

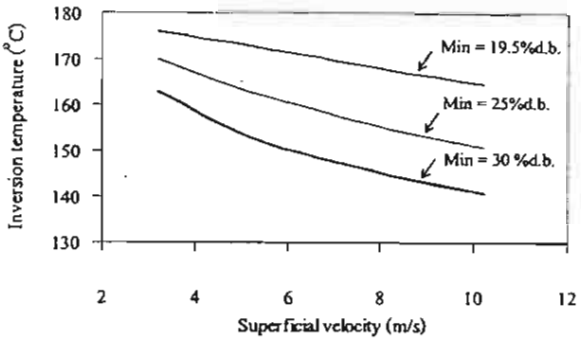
เมื่อ $m_{vap,ave}$ = อัตราการระเหยน้ำเฉลี่ย (kg/s)

t_{dry} = เวลาการอบแห้ง (second) โดยกำหนดเวลาตั้งแต่เริ่มต้นอบแห้งจนกระทั่งความชื้นสุดท้ายเป็น 12 %มาตรฐานแห้ง

รูปที่ 7 แสดงอุณหภูมิอินเวอร์ชันสำหรับการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้น 19.5 % มาตรฐานแห้ง ทำการอบแห้งโดยใช้ความเร็วตัวกลาง 3.2 m/s เท่ากัน พบว่าอุณหภูมิที่ทำให้อัตราการอบแห้งของเมล็ดถั่วเหลืองระหว่างไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนมีค่าเท่ากัน หรือที่เรียกว่าอุณหภูมิอินเวอร์ชันนั้นจะเกิดขึ้นที่ประมาณ 175 องศาเซลเซียส โดยที่ถ้าใช้อุณหภูมิในการอบแห้งต่ำกว่าอุณหภูมิอินเวอร์ชัน การอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ในทางกลับกันหากใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงกว่าอุณหภูมิอินเวอร์ชันจะทำให้อัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสูงกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิการอบแห้งที่ต่ำกว่าอุณหภูมิอินเวอร์ชัน ผลของสมบัติของอากาศร้อน เช่น ความหนืด ความหนาแน่น และความสามารถในการนำความร้อนฯลฯ มีแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงที่ทำให้มีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของอากาศร้อนมากกว่าไอน้ำร้อนยวดยิ่งส่งผลให้อากาศร้อนมีอัตราการอบแห้งสูงกว่า แต่อย่างไรก็ตามเมื่ออุณหภูมิการอบแห้งสูงขึ้นการเปลี่ยนแปลงสมบัติของไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีมากขึ้นทำให้มีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งสูงกว่าอากาศร้อน ดังนั้นที่อุณหภูมิการอบแห้งสูงกว่าอุณหภูมิอินเวอร์ชัน อัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมากกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน



รูปที่ 7 แสดงอุณหภูมิอินเวอร์ชันที่พบในการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองที่มีความชื้นเริ่มต้น 19.5% d.b. อุณหภูมิเมล็ดเริ่มต้น 32°C โดยใช้ความเร็วตัวกลาง 3.2 m/s



รูปที่ 8 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วของตัวกลางและความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลือง กับอุณหภูมิอินเวอร์ชัน

รูปที่ 8 แสดงผลของความชื้นเริ่มต้น และความเร็วของตัวกลางในการอบแห้งที่มีต่ออุณหภูมิอินเวอร์ชัน พบว่าการเพิ่มความเร็วของตัวกลางจะทำให้อุณหภูมิอินเวอร์ชันมีแนวโน้มลดลง เนื่องจากการเพิ่มความเร็วของตัวกลางเสมือนกับการเพิ่มค่า Reynold number ให้สูงขึ้น มีผลทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนมีค่าสูงเช่นกัน ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนมีค่าสูงตามไปด้วย โดยในกรณีนี้อัตราการถ่ายเทความร้อนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะเพิ่มขึ้นมากกว่าในกรณีของอากาศร้อน จึงส่งผลให้อุณหภูมิอินเวอร์ชันมีค่าต่ำลง สำหรับผลการเปลี่ยนแปลงความชื้นเริ่มต้น พบว่าความชื้นเริ่มต้นสูงจะส่งผลให้อัตราการอบแห้งสูงขึ้น ดังนั้นในกรณีการอบแห้งไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะเกิดการควบแน่นของไอน้ำในช่วงการควบแน่นของไอน้ำส่งผลให้น้ำในเมล็ดเพิ่มสูงขึ้น ซึ่งผลดังกล่าวทำให้การแพร่ของความชื้น (ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล) ของถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีการเพิ่มขึ้นได้ในอัตราที่สูงกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ส่งผลให้การเกิดอุณหภูมิอินเวอร์ชันมีแนวโน้มลดลง

สรุป

จากผลการทดลองและผลจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่า ตัวแปรที่มีอิทธิพลต่ออัตราการดูดซับน้ำของเมล็ดถั่วเหลืองที่สำคัญได้แก่ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของถั่วเหลือง โดยเมื่ออุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอุณหภูมิเริ่มต้นของถั่วเหลืองสูงจะทำให้การดูดซับน้ำของเมล็ดเกิดขึ้นน้อย และสามารถพบอุณหภูมิอินเวอร์ชันได้ง่ายขึ้น โดยอุณหภูมิอินเวอร์ชันมีค่าลดลงเมื่อใช้ความเร็วของตัวกลางสูงขึ้นหรือเมื่อเพิ่มความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลือง

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัยสำหรับโครงการนี้

เอกสารอ้างอิง

1. คลฤดี ใจสุทธิ์. 2543. การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 101 น.
2. อิศเรส ธุชกัลยา. 2543. การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 163 น.
3. ณรงค์ อึ้งกิมบ้วน. 2544. การอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตร์มหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 64 น.
4. Chen, Z., Wu, W. and Agarwel, P.K. 2000. Steam-Drying of Coal. Part 1. Modeling the Behavior of a Single Particle Fuel. 79: 961-973.
5. Tarnawshi, W.Z., Mitera, J., Borowshi, P. and Klepaczka, A. 1996. Energy Analysis on Use of Air and Superheated Steam as Drying Media. Drying Technology. 14 (7&8): 1733-1749.
6. Rohsenow, W.M. 1973. Film Condensation. chap. 12 in Handbook of Heat Transfer. McGraw-Hill, New York. 1-33.
7. Holman, J.P. 1997. Heat Transfer. 8th ed. McGraw-Hill, USA. 517-526.
8. ปาวีณา ปรัชญาวศิน. 2546. การศึกษาผลของการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่มีผลต่อคุณภาพของถั่วเหลือง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตร์มหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 93 น.
9. Schwartze, J.P. and Brocker, S. 2002. A Theoretical Explanation for the Inversion Temperature. Chemical Engineering Journal. 86: 61-67.
10. Yoshida, T. and Hyoda, T. 1970. Evaporation of Water in Air. Humid Air and Superheated Steam. Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development. 9: 207-214.

สัญลักษณ์

A_s = พื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อนของเมล็ดถั่วเหลือง, m^2

C_p = ความร้อนจำเพาะ, $kJ/kg \cdot K$

D = เส้นผ่านศูนย์กลาง, m

D_{eff} = สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นประสิทธิผล, m^2/s

g = ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก, m/s^2

h = สัมประสิทธิ์การพาความร้อนระหว่างตัวกลางและถั่วเหลือง, $W/m^2 \cdot K$

h_{fg} = ความร้อนแฝงของการระเหยน้ำ, kJ/kg

h_m = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล, $kg/m^2 \cdot s$ (kg/m^3)

k = ค่าการนำความร้อน, $W/m \cdot K$

M = ความชื้น, เศษส่วนมาตรฐานแห้ง

M_w = น้ำหนักโมเลกุลของน้ำ, kg/kmol

$\overline{M}$ = ความชื้นเฉลี่ยภายในเมล็ดถั่วเหลือง, เศษส่วนมาตรฐานแห้ง

m = มวล, kg

$\dot{m}_{cond}$ = อัตราการควบแน่นของน้ำ, kg/s

m''_{cond} = อัตราการควบแน่นของไอน้ำ, $kg/m^2 \cdot s$

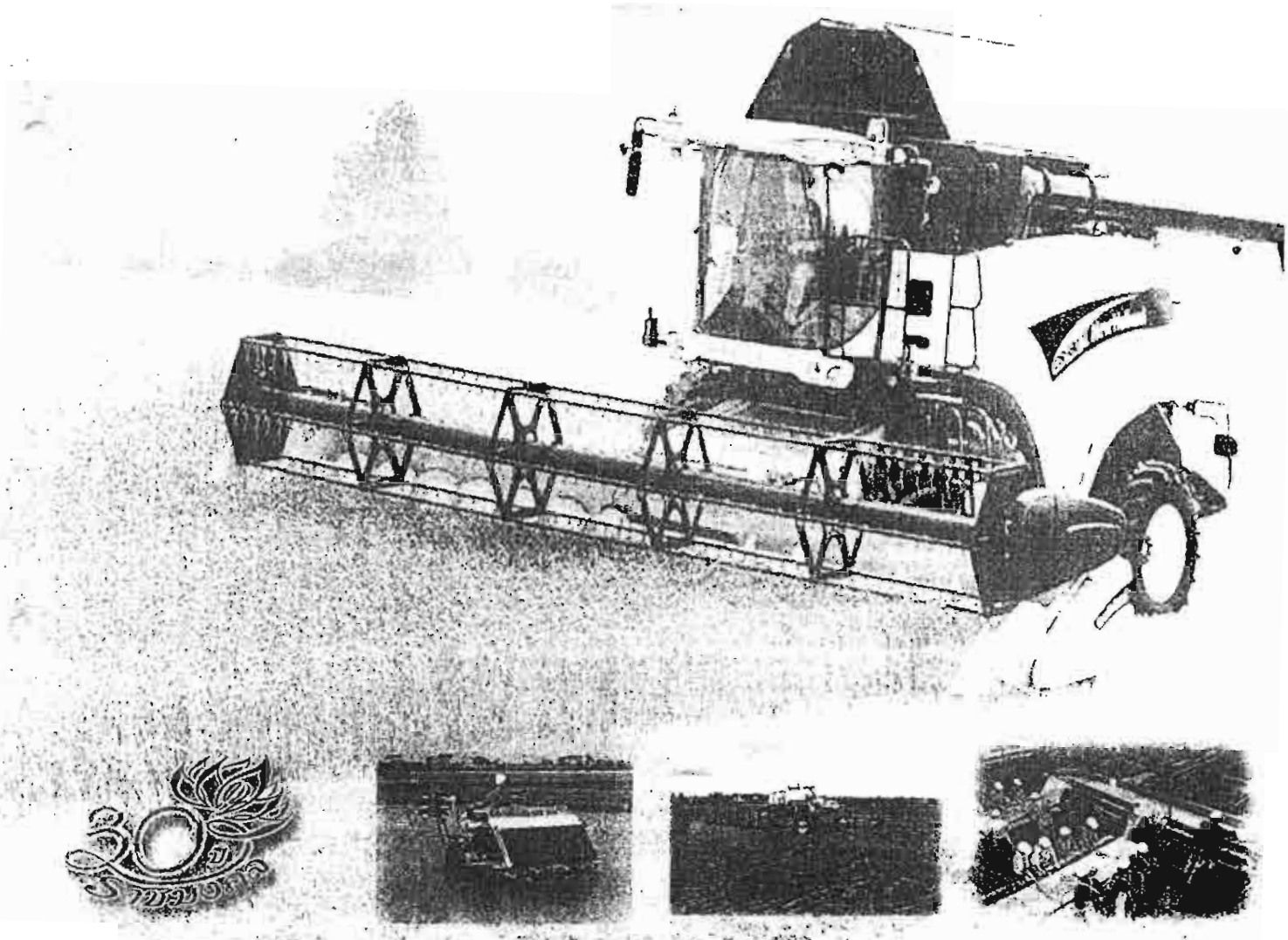
Q''	=	อัตราการถ่ายเทความร้อน, kW/m^2	V	=	ปริมาตร, m^3
q	=	อัตราการถ่ายเทความร้อน, kW	v	=	ความเร็ว, m/s
r	=	ระยะในแนวรัศมี, m	ρ	=	ความหนาแน่น, kg/m^3
T	=	อุณหภูมิ, K	μ	=	ค่าความหนืด, $kg/m \cdot s$
t	=	เวลา, second			

สัญลักษณ์ท้ายตัวล่าง

a	=	อากาศร้อน	sat	=	สภาวะอิ่มตัว
cond	=	สภาวะการควบแน่นของไอน้ำ	st	=	ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
f	=	ฟิล์มน้ำ	v	=	ไอน้ำ
fw	=	น้ำอิสระ	vap	=	สภาวะการระเหยน้ำ
p	=	เมล็ดถั่วเหลือง	w	=	น้ำ

วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering



การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ลักษณะของการอบแห้งกุ้งด้วยเทคนิควิธีการอบแห้งแบบสองขั้นตอนในสภาวะการอบแห้งที่แตกต่าง

ยุวนารี นามสงวน[1]* วารุณี เดีย[2] สักกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อเสนอเทคนิควิธีการอบแห้งแบบสองขั้นตอน คือ การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) สภาวะการอบแห้งที่ทำการศึกษาคือ อุณหภูมิอบแห้งในช่วงแรกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 160°C-180°C และ ความชื้นที่ดึงออกจากเครื่องอบแห้งแบบใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งอยู่ที่ประมาณ 30-40% w.b. แล้วอบแห้งช่วงที่สองด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิ 50°C โดยศึกษาจลนศาสตร์ของการอบแห้งและคุณภาพของกุ้งหลังการอบแห้ง และทำการเปรียบเทียบกับการอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว (SSD) ที่เงื่อนไขอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งเท่ากัน คุณภาพของกุ้งแห้งที่ทำการศึกษาคือ การหดตัว สี และเนื้อสัมผัส จากการทดลองพบว่า การอบแห้งกุ้งที่สภาวะอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งสูงขึ้นและการเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้งที่ความชื้นสูง มีผลดีเฉพาะคุณภาพสี ในการอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน ส่วนการหดตัวนั้นมากขึ้นและเนื้อสัมผัสของกุ้งเหนียวและแข็งขึ้น และพบว่ากุ้งแห้งที่ได้จากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน มีการหดตัวน้อยลง คุณภาพสีดีขึ้น เนื้อไม่เหนียวและไม่แข็ง เมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว

---

[1]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ จ.เชียงใหม่ 50200
[2]รองศาสตราจารย์ [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ [3]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมอาหาร
คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-5394-4146; โทรสาร: 05394-4145; อีเมล์: yuvanaree@yahoo.com

CHARACTERISTICS OF SHRIMP DRIED BY TWO-STAGE DRYING TECHNIQUE AT DIFFERENT DRYING CONDITIONS

Yuvanaree Namsanguan[1]*, Warunee Tia[2], Sakamon Devahastin[3] and Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

The present work proposed the new technique of the two-stage drying. The work concerned on the drying of shrimp using superheated steam dryer followed by heat pump dryer (SSD/HPD) at different drying conditions. The effects of drying temperatures and intermediate moisture contents (IMC) on drying characteristics and dried product quality were investigated. Shrinkage, color and texture of dried shrimp were determined. The experiments were carried out in the two stages of SSD/HPD. The first-stage superheated steam drying was performed at the drying temperatures of 160°C and 180°C while the second-stage heat pump drying was operated at 50°C. The moisture content of shrimp at the end of the superheated steam drying stage (IMC) was varied between 30% and 40% (w.b.). For the comparison, purely SSD (superheated steam drying for the whole drying process) was also performed at the same drying steam temperature as used in the first-stage SSD. As for the effects of drying conditions, the results showed that higher drying steam temperature and higher IMC yielded better product quality only in terms of color. In addition, it was found that SSD/HPD dried shrimp had much lower degree of shrinkage, better color, softer and less tough than purely SSD dried shrimp.

KEYWORDS: Drying kinetics, Drying temperature, Hybrid drying, IMC, Quality

[1]Lacturer, Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Chiang Mai University, Chiang Mai 50200

[2]Associate Professor, [4]Professor, School of Energy and Materials, [3]Assistant Professor, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

*Corresponding author. Tel.: 0-5394-4146; Fax: 05394-4145; E-mail address: yuvanaree@yahoo.com

บทนำ

กุ้งแห้งเป็นหนึ่งในผลิตภัณฑ์ประมงที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง เพราะมีปริมาณโปรตีนสูงถึงร้อยละ 60 การผลิตกุ้งแห้งส่วนใหญ่เป็นอุตสาหกรรมขนาดเล็ก เดิมทำเป็นอุตสาหกรรมในครัวเรือน โดยใช้แสงอาทิตย์ อบบนเตาหรือสลับกับการใช้เครื่องอบแห้งแบบลมร้อน ซึ่งมักมีปัญหาในเรื่องความสม่ำเสมอของคุณภาพ และเนื่องจากความต้องการของทางการตลาดทั้งในและต่างประเทศที่มากขึ้น กระบวนการผลิตกุ้งแห้งจึงควรพิจารณาศักยภาพของการทำแห้งทั้งด้านอัตราการอบแห้ง คุณภาพของผลิตภัณฑ์ และการสิ้นเปลืองพลังงาน คุณภาพกุ้งแห้งที่ดีที่ได้รับการยอมรับ คือ กุ้งแห้งที่มีสีแดงเหลืองเข้ม การหดตัวน้อย เนื้อสัมผัสเหนียวน้อยและนุ่ม

กระบวนการผลิตกุ้งแห้งโดยทั่วไปแบ่งเป็น 2 ขั้นตอน คือ การต้มกุ้งในน้ำเกลือและการอบแห้ง (Posomboon, 1998) การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งพบว่าเป็นวิธีที่น่าสนใจ มีศักยภาพการอบแห้งสูง เนื่องจากสามารถรวม 2 ขั้นตอนนี้ให้อยู่ในขั้นตอนเดียวได้ ใช้เวลาอบแห้งน้อยกว่าลมร้อนมาก และคุณภาพของผลิตภัณฑ์ดีกว่าการใช้ลมร้อน ไม่มีการสูญเสียสารอาหารไปกับน้ำต้มกุ้ง กุ้งแห้งที่ได้มีการหดตัวและสีดีกว่าการใช้ลมร้อน (Prachayawarakorn et al., 2002) เนื่องจากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นที่รู้จักอย่างกว้างขวางในปัจจุบันว่า ให้ผลิตภัณฑ์ที่มีความพรุนมากและสีดีขึ้น เนื่องจากไม่เกิดปฏิกิริยา oxidation จากออกซิเจน อย่างไรก็ตาม การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียวด้วยอุณหภูมิสูงตลอดทั้งช่วงการอบแห้งทั้งหมด มีผลต่อโครงสร้างและเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์ โดยเฉพาะเนื้อสัตว์ซึ่งมีโปรตีนเป็นส่วนประกอบสำคัญ การสัมผัสกับอุณหภูมิสูงทำให้กล้ามเนื้อโปรตีนในกุ้งเกิดการเปลี่ยนแปลงโดยอัดแน่นและเกาะเป็นก้อนแข็ง เพื่อลดปัญหาดังกล่าว เทคนิคการอบแห้งแบบผสมผสานจึงเป็นแนวทางที่น่าสนใจ เช่น การอบแห้งแบบสองขั้นตอน โดย Chen et al. (1992) ได้ทดลองอบแห้งรังไหมด้วยเทคนิควิธีการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อน (SSD/AD) พบว่า คุณภาพไหมที่ได้ดีกว่าการใช้วิธีการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว เนื่องจากมีการลดอุณหภูมิอบแห้งของลมร้อนในช่วงที่สอง ซึ่งส่งผลดีต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ อีกแนวทางหนึ่งที่น่าสนใจคือ การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) ซึ่งใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงความชื้นสูง สามารถอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงและอัตราการอบแห้งสูง และใช้การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนในช่วงที่ความชื้นลดลง สามารถอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำแต่อัตราการอบแห้งสูง ผลิตภัณฑ์จะไม่เสียหายอันเนื่องมาจากความร้อนและเวลาอบแห้งนานในช่วงที่สอง สำหรับการอบแห้งกุ้งด้วยวิธีนี้ยังคงช่วยลดขั้นตอนการต้มกุ้ง ทำให้กุ้งมีรสชาดดีและยังสามารถกำจัดจุลินทรีย์ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อเสนอเทคนิควิธีการอบแห้งแบบสองขั้นตอน คือ การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน โดยศึกษาสภาวะการอบแห้งที่มีผลต่อระยะเวลาอบแห้งและคุณภาพของกุ้งหลังอบแห้ง สภาวะการอบแห้งที่ศึกษาคือ อุณหภูมิที่ใช้อบแห้งและความชื้นขณะเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการ

การทดลอง

การทดลองอบแห้งกุ้งแบ่งเป็น 2 ส่วนแต่ละส่วนแยกเป็น 2 แบบ คือ แบบที่ 1 การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว และ แบบที่ 2 การอบแห้งแบบสองขั้นตอนโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งแล้วตามด้วยด้วยปั๊มความร้อน ซึ่งมีรายละเอียดของกระบวนการและสภาวะการอบแห้งดังตารางที่ 1 ระบบเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นแบบสำหรับห้องปฏิบัติการ (Lab scale) มีส่วนประกอบหลัก คือ เครื่องกำเนิดไอน้ำ อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater) ขนาด 13.5 kW ห้องอบแห้งแบบตู้ขนาด 30 x 30 x 10 cm^3 และพัดลมใบพัดโค้งหลัง โดยทำการทดสอบที่ความดันบรรยากาศ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนเป็นแบบวงจรปิด มีส่วนประกอบสำคัญ คือ ห้องอบแห้งขนาด 83 x 74 x 60 cm^3 เครื่องอัดไอแบบลูกสูบขนาด 2.1 kW เครื่องทำระเหย ขนาด 6.2 kW เครื่องควบแน่นด้านในและเครื่องควบแน่นด้านนอกทั้งคู่มีขนาดเท่ากันคือ 8.3 kW

Table 1 The experimental conditions

Part	Drying process	Drying conditions
I	SSD	Single-stage SSD, 160°C
	SSD/HPD	1st-stage SSD, 160°C until IMC = 40 ± 2.1% (w.b.) and 2nd-stage HPD, 50°C
	SSD/HPD	1st-stage SSD, 160°C until IMC = 30 ± 2.3% (w.b.) and 2nd-stage HPD, 50°C
II	SSD	Single-stage SSD, 180°C
	SSD/HPD	1st-stage SSD, 180°C until IMC = 40 ± 2.1% (w.b.) and 2nd-stage HPD, 50°C
	SSD/HPD	1st-stage SSD, 180°C until IMC = 30 ± 1.9% (w.b.) and 2nd-stage HPD, 50°C

การทดลองแต่ละครั้งใช้กุ้งสดครั้งละ 1 กิโลกรัม การเตรียมตัวอย่าง นำกุ้งขาว (Penaeidae) ขนาดเล็ก มาทำความสะอาด แล้วนำไปแช่ในน้ำเกลือที่มีความเข้มข้น 2% โดยปริมาตร ประมาณ 30 นาที ก่อนนำไปอบแห้ง ตัวอย่างกุ้งมีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 80% w.b. ทำการทดลองอบแห้งในแต่ละกรณีตามตารางที่ 1 อุณหภูมิและความเร็วของไอน้ำร้อนขวดซึ่งที่ใช้ คือ 160°C และ 180°C และ 2.08 ± 0.2 m/s ตามลำดับ สำหรับการอบแห้งในขั้นตอนที่สอง อุณหภูมิลมร้อนที่ใช้ในเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน คือ 50°C และ ความเร็วลมในเครื่องอบแห้งคือ 0.94 m/s โดยความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก (intermediate moisture content: IMC) คือ 30% และ 40% w.b. แต่ละการทดลองทำการเก็บข้อมูลดังนี้ อุณหภูมิของตัวกลางที่ใช้อบแห้ง การลดลงของความชื้นตัวอย่างขณะอบแห้งโดยชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งดิจิตอลที่มีความละเอียด ± 0.1 กรัม ทำการอบแห้งจนกระทั่งตัวอย่างมีความชื้นสุดท้ายประมาณ 20% w.b. สำหรับการหาค่าน้ำหนักแห้งใช้ตู้อบอบตัวอย่างที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

การทดสอบคุณภาพของกุ้ง

คุณภาพกุ้งที่ทำการทดสอบคือ การหดตัว สี และเนื้อสัมผัส โดย 1) การทดสอบการหดตัว จะใช้วิธีวัดขนาดของตัวอย่างกุ้งก่อนและหลังทำการอบแห้งโดยใช้ vernia เพื่อหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเทียบเท่าโดยสมมติรูปร่างกุ้งเป็นทรงกลม แล้วคำนวณหาเปอร์เซ็นต์การหดตัวของกุ้ง 2) การทดสอบคุณภาพสีของกุ้ง จะทำการวัดสีของกุ้งก่อนและหลังทำการอบแห้งโดยใช้เครื่องวัดสีอาหารชนิด Model Juki JP 7100P ซึ่งแสดงค่าสี 3 อย่าง คือ ค่าสีแดง (a) หรือสีเขียว (-a) ค่าสีเหลือง (b) หรือสีน้ำเงิน (-b) และค่าความสว่าง (L) และ 3) การทดสอบเนื้อสัมผัส จะทำการวัดค่าความเหนียวและความแข็ง

ของกุ้งหลังทำการอบแห้ง โดยใช้เครื่องวัดเนื้อสัมผัสของอาหารชนิด TA-XT2i Texture Analyzer ซึ่งแสดงค่าแรงเฉือนที่มากที่สุดที่ทำให้ตัวกุ้งขาด (ค่าความเหนียว) และใช้เครื่องวัดเนื้อสัมผัสของอาหารชนิด Instron Universal Testing Machine model 4301 ซึ่งแสดงค่าแรงกดที่ตัวกุ้งรับได้ (ค่าความแข็ง) ในการทดสอบเนื้อสัมผัสของกุ้งหลังการอบแห้งทั้งสองแบบนั้น เครื่องได้ออกแรงกดในแนวตัดขวางความยาวของตัวกุ้ง

ผลการทดลองและวิจารณ์

ผลการทดลองอบแห้งกุ้งด้วยการอบแห้งแบบต่างๆ

รูปที่ 1 และ 2 แสดงการเปรียบเทียบการลดความชื้นของกุ้งด้วยวิธีการอบแห้งแบบต่างๆ และความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกที่ต่างกัน (IMC) โดยใช้อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 160°C และ 180°C ตามลำดับ พบว่า การอบแห้งแบบสองขั้นตอน อัตราการลดความชื้นจะลดอย่างรวดเร็วในช่วงแรก การอบแห้งจะช้าลงเมื่อเปลี่ยนการอบแห้งช่วงหลังมาใช้ปั๊มความร้อน โดยจะใช้เวลานานขึ้นกรณีที่การอบแห้งแบบสองขั้นตอนซึ่งวัสดุถูกดึงออกจากช่วงแรกที่ความชื้นสูงโดยการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อนกรณีใช้อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 160°C ใช้เวลาในการอบแห้งจากความชื้นเริ่มต้นถึงความชื้นสุดท้าย 135 และ 185 นาที สำหรับความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก 30% w.b. และ 40% w.b. ตามลำดับ และ กรณีใช้อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 180°C ใช้เวลาในการอบแห้งทั้งหมด 127 และ 180 นาที สำหรับความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก 30% w.b. และ 40% w.b. ตามลำดับ ซึ่งถือว่า อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงที่ทำการศึกษามีผลน้อยมากต่อเวลาการอบแห้งทั้งหมด (เมื่อเปรียบเทียบที่ IMC เท่ากัน) ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่สูงขึ้นในช่วงนี้มีผลให้การอบแห้งเร็วขึ้นในช่วงแรกเพียงเล็กน้อย และเวลาที่ใช้ในการอบแห้งในช่วงหลังด้วยปั๊มความร้อนแทบไม่ต่างกันที่ค่าความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกเดียวกัน ดังนั้นเวลาอบแห้งรวมทั้งหมดจึงไม่ต่างกัน

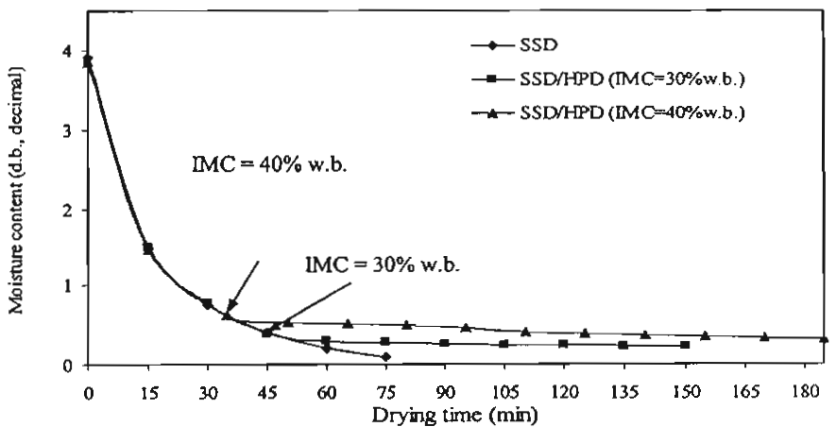


Figure 1 Drying curves of shrimp undergoing purely SSD and SSD/HPD
(Ts = 160°C used in the superheated steam drying process)

สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว พบว่า มีอัตราการลดความชื้นเร็วที่สุดคือ ใช้เวลาอบแห้งประมาณ 60 และ 45 นาที ที่อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 160°C และ 180°C ตามลำดับ ทั้งนี้เนื่องจากใช้อุณหภูมิสูงอบแห้งตลอดช่วงของการอบแห้งทั้งหมด

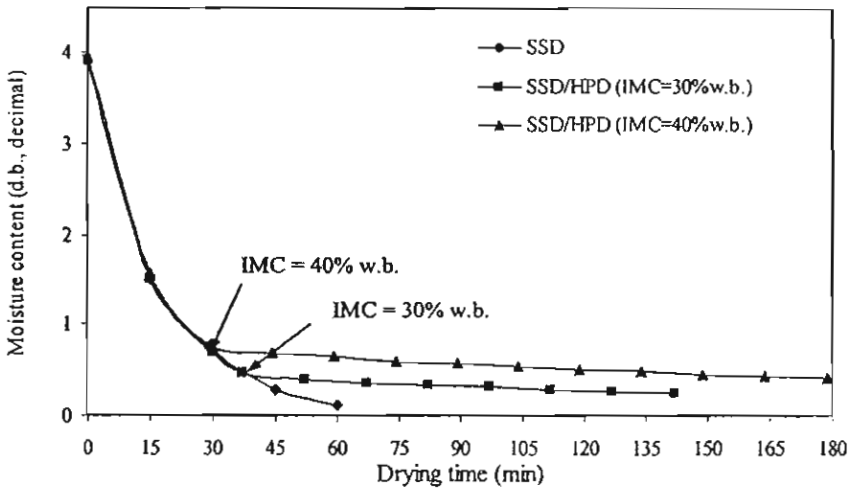


Figure 2 Drying curves of shrimp undergoing purely SSD and SSD/HPD

(Ts = 180°C used in the superheated steam drying process)

คุณภาพของผลิตภัณฑ์

1. การหดตัว

จากผลการทดลองดังตารางที่ 2 พบว่า การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) (ทั้งสองช่วงอุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 160°C และ 180°C) ให้ผลการหดตัวของกุ้งแห้งน้อยกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว จึงถือได้ว่าช่วยให้การหดตัวของกุ้งแห้งน้อยลง เป็นที่ทราบดีว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งช่วยลดการหดตัวของผลิตภัณฑ์ที่อบแห้ง เนื่องจากการระเหยน้ำในวัสดุเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วและเกิดขึ้นโดยที่ไอน้ำในวัสดุขยายตัวภายในผนังเซลล์ ทำให้วัสดุเกิดรูพรุนมากมาย (Li et al., 1999) แต่อย่างไรก็ตาม หากอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งด้วยอุณหภูมิสูงตลอดช่วงของการอบแห้งทั้งหมด อาจมีผลต่อโครงสร้างรูพรุนภายในวัสดุโดยทำให้รูพรุนมีขนาดเล็กลง เมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน ซึ่งแบ่งการอบแห้งเป็นสองขั้นตอน โดยอบแห้งด้วยอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งสูงในช่วงแรก แล้วเปลี่ยนเป็นการอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำด้วยปั๊มความร้อนในช่วงที่สอง การหดตัวน้อยลงเนื่องจากมีการเปลี่ยนการอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำในช่วงที่สอง ดังนั้นการใช้ปั๊มความร้อนมาอบแห้งช่วงที่สองช่วยรักษาสภาพโครงสร้างของผลิตภัณฑ์ได้ดีกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว

จากผลของการเปลี่ยนแปลงค่าความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก (IMCs) ทั้งสองช่วงอุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 160°C และ 180°C ตามตารางที่ 2 พบว่า การหดตัวให้ผลที่มีแนวโน้มเดียวกัน คือ การอบแห้งแบบสองขั้นตอน (SSD/HPD) เมื่อดึงออกที่ความชื้นสูงขึ้นการหดตัวจะเพิ่มขึ้น ความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก 30% w.b. จะได้กุ้งที่หดตัวน้อยกว่ากรณีที่ดึงออกที่ความชื้น 40% w.b. ทั้งนี้อาจเป็นเพราะหากเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้งที่ความชื้นสูงอยู่ การสร้าง

รูพรุนในวัสดุด้วยการอบแห้งแบบใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกอาจยังไม่มากพอ (pore development) เมื่ออบแห้งต่อด้วยเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนในช่วงสองจึงง่ายต่อการหดตัว นอกจากนี้เวลาที่ใช้ในการอบแห้งก็เป็นปัจจัยสำคัญต่อการหดตัวด้วย กรณีที่ดึงออกที่ความชื้นสูง (40% w.b.) เวลาที่ใช้ในการอบแห้งนานกว่ากรณีที่ดึงออกที่ความชื้นต่ำ (30% w.b.) ประมาณ 1.4 เท่า โดยการอบแห้งในช่วงที่สองซึ่งใช้อากาศในเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนจะใช้เวลานานขึ้นเมื่อดึงออกที่ความชื้นสูง

Table 2 Percentage of shrinkage of shrimp undergoing different drying techniques

Drying Technique	Shrinkage (%)
: T_s = 160°C used in the SSD process	
SSD (single-stage drying)	44.40 ± 4.59
SSD/HPD (IMC ≈ 40% w.b.)	35.25 ± 3.99
SSD/HPD (IMC ≈ 30% w.b.)	28.22 ± 8.14
: T_s = 180°C used in the SSD process	
SSD (single-stage drying)	44.63 ± 7.21
SSD/HPD (IMC ≈ 40% w.b.)	38.20 ± 6.16
SSD/HPD (IMC ≈ 30% w.b.)	31.56 ± 6.89

2. คุณภาพสี

ตารางที่ 3 แสดงค่าสีที่ได้จากการตรวจสอบโดยเครื่องวัดสีอาหาร 3 อย่าง คือ ค่าสีแดง (a) ค่าสีเหลือง (b) และค่าความสว่าง (L) พบว่า การใช้อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 160°C และ 180°C มีแนวโน้มของคุณภาพสีคล้ายกัน คือ การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) กุ้งแห้งที่ได้มีสีแดงและเหลืองกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว และมีค่าความสว่างต่ำกว่าเพียงเล็กน้อย ถือได้ว่าช่วยพัฒนาสีของกุ้งแห้งซึ่งสีแดงเหลืองเข้ม (intense red orange color) ถือว่าเป็นลักษณะที่ดีของผลิตภัณฑ์กุ้งแห้ง (Posomboon,1998) เนื่องจากการอบแห้งแบบสองขั้นตอนนั้นอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำด้วยปั๊มความร้อนในช่วงที่สอง สีจึงดีกว่าการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงตลอดช่วง โดยการเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้งที่ความชื้นสูงจะให้คุณภาพสีที่ดีกว่าที่การเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้งที่ความชื้นต่ำ โดยในกรณีที่ความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกที่ 40% w.b. สีแดงและเหลืองของกุ้งแห้งสูงที่สุด อาจเนื่องจากใช้เวลาอบแห้งอุณหภูมิสูงด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกสั้นกว่ากรณีที่ความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกที่ 30% w.b. และการอบแห้งต่อด้วยปั๊มความร้อนช่วยรักษาคุณภาพสีของผลิตภัณฑ์ (Chua et al., 2000; Alves-Filho, 2002) ค่าสีเริ่มต้นของกุ้ง a, b และ L คือ -0.42, -0.97 และ 32.15 ตามลำดับ

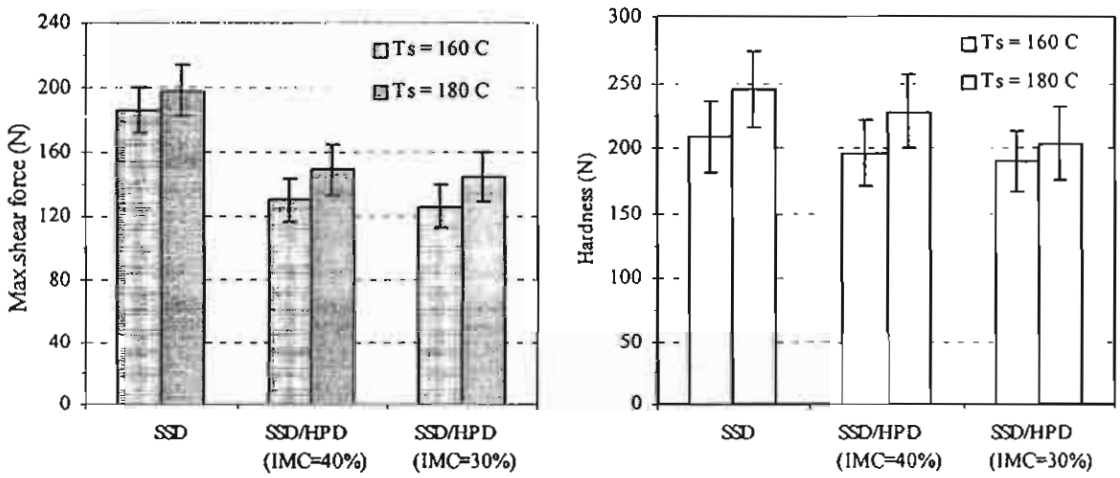
นอกจากนี้ยังพบว่า เมื่อเปรียบเทียบวิธีการอบแห้งเดียวกันและความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกเท่ากัน การใช้อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่สูงขึ้น มีผลให้กุ้งแห้งมีสีแดงและเหลืองขึ้น ทั้งนี้อาจเป็นไปได้ว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่สูงขึ้นนั้นใช้เวลาในการอบแห้งน้อยลง มีผลให้คุณภาพสีดีขึ้น

Table 3 Values of '*a*', '*b*' and '*L*' for the dried shrimp samples

Sample	Colors		
	'a'	*'b'*	*'L'*
: T_s = 160°C used in the SSD process			
SSD (single-stage drying)	8.80	13.46	36.77
SSD/HPD (IMC ≈ 40% w.b.)	10.88	14.30	34.36
SSD/HPD (IMC ≈ 30% w.b.)	9.12	13.87	36.47
: T_s = 180°C used in the SSD process			
SSD (single-stage drying)	10.73	14.60	36.53
SSD/HPD (IMC ≈ 40% w.b.)	11.88	15.15	35.75
SSD/HPD (IMC ≈ 30% w.b.)	11.15	14.76	35.95

3. เนื้อสัมผัส

จากการทดสอบเนื้อสัมผัสของกุ้งที่ได้จากวิธีการอบแห้งและสภาวะการอบแห้งแต่ละแบบ ดังรูปที่ 3a) แสดงค่าแรงเฉือนที่มากที่สุดที่ตัดตัวกุ้งจนขาด และ รูปที่ 3b) แสดงค่าแรงกดที่กุ้งรับได้ (หัวกดแบบผิวหน้าแบนกดอัดตัวกุ้งในระยะ 50% ของความหนาของตัวกุ้ง) พบว่า การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน ได้ผลิตภัณฑ์กุ้งแห้งที่มีลักษณะเนื้อสัมผัสเหนียวและแข็งน้อยกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว ทั้งนี้เนื่องจากว่า การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว วัสดุต้องสัมผัสกับอุณหภูมิสูงของไอน้ำร้อนยวดยิ่งตลอดทั้งช่วงการอบแห้ง ทำให้เนื้อสัมผัสเหนียวและแข็ง ขณะที่การอบแห้งแบบสองขั้นตอนเนื้อวัสดุสัมผัสกับอุณหภูมิสูงของไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกในระยะเวลาสั้น เนื้อสัมผัสจึงเหนียวและแข็งน้อยลง



3a) Toughness 3b) Hardness

Figure 3 Textural properties of dried shrimp undergoing different drying techniques.

(Vertical lines indicate standard deviations)

ดังที่ทราบว่าอุณหภูมิมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงสภาพโปรตีนซึ่งเป็นส่วนประกอบสำคัญในตัวกุ้ง อุณหภูมิที่สูงจะทำให้เนื้อโปรตีนแข็งและเกาะตัวกันมาก (Bouton and Harris, 1972) ดังนั้นการที่กุ้งสัมผัสกับอุณหภูมิสูงเป็นระยะเวลานานจึงมีผลให้เนื้อเหนียวและแข็งขึ้น จากผลการทดลองพบว่า การเพิ่มอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีผลทำให้กุ้งที่ได้จากการอบแห้งมีเนื้อสัมผัสที่เหนียวและแข็งขึ้นกว่าการใช้อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ต่ำกว่า นอกจากนี้ยังพบความสัมพันธ์ระหว่างการหดตัวและเนื้อสัมผัสของกุ้ง คือ การหดตัวแปรผันตรงกับเนื้อสัมผัส โดยถ้าการหดตัวของกุ้งมากเนื้อสัมผัสจะเหนียวและแข็งมากตาม

สรุป

วิธีการอบแห้งแบบสองขั้นตอน แบบการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) เป็นเทคนิควิธีการอบแห้งที่สามารถพัฒนาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ได้ กุ้งแห้งที่ได้มีการหดตัวน้อยลง คุณภาพสีดีขึ้น เนื้อสัมผัสเหนียวน้อยลงและนุ่มขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว (SSD) จากการศึกษาผลของสภาวะการอบแห้งต่างๆ พบว่าการใช้อุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่สูงขึ้นและการเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้งที่ความชื้นสูงมีผลดีเฉพาะคุณภาพสี ส่วนการหดตัวนั้นมากขึ้นและเนื้อสัมผัสของกุ้งเหนียวและแข็งขึ้น

โครงสร้างของผลิตภัณฑ์สามารถพัฒนาได้โดยการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรก และการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนต่อในช่วงที่สองช่วยรักษาการสูญเสียรูปร่างของผลิตภัณฑ์ให้น้อยลง ซึ่งการเลือกสภาวะการอบแห้งที่เหมาะสม เช่น อุณหภูมิอบแห้งและความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก เป็นแนวทางหนึ่งที่สามารถช่วยเพิ่มศักยภาพด้านคุณภาพได้ จากการทดลอง พบว่าอุณหภูมิอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกที่ต่ำให้ผลดีหลายด้านต่อการอบแห้งกุ้ง ทั้งในด้านเวลาที่ใช้อบแห้งและคุณภาพของผลิตภัณฑ์

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

Alves-Filho, O. 2002. Combined Innovative Heat Pump Drying Technologies and New Cold Extrusion Techniques for Production of Instant Foods. Drying Technology. 20 (8): 1541-1557.

Chen, S.-R., Chen, J.-Y. and Mujumdar, A.S. 1992. A Preliminary Study of Steam Drying of Silkworm Cocoons. Drying Technology. 10 (1): 251-260.

Bouton, R.E. and Harris, P.V. 1972. The Effect of Cooking Temperature and Time on Some Mechanical Properties of Meat. Journal of Food Science. 37: 140-144.

Li ,Y.B., Seyed-Yagoobi J., Moreira, R.G. and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated Steam Impingement Drying of Tortilla Chips. Drying Technology. 17 (1 &2): 191-213.

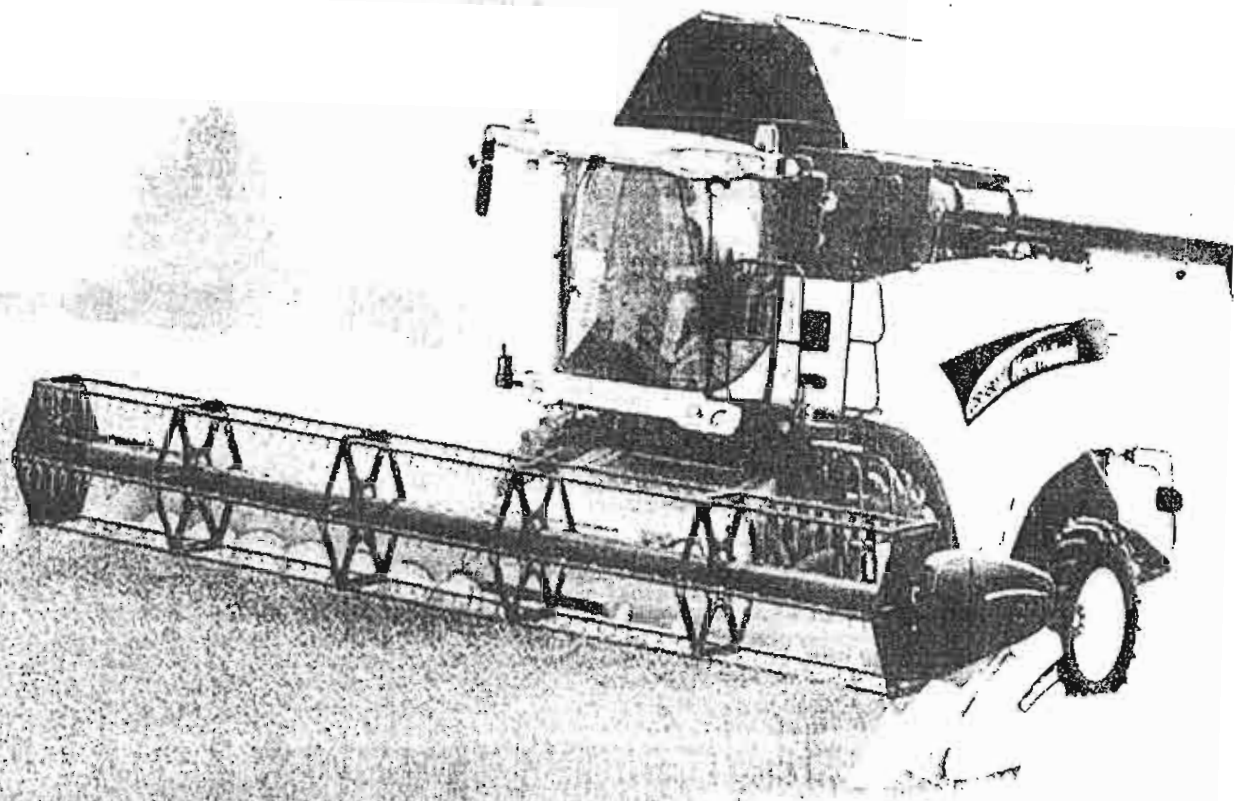
Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Jaisut D. 2002. Desorption Isotherms and Drying Characteristics of Shrimp in Superheated Steam and Hot Air. Drying Technology. 20 (3): 669-684.

Chua,J.K., Mujumdar, A.S., Chou, S.K., Hawlader, M.N.A. and Ho, J.C. 2000. Convective Drying of Banana, Guava and Potato Pieces : Effect of Cyclical Variations of Air Temperature on Drying kinetics and Color Change. Drying Technology. 18 (4&5): 907-936.

Posomboon, W. 1998. Processing Effect on Quality of Dried Shrimp. Master Thesis. Asian Institute of Technology, Bankok, Thailand.

วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การผลิตไอน้ำสำหรับอุตสาหกรรมครัวเรือนโดยใช้เตาเผาแบบตะกรับเฉื่อนเป็นแหล่งให้ความร้อน

จิรวัฒน์ กิติคุณ[1]* สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] อำไพศักดิ์ ทีบุญมา[3] และ ทรงชัย วิริยะอำไพวงศ์[4]

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ศึกษาการออกแบบ สร้างและทดสอบเตาเผาชีวมวลแบบตะกรับเลื่อน เพื่อเป็นแหล่งให้ความร้อนกับหม้อไอน้ำ สำหรับผลิตไอน้ำในระดับอุตสาหกรรมครัวเรือน กำลังการผลิตที่ออกแบบไว้คือ 20 kg/hr ที่ความดันสูงสุด 6 bar เชื้อเพลิงที่ใช้คือฟางข้าว โดยศึกษาถึงอิทธิพลของอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและอัตราการป้อนอากาศส่วนเกินที่มีผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิผลของหม้อไอน้ำ และมลพิษที่เกิดขึ้น

จากผลการทดลองพบว่า หม้อไอน้ำสามารถผลิตไอน้ำได้ตามเงื่อนไขของการออกแบบ อัตราการป้อนเชื้อเพลิงและอากาศส่วนเกินมีผลอย่างมากต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิผลหม้อไอน้ำ ส่วนปริมาณแก๊สพิษต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานอากาศเสียที่ระบายออกจากโรงงานอุตสาหกรรม

---

[1]นักศึกษาปริญญาโท [4]อาจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีพลังงาน
คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม อ.กันทรวิชัย จ. มหาสารคาม 44150
[2]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี จ. กรุงเทพ 10140
[3]อาจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยอุบลราชธานี อ.วารินชำราบ จ.อุบลราชธานี 34190
*ผู้รับผิดชอบบทความ โทร: 0-6579-7087; โทรสาร: 0-4375-4316; อีเมล์: chirawat_k@hotmail.com

PRODUCTION OF STEAM FOR DOMESTIC INDUSTRY USING TRAVELING GRATE COMBUSTOR AS HEAT SOURCE

Chirawat Kitikhun[1]*, Somchart Soponronnarit[2], Umphisak Teeboonma[3] and Songchai Wiriyaumpaiwong[4]

ABSTRACT

This research is to study design, construction and testing a biomass traveling grate combustor, an energy source, supplied to a boiler for production of steam in the domestic industry. Designed steam capacity is 20 kg/hr at the highest pressure of 6 bars. The studied fuel is straw rice. The effects of fuel feed rate and excess air on the combustor and boiler efficiency and emission were also investigated.

Experimental results showed that the boiler can be produced steam according to design condition. The fuel feed rate and excess air were more effected on the combustion efficiency and effectiveness of boiler. The toxic gases after combustion lie in the acceptable level of air emission from industrial plant.

KEYWORDS: Combustion, Traveling grate, Biomass, Boiler

---

[1]Student, [4]Lecturer, Department of Energy Technology,

Faculty of Engineering, Mahasarakham University, Kuntarawichai, Mahasarakham 44150

[2]Lecturer, School of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

[3]Lecturer, Faculty of Engineering, Ubonratchatani University, Warinchuorab, Ubonratchatani 34190

*Corresponding author. Tel.: 0-6579-7087; Fax: 0-4375-4316; E-mail address: chirawat_k@hotmail.com

บทนำ

ปัจจุบันปัญหาการขาดแคลนเชื้อเพลิงและความต้องการพลังงานในประเทศมีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้น ก่อให้เกิดปัญหาการสูญเสียเงินตราในการนำเข้าเชื้อเพลิงจากต่างประเทศ ดังนั้นการนำเอาทรัพยากรภายในประเทศมาผลิตใช้เป็นพลังงานทดแทนจึงเป็นทางเลือกหนึ่งที่น่าสนใจ ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมมีผลผลิตทางการเกษตรเป็นจำนวนมาก เช่น ข้าว น้ำตาล น้ำมันปาล์ม ยางพารา มันสำปะหลัง เป็นต้น ผลิตผลส่วนหนึ่งส่งออกไปต่างประเทศมีมูลค่าหลายพันล้านบาท อย่างไรก็ตามในการแปรรูปผลผลิตทางการเกษตรเหล่านี้ จะมีวัสดุเหลือใช้ออกมาจำนวนหนึ่งด้วยได้แก่ แกลบ ชานอ้อย ฟางข้าว กากปาล์ม กาบและกะลามะพร้าว เป็นต้น วัสดุเหลือใช้เหล่านี้เรียกว่า "ชีวมวล"

ชีวมวล เป็นแหล่งเก็บพลังงานจากธรรมชาติ สามารถนำมาผ่านกระบวนการเปลี่ยนรูปเป็นพลังงานได้ เพราะในขั้นตอนของการเจริญเติบโตนั้น พืชใช้คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำเพื่อเปลี่ยนพลังงานจากแสงอาทิตย์โดยผ่านกระบวนการสังเคราะห์แสงได้ออกมาเป็นแป้งและน้ำตาล แล้วกักเก็บไว้ตามส่วนต่างๆ ของพืช ดังนั้นเมื่อนำพืชมาใช้เป็นเชื้อเพลิงจะให้พลังงานออกมา แต่ชีวมวลจัดเป็นเชื้อเพลิงคุณภาพต่ำและเตาเผารวมทั้งหม้อไอน้ำที่ใช้ส่วนใหญ่มีประสิทธิภาพต่ำมาก ดังนั้นภาคอุตสาหกรรมจึงจำเป็นต้องมีการปรับปรุงกระบวนการผลิตพลังงาน และการหาพลังงานทดแทนอื่น ๆ มาใช้ทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล โดยออกแบบเตาเผาให้เหมาะสมกับการเผาไหม้และออกแบบหม้อไอน้ำให้มีประสิทธิภาพดีขึ้น

งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง เตาเผาชีวมวลแบบฟลูอิดไดซ์เบด ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน -20 – 60 % (สุวิทย์ เดีย, 2542) และที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 16 – 120 % (W. Permchart, 2004) นอกจากนี้ยังมีงานวิจัยเกี่ยวกับเตาเผาแกลบแบบไซโคลนที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน มากกว่า 200 % (สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, 2543) พบว่าอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มขึ้น

จากเหตุผลดังกล่าวข้างต้น งานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการใช้ประโยชน์จากเชื้อเพลิงชีวมวล โดยศึกษาการเผาไหม้ฟางข้าวในเตาเผาแบบตะกรับเลื่อนเพื่อผลิตไอน้ำ ตลอดจนวิเคราะห์มลพิษที่เกิดจากการเผาไหม้และประสิทธิภาพของเตาเผารวมไปจนถึงหม้อไอน้ำที่สร้างขึ้นด้วย

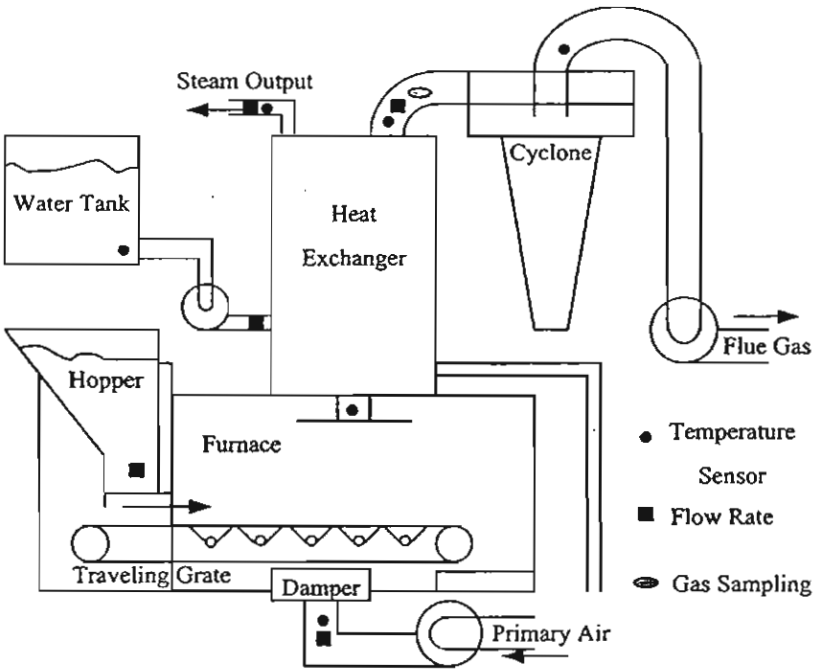
อุปกรณ์และวิธีการ

ขั้นตอนการออกแบบ

ในการออกแบบหม้อไอน้ำเชื้อเพลิงชีวมวล เริ่มจากการคำนวณหาความร้อนที่ต้องป้อนให้กับหม้อไอน้ำ จากนั้นหาอัตราการป้อนเชื้อเพลิง และคำนวณหาขนาดพื้นที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้วิธี Effectiveness-NTU Method ระบบโดยรวมประกอบด้วย 2 ส่วน คือ ส่วนเตาเผาและส่วนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ดังแสดงในภาพที่ 1 หม้อไอน้ำเชื้อเพลิงชีวมวลที่สร้างขึ้น ติดตั้งอุปกรณ์และตำแหน่งในการวัดตัวแปรต่าง ๆ ดังภาพที่ 1

วัสดุและอุปกรณ์

เตาเผา ประกอบด้วยห้องเผาไหม้ มีลักษณะเป็นรูปกล่องสี่เหลี่ยม กว้าง 60 cm ยาว 90 cm สูง 60 cm หุ้มด้วยฉนวน 3 ชั้น ชั้นในสุดเป็นอิฐทนไฟ ชั้นที่สองเป็นฉนวนกันความร้อน และ ชั้นนอกสุดเป็นแผ่นเหล็ก อัตราการป้อนเชื้อเหลิงเข้าห้องเผาไหม้สามารถปรับเปลี่ยนได้โดยการปรับความเร็วรอบและประตูกำหนดความสูงของกองเชื้อเพลิง



ภาพที่ 1 แผนภาพแสดงตำแหน่งและตัวแปรที่ทำการตรวจวัดของหม้อไอน้ำเชื้อเพลิงชีวมวล

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เป็นหม้อไอน้ำแบบท่อไฟ ชนิด 4 กลับ รูปทรงกระบอกตั้ง วางอยู่บนเตาเผาเพื่อรับไอเสียจากการเผาไหม้โดยตรง โดยมีพื้นที่ของการถ่ายเทความร้อน 2.66 m^2 เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 60 cm สูง 120 cm ประกอบด้วย ท่อไฟใหญ่อยู่ตรงกลางของตัวถังขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 cm ยาว 130 cm และท่อไฟเล็กอยู่ล้อมรอบท่อไฟใหญ่ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 3.8 cm ยาว 70 cm จำนวน 28 ท่อ โดยแบ่งกลุ่มการไหลออกเป็น 4 กลุ่ม ๆ ละ 7 ท่อ ไหลขึ้น-ลง 4 กลับ หม้อไอน้ำได้ออกแบบสำหรับความดันใช้งานโดยใช้ค่าตัวคูณความปลอดภัย 2 เท่า ของความดันใช้งาน พื้นที่ผิวรอบหม้อไอน้ำที่มีการหุ้มด้วยฉนวน

เครื่องมือวัด

เครื่องมือวัดประกอบด้วย เครื่องวัดอุณหภูมิ ใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องเก็บข้อมูล (Data Logger) ยี่ห้อ YOKOGAWA รุ่น MX 100 มีความแม่นยำ $\pm$ 1 ^{o}C และเครื่องวิเคราะห์ไอเสีย (Flue Gas Analyzer) ยี่ห้อ Testo รุ่น 350 XL ความแม่นยำ $\pm$ 10 ppm (O_2, CO_2 และ NO_x)

วิธีการทดลอง

การทดลองแบ่งออกเป็น 3 ส่วน คือ

1. การศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนเกินต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ ประสิทธิผลหม้อไอน้ำและปริมาณไอเสีย โดยอัตราการป้อนอากาศส่วนเกินที่ใช้อยู่ในช่วง 18-43 % ที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงคงที่ 14 kg/hr

2. การศึกษาอิทธิพลของอัตราการป้อนเชื้อเพลิงต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ ประสิทธิผลหม้อไอน้ำและปริมาณไอเสีย โดยอัตราการป้อนเชื้อเพลิงที่ใช้อยู่ในช่วง 12-16 kg/hr ที่อัตราการป้อนอากาศส่วนเกินคงที่ 87 kg/hr

3.การทดลองผลิตไอน้ำเพื่อใช้งานที่ความดันสูงสุด 6 bar ตามที่ออกแบบไว้

วิธีการทดลองเริ่มจากตรวจสอบ หรือ ตั้งสวิตช์ควบคุมความดันในการผลิตไอน้ำให้อยู่ในระดับที่ต้องการ เปิดสวิตช์ควบคุมโดยกดปุ่ม ON เพื่อให้ปั๊มน้ำทำงาน พร้อมตรวจสอบการทำงานของเครื่องควบคุมระดับน้ำ โดยปั๊มจะหยุดทำงานเมื่อระดับน้ำในหม้อไอน้ำถึงระดับสูงสุดที่ตั้งไว้และปั๊มจะทำงานอีกครั้งเมื่อระดับน้ำต่ำกว่าระดับที่กำหนด เปิดพัดลมป้อนอากาศส่วนเกินและพัดลมดูดไอเสียเพื่อให้เกิดความสมดุลในห้องเผาไหม้ภายในเตา เริ่มวัดอากาศส่วนเกินและไอเสียให้ได้ตามที่กำหนด และชั่งน้ำหนักเชื้อเพลิงที่ใช้ในการทดลอง พร้อมบันทึกเวลาในการเผาไหม้ โดยเชื้อเพลิงควรทำการสับเพื่อให้เป็นชิ้นเล็ก ๆ และ กระดาษชุบน้ำมันเบนซินในการจุดติดไฟครั้งแรก เมื่อเริ่มเดินเครื่องให้ ปิด Main Steam Valve เพื่อสะสมความดันในหม้อไอน้ำจนถึงความดันที่ต้องการใช้งาน แล้วค่อยเริ่มเปิด Main Steam Valve เพื่อเอาไอน้ำออกไปใช้งาน โดยรักษาอัตราการไหลไอน้ำให้คงที่ ขณะเดินเครื่องควรสังเกตระดับน้ำที่หลอดดูระดับน้ำตลอดเวลา รอให้ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว เริ่มวัดตัวแปรต่าง ๆ ที่ต้องการ เมื่อทำการทดสอบเสร็จ ให้หยุดป้อนเชื้อเพลิง ปิดปั๊มน้ำและพัดลมป้อนอากาศส่วนเกิน แล้วเปิดพัดลมดูดไอเสียเพื่อดูดแก๊สร้อนในเตาออกให้หมด แล้วจึงเปิด Main Steam Valve เต็มที่เพื่อปล่อยให้ความดันในหม้อไอน้ำลดลงจนหมดแล้วปล่อยน้ำที่เหลือออก ทำการทดลองซ้ำโดยเปลี่ยนอัตราการป้อนอากาศส่วนเกินและอัตราการป้อนเชื้อเพลิง บันทึกผลและวิเคราะห์ผลการทดลอง

การวิเคราะห์ผลการทดลอง

การวิเคราะห์ประสิทธิภาพของเตาเผาและระบบโดยรวม สามารถคำนวณหาได้ดังนี้

$$\eta_r = \frac{\dot{m}_a Cp(T_i - T_a)}{\dot{m}_f HHV} \times 100 \quad \text{.....(1)} \qquad \eta_b = \frac{\dot{m}_s (h_e - h_i)}{\dot{m}_f HHV} \times 100 \quad \text{.....(2)}$$

เมื่อ

η_r = ประสิทธิภาพของเตาเผา, %

η_b = ประสิทธิภาพของหม้อไอน้ำ, %

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลของอากาศ, kg/s

$\dot{m}_s$ = อัตราการไหลของไอน้ำ, kg/s

h_e = เอนทาลปีของไอน้ำที่ออกจากระบบ, kJ/kg

h_i = เอนทาลปีของน้ำที่เข้าสู่ระบบ, kJ/kg

Cp = ความจุความร้อนจำเพาะของอากาศ, kJ/kg. K

T_a = อุณหภูมิล้อมรอบ, K

T_i = อุณหภูมิไอเสียที่ได้จากการเผาไหม้, K

h_e = เอนทาลปีของไอน้ำที่ออกจากระบบ, kJ/kg

h_i = เอนทาลปีของน้ำที่เข้าสู่ระบบ, kJ/kg

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง, kg/s

HHV = ค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิง, kJ/kg

การวิเคราะห์ประสิทธิภาพการเผาไหม้ (โดยเครื่องวิเคราะห์ Testo 350 XL)

$$\eta = 100 - qA \quad , qA = K\frac{FT - AT}{[CO_2]} \quad \text{.....(3)}$$

เมื่อ qA = ความร้อนสูญเสีย

K = ค่าคูณตามชนิดเชื้อเพลิง

FT = อุณหภูมิของไอเสียที่ปล่อยทิ้ง

AT = อุณหภูมิของอากาศล้อมรอบ

การวิเคราะห์ประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}_{act}}{\dot{Q}_{max}} = \frac{\dot{m}Cp_h(T_{h,i} - T_{h,o})}{C_{min}(T_{h,i} - T_{c,i})} \qquad \text{_____ (4)}$$

เมื่อ

ε = ประสิทธิผลของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

$\dot{Q}_{act}$ = อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เครื่องทำได้จริง, kW

$\dot{Q}_{max}$ = อัตราการถ่ายเทความร้อนที่เครื่องทำได้สูงสุด, kW

$\dot{m}_h$ = อัตราการไหลของของไหลร้อน,kg/s

Cp_h =ความจุความร้อนจำเพาะของของไหลร้อน, kJ/kg. K

C_{min} = อัตราจุความร้อนที่น้อยที่สุด, kJ/s. K

$T_{h,i}$ = อุณหภูมิของของไหลร้อนที่ทางเข้า, K

$T_{h,o}$ = อุณหภูมิของของไหลร้อนที่ทางออก, K

$T_{c,i}$ = อุณหภูมิของของไหลเย็นที่ทางเข้า, K

ผลการทดลองและวิจารณ์

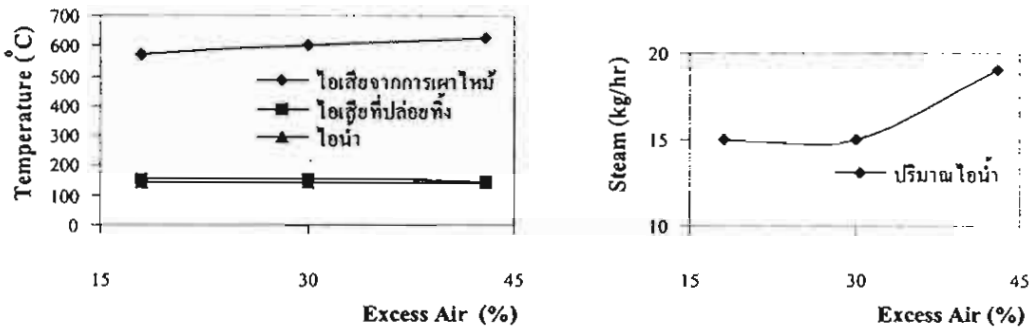
คุณสมบัติของเชื้อเพลิง

ตารางที่ 1 องค์ประกอบทางเคมีของฟางข้าว (% โดยน้ำหนัก)

องค์ประกอบ	ฟางข้าว
Carbon	40.16
Hydrogen	5.586
Oxigen	41.6
Nitrogen	0.565
Sulfer	0.069
ASH	11.24
LHV (kJ/kg)	15937
Moisture (% db)	9

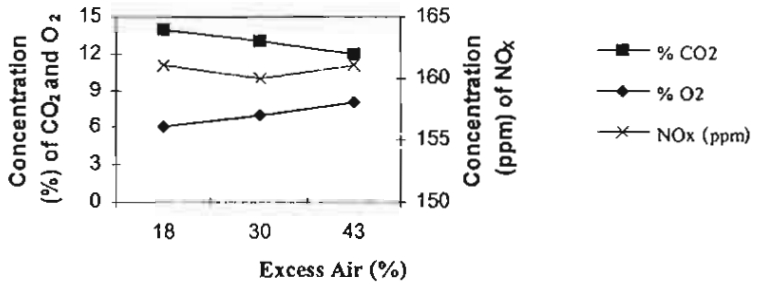
อิทธิพลของอากาศส่วนเกิน

ภาพที่ 2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของไอเสียจากการเผาไหม้ อุณหภูมิไอเสียที่ปล่อยทิ้ง อุณหภูมิของไอน้ำและปริมาณไอน้ำที่ได้ กับ ปริมาณอากาศส่วนเกิน จากการทดลองอุณหภูมิของไอเสียจากการเผาไหม้และปริมาณไอน้ำที่ผลิตได้ มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นจาก 574-628 °C และ 17-19 kg/hr ในขณะที่อุณหภูมิของไอเสียที่ปล่อยทิ้งออกจากระบบและอุณหภูมิของไอน้ำที่ผลิตได้ค่อนข้างคงที่ที่ 147 และ 140 °C เมื่อปริมาณอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้นจาก 18-43 % แสดงว่าปริมาณไอน้ำที่ผลิตได้และอุณหภูมิของไอเสียจากการเผาไหม้เพิ่มขึ้นตามปริมาณอากาศส่วนเกิน ซึ่งผลที่ได้จากการทดลองสอดคล้องกับงานวิจัยของ W.Permchart, 2004 เนื่องจากปริมาณอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้น การเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น อุณหภูมิของไอเสียจากการเผาไหม้ก็เพิ่มขึ้น



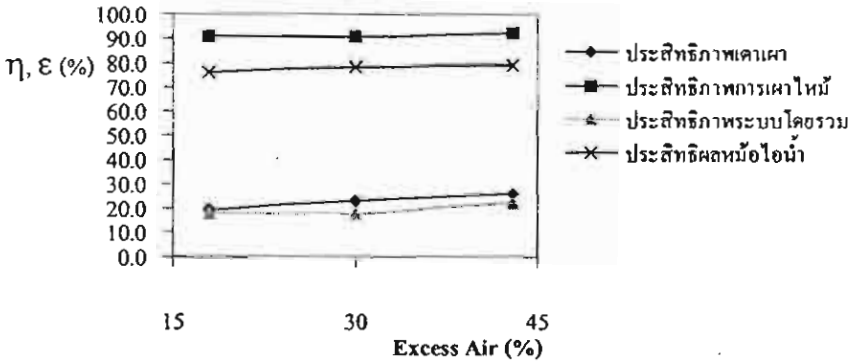
ภาพที่ 2 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิต่าง ๆ และ ปริมาณไอน้ำ กับอัตราการป้อนอากาศส่วนเกิน

ภาพที่ 3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊ส CO_2, O_2 และ NO_x กับปริมาณอากาศส่วนเกิน จากผลการทดลองพบว่าปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น ปริมาณแก๊ส CO_2 ลดลงเล็กน้อย แก๊ส O_2 เพิ่มขึ้นเล็กน้อย และแก๊ส NO_x ค่อนข้างคงที่ แสดงว่าถึงแม้ปฏิกิริยาการเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น แต่ปริมาณแก๊ส CO_2 ลดลง และปริมาณแก๊ส O_2 ก็เพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากอากาศส่วนเกินไปเจือจางความเข้มข้นของ CO_2 ให้ลดลงเล็กน้อยและเพิ่มความเข้มข้น O_2 ให้เพิ่มขึ้นเล็กน้อยเช่นกัน สำหรับปริมาณแก๊ส NO_x ซึ่งเป็นแก๊สพิษอยู่ในช่วง 160-161 ppm ซึ่งต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานอากาศเสียที่ระบายออกจากโรงงานอุตสาหกรรม



ภาพที่ 3 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊สต่าง ๆ กับอัตราการป้อนอากาศส่วนเกิน

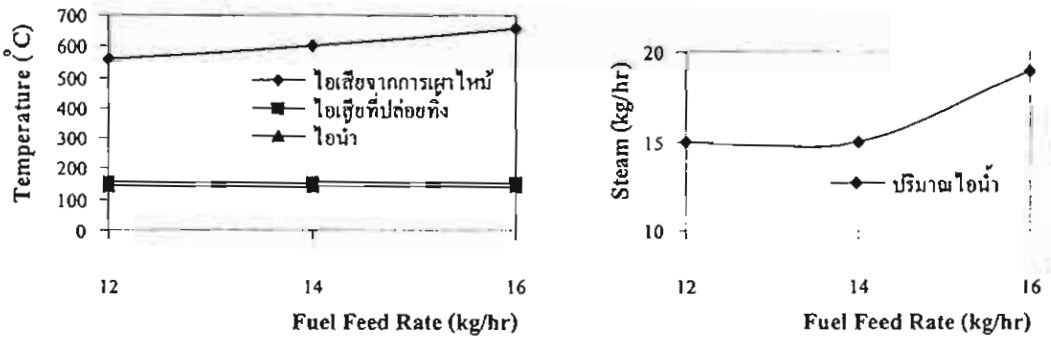
ภาพที่ 4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเตาเผาและประสิทธิผลหม้อไอน้ำ กับอากาศส่วนเกิน จากภาพที่ 4 แสดงให้เห็นว่า ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิผลหม้อไอน้ำ อยู่ในเกณฑ์ค่อนข้างสูง คือ ประมาณ 90 และ 80 % ตามลำดับ เมื่อปริมาณอากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้นทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้เพิ่มขึ้น เนื่องจากอุณหภูมิของไอเสียจากการเผาไหม้เพิ่มขึ้น ความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างไอเสียเข้าและออกจากหม้อไอน้ำเพิ่มขึ้น อัตราการไหลของไอเสียเพิ่มขึ้น ความปั่นป่วนของไอเสียร้อนก็เพิ่มขึ้น สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเพิ่มขึ้น ทำให้ประสิทธิผลหม้อไอน้ำเพิ่มขึ้น นอกจากนี้ประสิทธิภาพเตาเผาและระบบโดยรวมก็เพิ่มขึ้นตามอากาศส่วนเกิน เนื่องจากอากาศส่วนเกินทำให้คาร์บอนในเชื้อเพลิงถูกเผาไหม้จนเกือบทั้งหมด



ภาพที่ 4 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพต่าง ๆ กับอัตราการป้อนอากาศส่วนเกิน

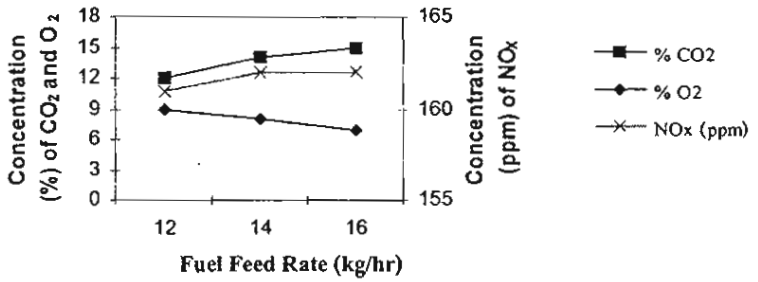
อิทธิพลของอัตราการป้อนเชื้อเพลิง

จากภาพที่ 5 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของไอเสียจากการเผาไหม้ อุณหภูมิของไอเสียที่ปล่อยทิ้งและอุณหภูมิไอน้ำกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง พบว่า อุณหภูมิไอเสียจากการเผาไหม้เพิ่มขึ้นจาก 557-657 °C และปริมาณไอน้ำที่ผลิตได้ เพิ่มขึ้นจาก 15-18 kg/hr เมื่ออัตราการป้อนเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นจาก 12-16 kg/hr ในขณะที่อุณหภูมิไอเสียที่ปล่อยทิ้งจากระบบและอุณหภูมิไอน้ำที่ผลิตได้ค่อนข้างคงที่ จะเห็นได้ชัดเจนว่า ปริมาณไอน้ำที่ผลิตได้และอุณหภูมิไอเสียจากการเผาไหม้ แปรผันโดยตรงกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง อัตราการป้อนเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น ปริมาณความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ก็เพิ่มมากขึ้นด้วยเช่นกัน



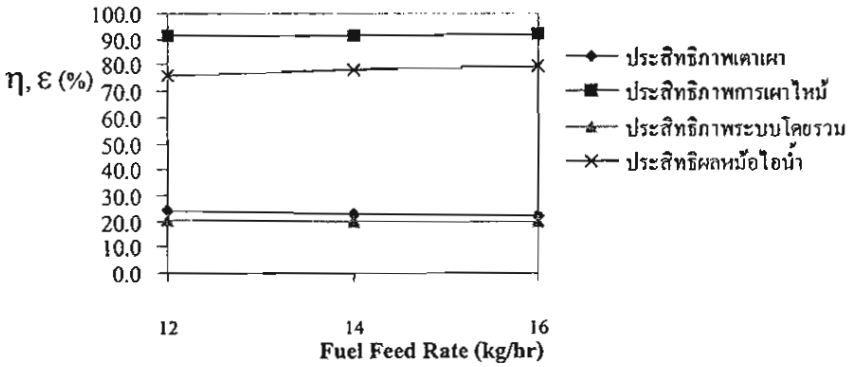
ภาพที่ 5 ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิต่าง ๆ และ ปริมาณไอน้ำ กับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง

เมื่ออัตราการป้อนเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น ความต้องการ O_2 ในการเผาไหม้มากขึ้น ทำให้แก๊ส O_2 ลดลงเล็กน้อย ในทางตรงข้ามปริมาณแก๊ส CO_2 เพิ่มขึ้นเล็กน้อย เนื่องจากปฏิกิริยาการเผาไหม้สมบูรณ์มากยิ่งขึ้นนั่นเอง ส่วนปริมาณแก๊ส NO_x อยู่ในเกณฑ์ที่ต่ำกว่ามาตรฐานอากาศเสียที่ระบายออกจากโรงงานอุตสาหกรรม ดังแสดงในภาพที่ 6



ภาพที่ 6 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณแก๊สต่าง ๆ กับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง

สำหรับประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิผลหม้อไอน้ำมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเมื่ออัตราการป้อนเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเผาไหม้ที่สมบูรณ์มากยิ่งขึ้น แต่ประสิทธิภาพของเตาเผาและระบบโดยรวมมีแนวโน้มลดลงเล็กน้อย เพราะอัตราการดูดความร้อนของไอเสียจากการเผาไหม้ช้ากว่าอัตราการคายความร้อนของเชื้อเพลิง ดังแสดงในภาพที่ 7



ภาพที่ 7 ความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพต่าง ๆ กับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง

การผลิตไอน้ำที่ความดันสูง

จากการออกแบบหม้อไอน้ำเชื้อเพลิงชีวมวลในเบื้องต้นนั้น ได้ทำการออกแบบให้สามารถผลิตไอน้ำได้ในอัตรา 20 kg/hr ที่ความดัน 6 bar ดังนั้นในการทดลองนี้จึงทดลองที่ความดันไอน้ำ 6 bar เพื่อเปรียบเทียบอัตราการผลิตไอน้ำระหว่างการออกแบบและการทดลองจริง

จากการทดลองพบว่าหม้อไอน้ำเชื้อเพลิงฟางข้าวที่สร้างขึ้นสามารถผลิตไอน้ำได้จริงในอัตรา 28 kg/hr ที่ความดัน 6 bar ประสิทธิภาพระบบโดยรวม 44.1 % ประสิทธิผลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 78.2 % อัตราการผลิตไอน้ำที่ได้มากกว่าที่ออกแบบไว้ เป็นผลมาจากพื้นที่ท่อไฟของหม้อไอน้ำที่สร้างไว้มีพื้นที่มากกว่าที่ได้ออกแบบนั่นเอง (เนื่องมาจากข้อจำกัดในการใช้อุปกรณ์ที่มีเฉพาะในท้องตลาด)

สรุป

จากผลการศึกษาสมรรถนะของหม้อไอน้ำเชื้อเพลิงชีวมวล โดยการทดลองในสภาวะที่กำหนด เชื้อเพลิงที่นำมาใช้ในงานวิจัยนี้คือ ฟางข้าว เชื้อเพลิงถูกนำมาตัดมีขนาดยาว 2-4 cm ผลการวิจัยสามารถสรุปได้ว่า ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิผลหม้อไอน้ำแปรผันโดยตรงกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและปริมาณอากาศส่วนเกิน แต่ประสิทธิภาพของเตาเผาและประสิทธิภาพของระบบโดยรวมอาจจะเพิ่มขึ้นหรือลดลงขึ้นอยู่กับอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและปริมาณอากาศส่วนเกินที่เหมาะสม

ข้อเสนอแนะ คือ การหาจุดที่เหมาะสมระหว่างอัตราการป้อนเชื้อเพลิงและอากาศส่วนเกินที่ให้ประสิทธิภาพของระบบโดยรวมและของเตาเผาสูงสุด อยู่ในระหว่างการศึกษาต่อไป

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณคณะวิชาวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม ที่สนับสนุนเงินอุดหนุนงานวิจัยในครั้งนี้

เอกสารอ้างอิง

วินัย ศรีอำพร. 2539. กลศาสตร์ของไหล. ภาควิชาวิศวกรรมโยธา คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้า พระนครเหนือ, กรุงเทพ

สุวิทย์ เคีย. 2542. การเผาไหม้ชีวมวลในเตาเผาฟลูอิดไดซ์เบด, บทความทางวิชาการ.วารสารวิจัยและพัฒนา 22 (2): 47-63.

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์. 2543. เตาเผาแกลบแบบไซโคลนสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก. บทความทางวิชาการ. วารสารราชบัณฑิตยสถาน 26 (2) : 68-80.

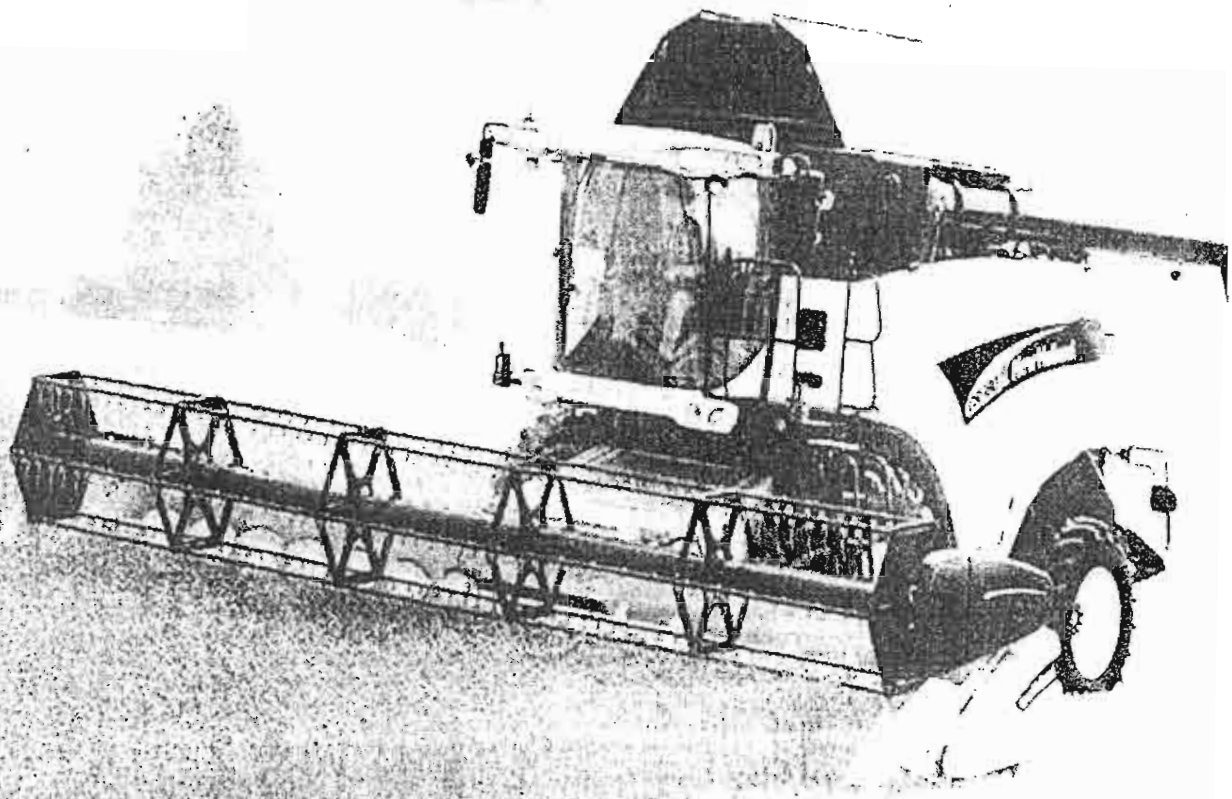
American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineering, 1993,ASHRAE Handbook 1993: Fundamentals, Atlanta, ASHRAE, Inc.

Holman, J.P. 1997. "Heat transfer-8th," McGraw-Hill, New York.

W. Permchart. 2004. "Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized-bed combustor firing various biomass fuels" Journal of bioresource technology 92 (2004) : 83-91.

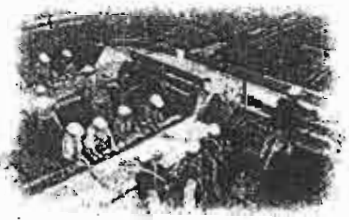
วิศวกรรมเกษตรนำไทยสู่ครัวโลก

Toward Kitchen of the World by Agricultural Engineering









การประชุมวิชาการครั้งที่ 6 ประจำปี 2548

สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

30-31 มีนาคม 2548 คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19
19–21 ตุลาคม 2548 จังหวัดภูเก็ต

เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น : Part I อิทธิพลของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้

A SHORT COMBUSTION CHAMBER FLUIDIZED-BED COMBUSTOR: PART I. EFFECTS OF PRIMARY AIR ON COMBUSTOR PERFORMANCE

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1] พีระวัตร์ ทองนอก[2] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[3] ธวัชชัย วงศ์ช่าง[4] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[5]
[1,3] อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 หรือ 09-8160456 E-mail: thanid_m@yahoo.com[1]
[2]นักศึกษา ป. โท [5]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400 โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[4]
[4]อาจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีเครื่องต้นกำลัง วิทยาลัยเทคโนโลยีอุตสาหกรรม สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ1518 ถ.พิบูลสงคราม แขวงบางซื่อ เขตบางซื่อ กรุงเทพมหานคร 10800 โทร 02-9132500 Email:Twongchang@yahoo.com

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[3]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Peerawat Thongnork[2], Somchart Soponronnarit[5]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140
Tawatchai Wongchang[4]
College of Industrial Technology, King mongkut's Institute of technology North Bangkok
1518 Pibulsongkram Road, Khet Bang Sue, Bangkok 10800

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นและศึกษาถึงอิทธิพลของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่นที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ดังนี้คือประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ภาระความร้อนของเตาเผาไหม้ และแก๊สมลพิษ โดยการศึกษานี้ได้ใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงในการทดลอง ซึ่งพบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้โดยทั่วไปมีค่าสูงกว่า 98.0% และค่าภาระความร้อนของเตาได้สูงสุด 0.73 MWm^{-3} ในขณะที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้มีค่าระหว่าง 73%–82% จากการทดลองพบว่าความเร็วของอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่นส่งผลเล็กน้อยต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ยกเว้นกรณีที่ใช้ความเร็วอากาศสูงมาก ทั้งวงแหวนวอร์เทคที่ติดตั้งและการจ่ายอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนในแนวสัมผัสทำให้เกิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์มีส่วนในการทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูง สำหรับองค์ประกอบแก๊สมลพิษที่ทางออกที่วัดได้เมื่อคิดเทียบเท่าปริมาณ O_2 ที่ 6% มีดังนี้คือ ปริมาณแก๊ส CO มีค่าระหว่าง 100–460 ppm และ NO_X มีค่าระหว่าง 240–350 ppm

คำสำคัญ: ฟลูอิไดเซชั่น/วงแหวนวอร์เทค/ห้องเผาไหม้สั้น

Abstract

This study sought to develop a short chamber fluidized-bed combustor and investigate the effects of fluidizing air (primary air) velocity on its performance in terms of thermal and combustion efficiency, volumetric combustion intensity, and pollutant emissions. Rice husk was used as bio-fuel for the study. Combustion efficiencies mostly > 98% and a maximum volumetric combustion intensity of 0.73 MWm^{-3} could be achieved, while thermal efficiencies were 73-82%. In general, fluidizing velocity seems to affect combustion efficiency slightly, except at substantially high velocity. The vortex ring provided and the centrifugal force field generated by tangential injection of lower secondary air appeared responsible for the high combustion efficiency. CO and NO_X emissions (based on 6% O_2) at the exit varied between 100-460 ppm and 240-350 ppm, respectively.

Keywords: Fluidization/Short combustion chamber/Vortex ring

1. บทนำ

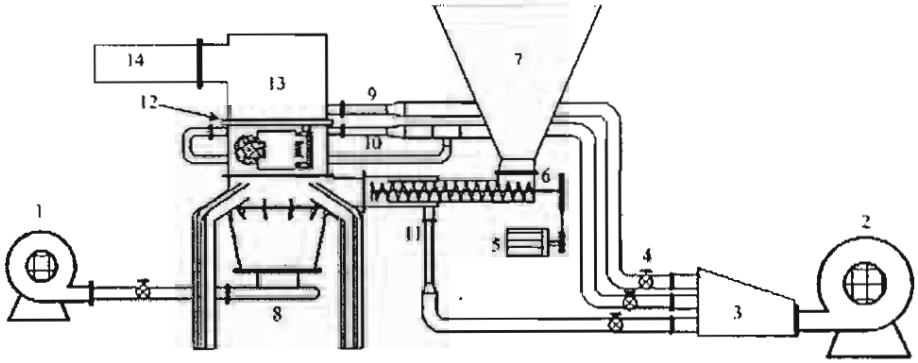
ปัจจุบันความต้องการใช้พลังงานความร้อนในภาคอุตสาหกรรมต่าง ๆ เพิ่มสูงขึ้นเนื่องจากต้องผลิตสินค้าอุปโภคบริโภคให้เพียงพอต่อความต้องการของประชากรที่มีจำนวนเพิ่มมากขึ้นทุกวันซึ่งพลังงานความร้อนส่วนใหญ่ที่ใช้นั้นเป็นพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิงฟอสซิลจำพวกน้ำมันหรือถ่านหิน โดยเฉพาะอย่างยิ่งน้ำมันซึ่งมีราคาสูงและต้องนำเข้ามาจากต่างประเทศอีกทั้งยังเป็นการเพิ่มปริมาณมลพิษในอากาศของโลกจึงได้มีผู้ประกอบการหลายรายได้นำเตาเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลมาใช้เป็นพลังงานความร้อนเพื่อทดแทนพลังงานความร้อนจากเชื้อเพลิงฟอสซิลซึ่งทำให้สามารถลดต้นทุนการผลิตลงได้ โดยเตาเผาไหม้ชีวมวลที่ใช้อยู่ในปัจจุบันได้แก่ เตาเผาไหม้แบบไซโคลนและเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด โดยเตาเผาไหม้แบบไซโคลนมีข้อดีคือสามารถดักเถ้าไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สเผาไหม้แต่ข้อเสียคือจะมีค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าภาระความร้อนต่ำซึ่งได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [1, 2, 3] เป็นต้น เมื่อพิจารณาถึงเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดซึ่งใช้หลักการเกิดฟลูอิไดเซชั่นในขณะทำการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้ส่งผลให้การกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้ทั่วตลอดทั้งความสูงของเตาและมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูง เมื่อนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลจำพวกแกลบและขี้เลื่อย [4, 5, 6] ซึ่งเป็นอนุภาคที่มีน้ำหนักเบาทำให้ยากต่อการเกิดฟลูอิไดเซชันจึงจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อย เช่น ทรายซิลิกา อลูมินา ลงในเบด [4, 7] ในอัตราส่วนที่เหมาะสม แต่ผลที่ตามมาคือทำให้ความดันตกคร่อมภายในเตาเผาไหม้มีค่าสูงซึ่งจำเป็นต้องใช้พัดลมที่มีขนาดใหญ่ และในการออกแบบเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดต้องออกแบบให้เตาเผาไหม้มีความสูงพอที่จะทำให้อนุภาคภายในไม่หลุดออกนอกเตา ส่งผลให้ค่าสัดส่วนความสูงของเส้นผ่านศูนย์กลาง (H/D) ของเตาเผาไหม้ลักษณะนี้มีค่ามาก (ประมาณ 13) จึงได้มีการพัฒนาให้มีการฉีดอากาศเข้าบริเวณ free board เพื่อดักอนุภาคของเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สเผาไหม้ซึ่งทำให้สามารถลดความสูงของเตาเผาไหม้ลงได้ [8 ,9, 10] ซึ่งคล้ายกับ U.S. Patent no. 4,867,079 [19] นอกจากนี้ยังได้มีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของแก๊สและอนุภาคที่มีการไหลแบบวอร์เทค [11] ซึ่งพบว่าการจ่ายอากาศในแนวสัมผัสกับผนังเตาจะมีทิศทางการไหลลงด้านล่างเตา ดังนั้นเมื่อเมื่อมีการฉีดอากาศเข้าบริเวณ free board ก็จะทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคภายในเตาส่งผลถึงระยะเวลาในการเผาไหม้ภายในเตานานขึ้น แต่อย่างไรก็ตามถ้านำจุดเด่นของเตาเผาไหม้ทั้งสองแบบมารวมกันจะทำให้มีค่าภาระความร้อน (MWm^{-3}) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง แต่ในขณะเดียวกันมีค่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางต่ำซึ่งสามารถลดค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างและติดตั้งได้ โดยเมื่อนำจุดเด่นของเตาทั้งสองมารวมกันจะได้เป็นเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดขึ้นมา [12] ซึ่งจากการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลอง พบว่าสามารถรวมคุณลักษณะเด่นของการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดและแบบวอร์เทคเข้าไว้ด้วยกันได้โดยมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคเพื่อช่วยเร่งความเร็วของอากาศบริเวณเหนือวงแหวนซึ่งช่วยในการดักอนุภาคที่ยังมีขนาดใหญ่ให้ตกลงกลับไปในห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนได้ ต่อมาจึงมีการสร้างเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบโดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบดขึ้น [13, 14, 15, 16] โดยพบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าสูงประมาณ 90%-97% และมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงในช่วง 98.0%-99.5% ในขณะที่มีค่า H/D เพียง 2.75 นอกจากนี้ยังพบว่าจะต้องมีการติดตั้งใบกวนภายในเบดเพื่อขจัดปัญหาการเกาะตัวกันของแกลบขณะทำการเผาไหม้เพราะการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลจะมีลิกนินออกมายึดเกาะอนุภาคของเชื้อเพลิง [17] ซึ่งจะส่งผลให้เกิดการสูญเสียสภาพการเผาไหม้แบบฟลูอิไดเซชั่น

จากข้อดีของการจ่ายอากาศในลักษณะที่ก่อให้เกิดการหมุนวนและการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคที่ใช้กับเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดที่สามารถดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดได้ จึงจะนำข้อดีดังกล่าวมาใช้ โดยได้ทำการสร้างเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นขนาดพิกัดความร้อน 250 kW โดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงและไม่ใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงในเบดซึ่งเตาเผาไหม้ที่สร้างขึ้นนี้มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm (ผนังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 130 mm) และมีสัดส่วน H/D เท่ากับ 3.46 นอกจากนี้ยังมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของวงแหวนเท่ากับ 300 mm.ที่ระดับความสูง 4.52R ไว้สำหรับดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีด้วยกันสามส่วนดังนี้ คือ อากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่น อากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือ ระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค(4.64R) ซึ่งจ่ายในลักษณะสัมผัสกับผนังเตาเผาไหม้และระดับใต้วงแหวนวอร์เทค (4.12R) ที่จ่ายในลักษณะทำมุมกับเส้นสัมผัสผนังเตาที่ 65 องศาจำนวน 4 ท่อซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm สำหรับอากาศส่วนที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อป้องกันการลุกลามของไฟที่จะเข้าไปยังถังพักป้อนแกลบ นอกจากนี้ยังติดตั้งใบกวนเพื่อทำลายการเกาะตัวกันของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบด สำหรับวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้จะเป็นพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นและทดลองเพื่อศึกษาถึงอิทธิพลของอากาศส่วนที่หนึ่งที่ส่งผลต่อสมรรถนะของเตา ซึ่งดัชนีชี้วัดสมรรถนะที่ศึกษาคือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระทางความร้อนต่อปริมาตรของเตาเผาไหม้ ปริมาณแก๊สมลพิษ (CO, NO_x) ที่ทางออกของเตาเผาไหม้

2. อุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลอง

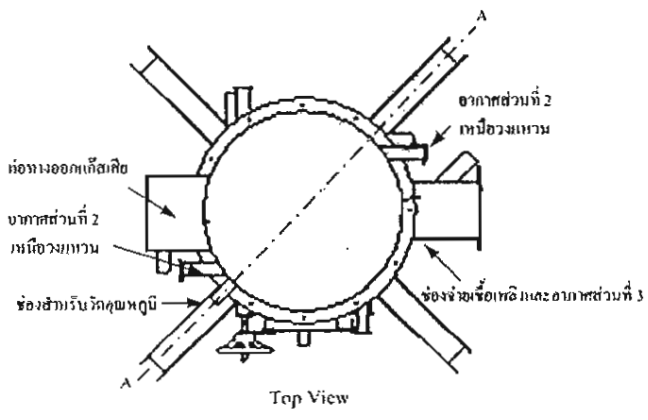
ในการทดลองเพื่อศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่หนึ่งที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งมีลักษณะของเตาเผาไหม้และสำหรับอุปกรณ์ที่ใช้ในระบบของเตาเผาไหม้ดังรูปที่ 1 สำหรับตำแหน่งการจ่ายอากาศและจุดวัดค่าต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 2 โดยลักษณะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่ทำการ

ทดลองนั้นจะมีการป้อนเชื้อเพลิงแกลบด้วยสกรูป้อนด้วยอัตรา 66 kg/h (220 $kgm^{-3}h^{-1}$) บริเวณเหนือเบดที่ระดับความสูง 2.4R ผนังภายในของเตาได้ก่อไว้ด้วยอิฐและซีเมนต์ทนไฟหนา 130 mm นอกจากนี้ยังติดตั้งใบกวนภายในเบดไว้สำหรับทำลายการเกาะตัวของแกลบซึ่งเป็นเชื้อเพลิงในขณะเผาไหม้ สำหรับการทดลองและเก็บข้อมูลในงานวิจัยนี้นั้นจะใช้เครื่องวัดความเร็วลมชนิดใบพัด (Vane type anemometer) มีค่าความละเอียด ± 3 % ของค่าที่อ่านได้ ในการวัดอัตราการไหลของอากาศที่เข้าสู่เตาเผาไหม้ในส่วนต่าง ๆ และใช้เทอร์โมคัปเปิลประเภท K ในการวัดอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้ซึ่งทำการวัดจำนวน 5 ตำแหน่งคือ 2.4R 3.7R 5.3R 6.3R และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ สำหรับในการวัดแก๊สเผาไหม้จะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบแก๊สเสีย (Gas Analyzer) Testo 350 XL ซึ่งทำการวัดที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้และในการหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นจะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 เพื่อหาปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้า สำหรับการทดลองเพื่อศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดจะใช้เงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 1

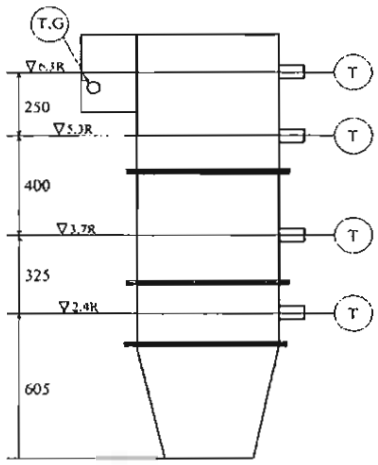


รูปที่ 1 แสดงอุปกรณ์และการติดตั้งในการทดลองของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด

1 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 1
2 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 2 และ 3
3 = กล่องลม
4 = วาล์วควบคุมปริมาณอากาศ
5 = มอเตอร์ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง
6 = สกรูป้อนเชื้อเพลิง
7 = ถังพักป้อนแกลบ
8 = อากาศส่วนที่ 1 ส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิไดเซชัน
9 = อากาศส่วนที่ 2 เหนือวงแหวนวอร์เทค
10 = อากาศส่วนที่ 2 ใต้วงแหวนวอร์เทค
11 = อากาศส่วนที่ 3 ส่วนที่จ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิง
12 = วงแหวนวอร์เทค
13 = เตาเผาไหม้
14 = ท่อทางออกเตาเผาไหม้



(a) แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ



(b) แสดงตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

รูปที่ 2 แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองของการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่หนึ่งต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้

Testing Conditions		Run Number			
		1	2	3	4
Primary air (Fluidizing air: m_1)	Velocity (m/s)	0.5	0.8	0.9	1.2
	Mass fraction	0.28	0.40	0.42	0.50
Upper secondary air (Tangential air: $m_{2,up}$)	Velocity (m/s)	8	8	8	8
	Mass fraction	0.14	0.11	0.11	0.10
Lower secondary air (Imaginary circle air: $m_{2,low}$)	Velocity (m/s)	15	15	15	15
	Mass fraction	0.26	0.22	0.21	0.18
Tertiary air (Fire back protection air: m_3)	Velocity (m/s)	16	16	16	16
	Mass fraction	0.27	0.23	0.22	0.19
Stirring blade cooling air (m_4)	Mass fraction	0.05	0.04	0.04	0.04
Specific rice husk feed rate (SFR: $kgm^{-3}h^{-1}$)		220	220	220	220
Excess air (%)		61	88	112	140

โดยขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับปริมาณอากาศตามเงื่อนไขหลังจากนั้นทำการจุดเตาเผาไหม้แล้วทำการป้อนแกลบด้วยอัตราการป้อนประมาณ 33 kg/h เพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ 600 - 700°C แล้วจึงเพิ่มอัตราการป้อนเป็น 66 kg/h (SFR 220 $kgm^{-3}h^{-1}$) ซึ่งในช่วงเวลานี้จะบันทึกการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่าง ๆ โดยหลังจากสภาวะการทดลองเข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60 - 80 นาที แล้วจึงเก็บค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้ที่ตำแหน่งต่าง ๆ ดังรูปที่ 2b ปริมาณเถ้าที่ดักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที) ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาเผาไหม้ โดยข้อมูลที่บันทึกไว้จะนำไปคำนวณดัชนีชี้วัดสมรรถนะของเตาเผาไหม้ต่าง ๆ ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) [1]

โดยคำนวณประสิทธิภาพเชิงความร้อนจาก

$$\eta_{th} = \left[\frac{\left(\dot{m}_g T_g C_{p,g}\right) - \left(\dot{m}_a T_{amb} C_{p,amb}\right)}{\dot{m}_f E_F} \right] \qquad (1)$$

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้ (kg/s)

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง (kg/s)

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ทางออกซึ่งเท่ากับอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตารวมกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง โดยที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต้องหักเถ้าออก 14 %โดยน้ำหนักซึ่งประมาณเท่ากับ $\dot{m}_a + (\dot{m}_f \times (1 - 0.14))$

T_g = อุณหภูมิอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (K)

T_{amb} = อุณหภูมิอากาศแวดล้อม (K)

$C_{p,g}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (kJ/kg.K)

$C_{p,amb}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศแวดล้อม (kJ/kg.K)

E_F = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง (kJ/kg) = 14.98 MJ/kg

2. ประสิทธิภาพในการเผาไหม้(η_c) [6]

$$\eta_C = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100\% \qquad (2)$$

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ MJ/kg

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า

E_u = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนมอนออกไซด์ในแก๊สเสีย

3. ภาระความร้อนของเตาเผาไหม้ (MWm^{-3}) [13]

$$\text{ภาระทางความร้อน} = (\dot{m}_f \times E_r \times \eta_b)/\text{Combustor Volume} \quad (3)$$

3. ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

การทดลองเพื่อศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่นที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ ซึ่งทำการทดลองทั้งหมดจำนวน 4 เงื่อนไข โดยพิจารณาผลการทดลองจากอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้ นอกจากนี้ยังพิจารณาถึงแก๊สมลพิษที่ท่อทางออกของเตาเผาไหม้ในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง โดยจากการทดลองสามารถสังเกตที่ช่องมองซึ่งพบว่าที่ทุกความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่งที่ทำการทดลองนั้นสามารถก่อให้เกิดบซึ่งเป็นเชื้อเพลิงนั้นเกิดพฤติกรรมการไหลและเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดได้โดยไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบดสำหรับผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังนี้

3.1 อุณหภูมิแก๊สที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้

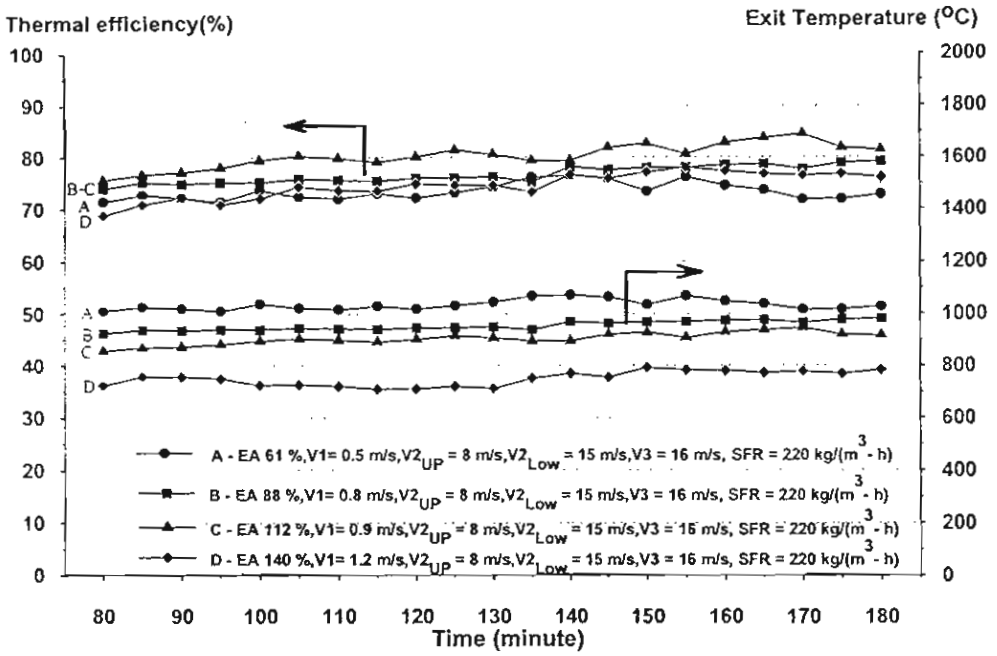
จากรูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิทางออกของแก๊สและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้กับเวลาที่เงื่อนไขการจ่ายอากาศส่วนที่หนึ่ง (อากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่น) ที่ความเร็ว 0.5 0.8 0.9 และ 1.2 m/s ในขณะที่ปริมาณอากาศส่วนอื่นจะกำหนดให้คงที่ซึ่งสามารถคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินได้ 61% 88% 112% และ140% ตามลำดับ จากการทดลองพบว่าอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกมีค่าในช่วง 749 – 1033°C ซึ่งสามารถคิดเป็นค่า η_{th} ได้ในช่วง 73.4% – 82.1% และคิดเป็นค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ระหว่าง 0.65 – 0.72 MWm^{-3}

3.2 อุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้

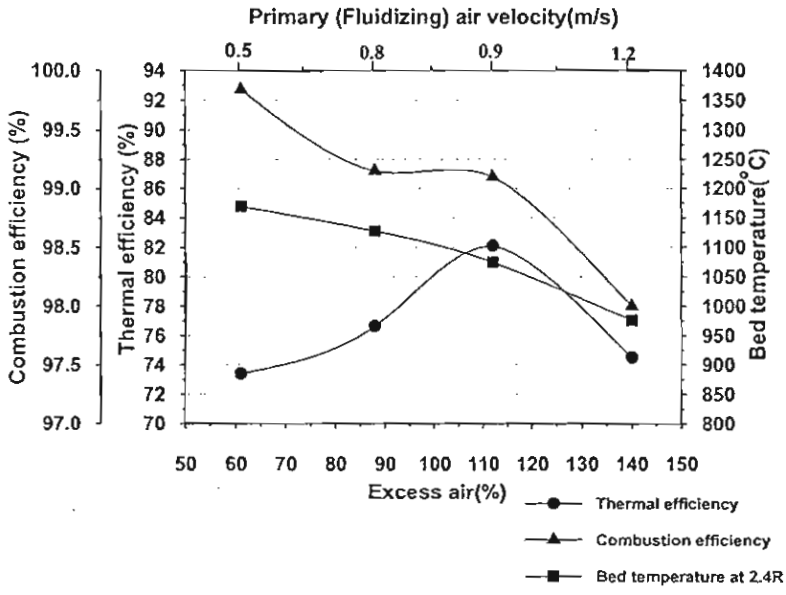
จากรูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้เมื่อปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่ง โดยพบว่าการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยประสิทธิภาพการเผาไหม้จะมีค่าใกล้เคียงกันโดยจะมีค่าอยู่ในช่วง 99.00% - 99.80% เนื่องจากความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่งในช่วง 0.5 - 0.9 m/s ทำให้เกิดการกระจายตัวของเชื้อเพลิงภายในห้องเผาไหม้ทั่วถึงตลอดทั้งหน้าตัดเตา (จากการสังเกตผ่านช่องมอง) ส่งผลให้ออกซิเจนจึงแพร่เข้าทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้เต็มที่ เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพเชิงความร้อนเปรียบเทียบกับประสิทธิภาพการเผาไหม้พบว่ามีความต่างกันอยู่ประมาณ 25% (ที่เงื่อนไขอากาศส่วนเกิน 61%) ซึ่งคาดว่าเป็นผลมาจากความร้อนสูญเสียที่เกิดขึ้นผ่านผนังเตาโดยในการทดลองในช่วงอากาศส่วนเกินที่ 61%-140% พบว่าอุณหภูมิเบด (ที่ระดับ 2.4R) นั้นมีค่าลดลงตามความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่งที่เพิ่มขึ้นทำให้การสูญเสียความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ถ่ายเทผ่านผนังเตาน้อยลง โดยเงื่อนไขอากาศส่วนเกินที่ 61% มีอุณหภูมิในเบดสูงสุดเท่ากับ 1,169°C ส่งผลให้ความร้อนที่ถ่ายเทจากแก๊สร้อนไปที่ผนังเตาโดยการแผ่รังสีมีมากขึ้น ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจึงมีค่าต่ำซึ่งเท่ากับ 73.4% และเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินเป็น 88% และ112% อุณหภูมิภายในเบด (ที่ระดับ 2.4 R) จึงลดลงเหลือ 1,127 °C และ1,074 °C ส่งผลให้ความร้อนที่สูญเสียให้กับอากาศแวดล้อมน้อยลง ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจึงเพิ่มขึ้นซึ่งเท่ากับ 76.62% และ 82.09% ตามลำดับ แต่ถ้าปรับความเร็วของอากาศส่วนที่ หนึ่งเป็น 1.2 m/s (อากาศส่วนเกิน 140%) พบว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าลดลง เนื่องจากความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งมีค่าสูงเกินไปทำให้อนุภาคเชื้อเพลิงที่เผาไหม้ไม่หมดหลุดออกนอกเตาหรือระยะเวลาเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้น้อยลงจึงทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้จึงต่ำลงซึ่งมีค่าเท่ากับ 98% โดยจะสอดคล้องกับปริมาณคาร์บอนในเถ้าที่ได้จากการเผาไหม้จะมีปริมาณเพิ่มขึ้น ทั้งนี้ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ทดลองได้ในงานวิจัยนี้มีค่าสูงกว่าในการทดลองที่ผ่านมา [18] ซึ่งมีค่าระหว่าง 81.3% - 86.3 % สาเหตุหลักที่ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าค่อนข้างสูงคาดว่ามาจาก 1) วงแหวนวอร์เทคที่ติดตั้งเข้าไปซึ่งจะช่วยกั้นไม่ให้อนุภาคที่มีขนาดใหญ่และหนักหลุดลอยขึ้นไปสู่ด้านบนของเตาเผาไหม้ได้โดยง่ายและ 2) ม่านอากาศที่เกิดจากการจ่ายอากาศในส่วนด้านล่างของวงแหวนวอร์เทคซึ่งจะช่วยดักจับอนุภาคขนาดใหญ่และหนักจากผลของสนามแรงเหวี่ยง (Centrifugal force field)

3.3 องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกเตา

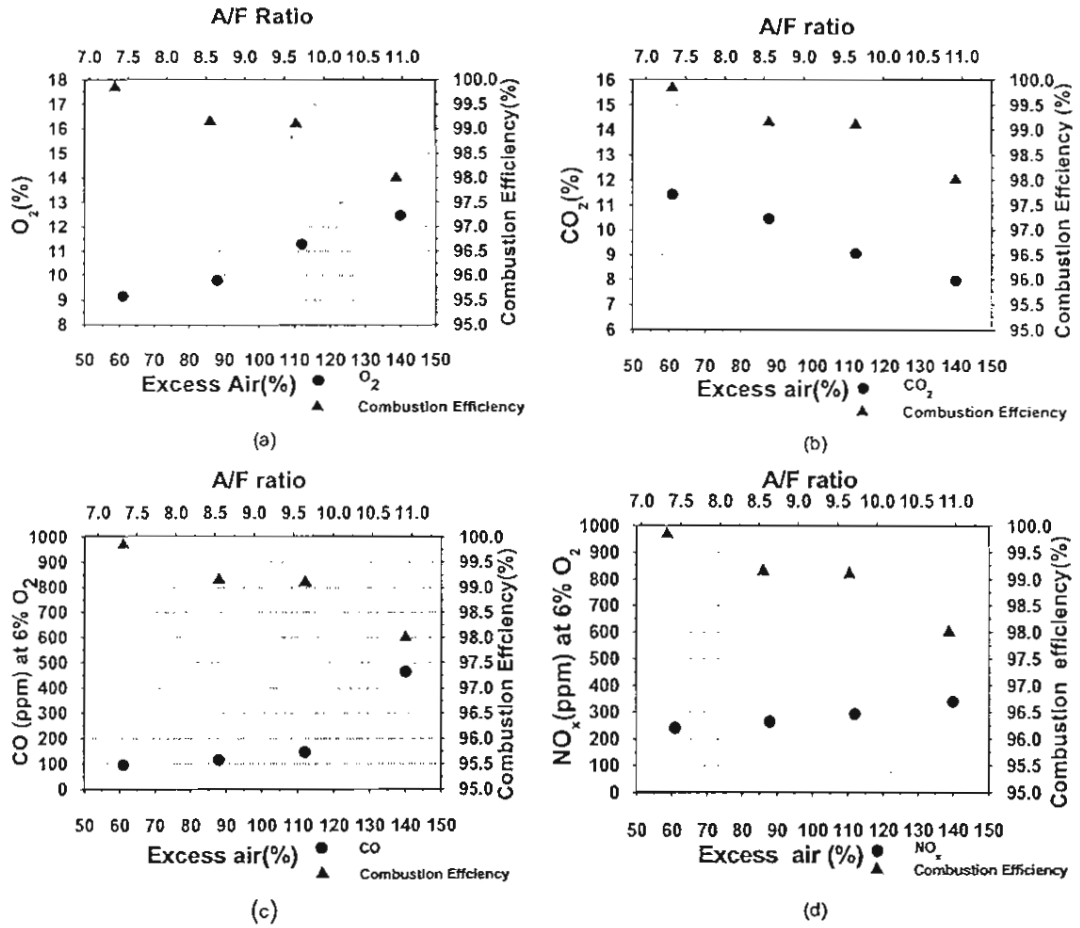
จากการทดลองปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนเกินด้วยการปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งพบว่า องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่เกิดขึ้นจะสอดคล้องกับค่าประสิทธิภาพการไหม้ดังแสดงในรูปที่ 5(a-d) โดยปริมาณ CO_2 มีค่าเพิ่มขึ้นตามประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้นเพราะการเผาไหม้ที่สมบูรณ์จะได้แก๊ส CO_2 ออกมา ในขณะที่ปริมาณ CO และ O_2 ที่วัดได้มีค่าลดลง ตามประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้น สำหรับแก๊ส NO_x พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นตามปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น โดยผลการทดลองวัดปริมาณแก๊ส CO และ NO_x และคิดเทียบเท่าที่ออกซิเจนส่วนเกิน 6 % จะได้ว่าปริมาณ CO อยู่ในช่วง 40-463 ppm และปริมาณ NO_x อยู่ในช่วงประมาณ 240-350 ppm ซึ่งในบางเงื่อนไขมีค่าเกินมาตรฐานของกรมควบคุมมลพิษเล็กน้อย ซึ่งกำหนดมาตรฐานที่ 268 ppm ที่ปริมาณออกซิเจนส่วนเกินเท่ากับ 6 %



รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อน



รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนตามอากาศส่วนเกิน



รูปที่ 5 แสดงประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาตามอากาศส่วนเกิน

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น โดยจะศึกษาถึงอิทธิพลของความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่ง (V_1) ซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่นที่ 0.5 0.8 0.9 และ 1.2 m/s และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ (SFR)ที่ 220 $kgm^{-3}h^{-1}$ ความเร็วอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวน ($V_{2,up}$) 8 m/s ความเร็วอากาศส่วนที่สองเหนือใต้แหวน ($V_{2,low}$) 15 m/s ปริมาณอากาศส่วนที่สาม (V_3) 16 m/s และปริมาณอากาศหล่อเย็นใบกวน (m_4) 0.37 m^3/min พบว่าสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบได้ในลักษณะของฟลูอิไดซ์เบดทุกเงื่อนไขการทดลองโดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบดแต่ต้องติดตั้งใบกวนภายในเตาเพื่อทำลายการเกาะตัวกันของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบด สำหรับผลการทดลองสามารถสรุปได้ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าระหว่าง 73% – 82 % ซึ่งมีอุณหภูมิทางออกของเตาระหว่าง 872°C – 903°C และคิดเป็นภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ระหว่าง 0.68 – 0.73 MWm^{-3}

2. ปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ (η_c) เพราะในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นอุณหภูมิเบดที่ระดับ 2.4R มีค่าสูงพอที่จะทำให้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ได้ แต่ η_c จะมีแนวโน้มลดลงเมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่งเพิ่มขึ้นเกินกว่า 1.2 m/s เพราะจะเกิดการหลุดลอยของเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดมากขึ้น โดยη_c มีค่าในช่วง 98.0% - 99.8% ในขณะที่อุณหภูมิเบดที่ระดับ 2.4R มีค่า 980°C - 1170°C ซึ่งความแตกต่างของ η_c และ η_{th} น่าจะเกิดมาจากการสูญเสียความร้อนผ่านผนังเตาเผาไหม้

3. ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกคือ CO และ CO_2 สอดคล้องกับประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณ NO_x จะเพิ่มขึ้นตามปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น โดยปริมาณแก๊สมลพิษ (CO และ NO_x) เมื่อคิดเทียบเท่าที่ปริมาณ O_2 ที่ 6% มีค่าดังนี้คือ CO มีค่าระหว่าง 100 – 460 ppm และ NO_x มีค่าระหว่าง 240 – 350 ppm ซึ่งในมีค่าสูงกว่ามาตรฐานของกรมควบคุมมลพิษที่ 268 ppm เล็กน้อย

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย รวมถึงนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานครที่ช่วยในการเก็บข้อมูลตลอดระยะเวลาการทดลองในงานวิจัยนี้

6. เอกสารอ้างอิง

[1] R. Singh, Maheshwari R.C and Ojha T.P. "Development of a Husk Fired Furnace". Journal of Agricultural Engineering Research, 1980, Vol.25, pp.119-120.

[2] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214

[3] S. Soponronnarit, Swasdisevi T, Wetchacama S, Shujinda A and Srisawat B. "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, 2000, Vol 1, No 2, pp.67-75

[4] E. Natarajan, Nordin A and Rao A.N. "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

[5] J. Werther, Saenger M , Hartge E.U , Ogada T and Siagi Z. "Combustion of Agricaltural residues", Progress in Energy and Combustion Science, 2000,Vol 26, No1, pp.1-27

[6] L. Armesto, Bahillo A, Veijonen k, Cabanillas A and Otero J. "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179

[7] T.R. Rao and Bheemarasetti J.V. Ram. "Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands", Energy, 2000, Vol 26, No 6, pp.633-644

[8] G. Yang and Nieh S. "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, 1987, Vol 50, pp.121-131

[9] G.Yang and Nieh S. "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, 1989, Vol 57, pp.171-179

[10] S. Nigh, Yang G, Zhu A.Q and Zhao C.S. "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, 1992, Vol 69, pp. 139-146

[11] S. Nieh and Zhang J. "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, 2000, Vol 122, pp.70-78

[12] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc", the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th-14th March 2003, pp.332-343

[13] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel, The 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 15th-17th October 2003, 113(IC033)

[14] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Thongnork P and Soponronnarit S. "Vortexing-Fluidized bed Combustor(VFBC) Part I: effects of primary air on performance of combustor, The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean

[15] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Thongnork P and Soponronnarit S. "Vortexing-Fluidized bed Combustor(VFBC) Part II: effects of secondary air on performance of combustor, The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean

[16] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N and Soponronnarit S. "A Novel Vortex-Fluidized bed Combustor with two combustion chambers for rice husk fuel, Journal of Scince and Technology, 2004, Vol 6, pp.875-893

[17] L. Weigang, K. Dam-Johansen and F. Flemming, "Agglomeration in bio-fuel fired in fluidized bed combustors", Chemical Engineering Journal, 2003, Vol 96, pp. 171-185

[18] W. Permchart and V.I. Kouprianov, "Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized bed firing various biomass fuels", Bioresource Technology, Vol 92, pp. 83-91

[19] Shang et al, Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19
19–21 ตุลาคม 2548 จังหวัดภูเก็ต

เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น : Part II อิทธิพลของอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทคต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้

A SHORT COMBUSTION CHAMBER FLUIDIZED-BED COMBUSTOR: PART II. EFFECTS OF UPPER SECONDARY AIR ON COMBUSTOR PERFORMANCE

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[2] ธวัชชัย วงศ์ช่าง[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
[1,2]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 หรือ 09-8160456 E-mail: thanid_m@yahoo.com[1]
[3]อาจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีเครื่องต้นกำลัง วิทยาลัยเทคโนโลยีอุตสาหกรรม สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ 1518 ถ.พิบูลสงคราม แขวงบางซื่อ เขตบางซื่อ กรุงเทพมหานคร 10800 โทร 02-9132500 Email:Twongchang@yahoo.com
[4]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพมหานคร 10400
โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th[4]

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[2]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Tawatchai Wongchang[3]
College of Industrial Technology, King mongkut's Institute of technology North Bangkok
1518 Pibulsongkram Road, Khet Bang Sue, Bangkok 10800
Somchart Soponronnarit[4]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาสมรรถนะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นโดยใช้เชื้อเพลิงแกลบเพิ่มเติม ซึ่งจะพิจารณาถึงอิทธิพลของความเร็วอากาศส่วนที่สองซึ่งมีลักษณะการจ่ายในแนวสัมผัสกับผนังเตาตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระความร้อนของเตาและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้ จากการทดลองพบว่าอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทคไม่ค่อยมีผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้โดยทุกการทดลองมีค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงกว่า 99% ซึ่งคล้ายกับการศึกษาใน Part I ทำให้ยืนยันได้ว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่ดีมาจากวงแหวนวอร์เทคและการจ่ายอากาศส่วนที่สองตำแหน่งใต้วงแหวนซึ่งทำให้เกิดม่านอากาศในการดักอนุภาค แต่ก็อย่างไรก็ตามยังคงจำเป็นต้องจ่ายอากาศส่วนนี้เพื่อป้องกันการเกาะรวมตัวกันของอนุภาคถ่านบนวงแหวนวอร์เทค สำหรับปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่วัดได้ที่ทางออกเมื่อคิดเทียบเท่าปริมาณ O_2 ที่ 6% มีดังนี้คือ ปริมาณแก๊ส CO มีค่าระหว่าง 40–230 ppm และ NO_x มีค่าระหว่าง 300–350 ppm

คำสำคัญ: ประสิทธิภาพการเผาไหม้/ม่านอากาศ/วงแหวนวอร์เทค

Abstract

This was a further study of the performance of a short combustion chamber fluidized-bed combustor, considering the effects of part-secondary air injected tangentially above the vortex ring. It was found that the upper secondary air velocity rarely affected combustion efficiency, but was applicable to preventing agglomeration of char particles on the vortex ring surface. As in part I, combustion efficiency was mostly > 99%, confirming the appropriate functioning of the vortex ring and air curtain generated by the lower secondary air. CO and NO_x emissions (at 6% O_2) were in the range 40-230 ppm and 300-350 ppm, respectively.

Keywords: Air curtain/Combustion efficiency/Vortex ring

1. บทนำ

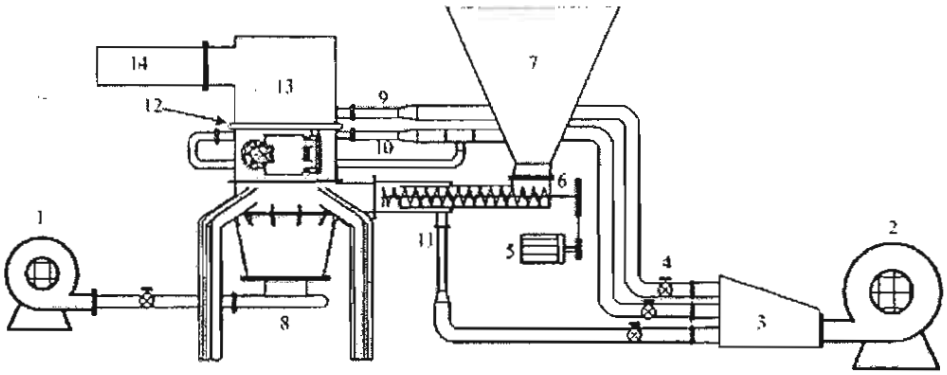
จากวิกฤตการด้านพลังงานที่มีราคาสูงและมีปริมาณลดน้อยลง จึงได้มีความพยายามที่จะคิดค้นหาแหล่งพลังงานความร้อนเพื่อมาทดแทนพลังงานความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงฟอสซิล โดยในปัจจุบันได้มีการมุ่งเน้นแหล่งความร้อนที่ได้จาการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่ได้จากธรรมชาติจำพวกชีวมวลเพิ่มมากขึ้นเพราะเป็นแหล่งพลังงานที่ยั่งยืน มีราคาถูกและเป็นการอนุรักษ์สิ่งแวดล้อม ซึ่งทำให้สามารถลดต้นทุนการผลิตลงได้ โดยเตาเผาไหม้ชีวมวลที่ใช้อยู่ในปัจจุบันได้แก่ เตาเผาไหม้แบบไซโคลนและเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด โดยเตาเผาไหม้แบบไซโคลนมีข้อดีคือสามารถดักเถ้าไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สเผาไหม้แต่ข้อเสียคือจะมีค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าภาระความร้อนต่ำซึ่งได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [1, 2, 3] เป็นต้น เมื่อพิจารณาถึงเตาเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดซึ่งใช้หลักการเกิดฟลูอิไดเซชั่นในขณะทำการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้ส่งผลให้การกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้ทั่วตลอดทั้งความสูงของเตาและมีประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงซึ่งได้มีการนำไปประยุกต์ใช้กับการเผาไหม้เชื้อเพลิงผสมต่าง ๆ เช่นนำไปเผาไหม้ถ่านหินร่วมกับขยะชุมชน [4] หรือเผาไหม้ร่วมกับเชื้อเพลิงชีวมวล [5] นอกจากนี้ยังมีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลจำพวกแกลบและ ขี้เลื่อย [5, 6, 7, 8] หรือชานอ้อย [9] ซึ่งเป็นอนุภาคที่มีน้ำหนักเบาทำให้ยากต่อการเกิดฟลูอิไดเซชันจึงอาจจะจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อย เช่น ทรายซิลิกา อลูมินา ลงในเบด [5, 10] ในอัตราส่วนที่เหมาะสม แต่ผลที่ตามมาคือทำให้ความดันตกคร่อมภายในเตาเผาไหม้มีค่าสูงซึ่งจำเป็นต้องใช้พัดลมที่มีขนาดใหญ่และในการออกแบบเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดต้องออกแบบให้เตาเผาไหม้มีความสูงพอที่จะทำให้อนุภาคภายในไม่หลุดออกนอกเตา ส่งผลให้ค่าสัดส่วนความสูงของเส้นผ่านศูนย์กลาง (H/D) ของเตาเผาไหม้ลักษณะนี้มีค่ามาก (ประมาณ 13) จึงได้มีการพัฒนาให้มีการฉีดอากาศเข้าบริเวณ free board เพื่อดักอนุภาคของเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สเผาไหม้ซึ่งทำให้สามารถลดความสูงของเตาเผาไหม้ลงได้ [10 ,11, 12] ซึ่งคล้ายกับ U.S. Patent no. 4,867,079 [21] นอกจากนี้ยังได้มีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของแก๊สและอนุภาคที่มีการไหลแบบวอร์เทค [13] ซึ่งพบว่าการจ่ายอากาศในแนวสัมผัสกับผนังเตาจะมีทิศทางการไหลลงด้านล่างเตา ดังนั้นเมื่อเมื่อมีการฉีดอากาศเข้าบริเวณ free board ก็จะทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคภายในเตาส่งผลถึงระยะเวลาในการเผาไหม้ภายในเตานานขึ้น อย่างไรก็ตามถ้านำจุดเด่นของเตาเผาไหม้ทั้งสองแบบมารวมกันจะทำให้มีค่าภาระความร้อน (MW_{th}/m^3) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง แต่ในขณะเดียวกันมีค่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางต่ำซึ่งสามารถลดค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างและติดตั้งได้ แต่ทั้งนี้ปัญหาของการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจะพบว่าเมื่อทำการเผาไหม้จะมีสารละลายเหนียว ซึ่งเรียกว่าลิกนินไหลออกมายึดเกาะอนุภาคของเชื้อเพลิงชีวมวลเกาะตัวกันเป็นก้อนขนาดใหญ่ทำให้เกิดปัญหาการสูญเสียสภาพการไหลและการเผาไหม้แบบฟลูอิไดเซชัน [14, 15] ดังนั้นถ้าต้องการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลอย่างมีประสิทธิภาพจะต้องนำจุดเด่นของเตาทั้งสองมารวมกันซึ่งจะได้เป็นเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดขึ้นมา [16] ซึ่งจากการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลองพบว่าสามารถรวมคุณลักษณะเด่นของการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดและแบบวอร์เทคเข้าไว้ด้วยกันได้โดยมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคเพื่อช่วยการเร่งความเร็วของอากาศบริเวณเหนือวงแหวนซึ่งช่วยในการดักอนุภาคที่ยังมีขนาดใหญ่ให้ตกลงกลับไปในห้องเผาไหม้ได้วงแหวนได้ ซึ่งต่อมาจึงมีการสร้างเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบโดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบดขึ้น [17, 18, 19, 20] นอกจากนี้ยังพบว่าจะต้องมีการติดตั้งใบกวนภายในเบดเพื่อขจัดปัญหาการเกาะกันของเชื้อเพลิงเพราะจะส่งผลให้เกิดการสูญเสียสภาพของการเป็นฟลูอิไดเซชั่น

จากข้อดีของการจ่ายอากาศในลักษณะที่ก่อให้เกิดการหมุนวนและการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคที่ใช้กับเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดที่สามารถดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดได้และการติดตั้งใบกวนเพื่อทำลายการเกาะตัวกันของเชื้อเพลิงชีวมวล จึงนำข้อดีดังกล่าวมาใช้กับเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นขนาดพิกัดความร้อน 250 kW โดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงและไม่ใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงในเบดซึ่งเตาเผาไหม้ที่สร้างขึ้นนี้มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเท่ากับ 500 mm (ผนังเตาด้านในก่อด้วยอิฐและฉาบด้วยซีเมนต์ทนไฟหนา 130 mm) และมีสัดส่วน H/D เท่ากับ 3.46 นอกจากนี้ยังมีการติดตั้งวงแหวนวอร์เทคซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของวงแหวนเท่ากับ 300 mm.ที่ระดับความสูง 4.52R ไว้สำหรับดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมด สำหรับการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้มีด้วยกันสามส่วนดังนี้ คือ อากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดเซชั่น อากาศส่วนที่สองเป็นอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้และช่วยในการดักจับอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมีการจ่ายที่สองระดับความสูงคือ ระดับเหนือวงแหวนวอร์เทค(4.64R) ซึ่งจ่ายในลักษณะสัมผัสกับผนังเตาเผาไหม้ และระดับใต้วงแหวนวอร์เทค (4.12R) ที่จ่ายในลักษณะทำมุมกับเส้นสัมผัสผนังเตาที่ 65 องศาจำนวน 4 ท่อซึ่งจะก่อให้เกิดวงแหวนอากาศที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 200 mm สำหรับอากาศส่วนที่สามเป็นอากาศซึ่งจ่ายเพื่อป้องกันการลุกลามของไฟที่จะเข้าไปยังถังพักป้อนแกลบ โดยวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้จะเป็นการทดลองเพื่อศึกษาถึงอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคที่ส่งผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งดัชนีชี้วัดสมรรถนะที่ศึกษาคือ ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระทางความร้อนต่อปริมาตรของเตาเผาไหม้ ปริมาณแก๊สมลพิษ (CO, NO_x) ที่ทางออกของเตาเผาไหม้

2. อุปกรณ์การทดลองและวิธีการทดลอง

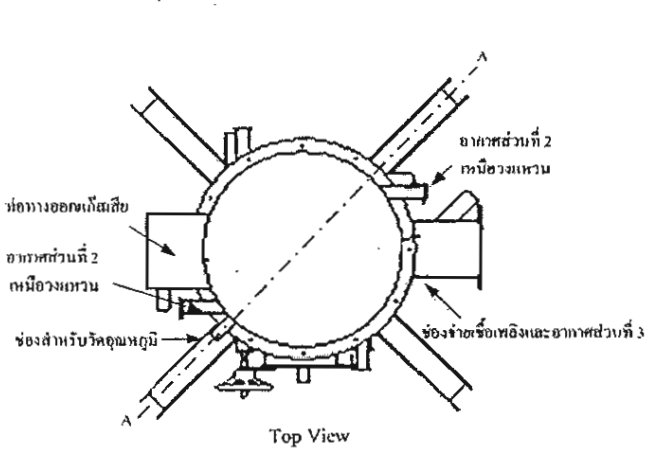
ในการทดลองเพื่อศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทคที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้นซึ่งมีลักษณะของเตาเผาไหม้และอุปกรณ์ที่ใช้ในระบบของเตาเผาไหม้ดังรูปที่ 1 สำหรับตำแหน่งการจ่ายอากาศเข้าเตาเผาไหม้และจุดวัดค่าต่าง ๆ แสดงดังรูปที่ 2 โดยลักษณะของ

เตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดที่ทำการทดลองนั้นจะมีการป้อนเชื้อเพลิงแกลบด้วยสกรูป้อนด้วยอัตรา 66 kg/h (220 $kgm^{-3}h^{-1}$) บริเวณเหนือเบดที่ระดับความสูง 2.4R ผนังภายในของเตาเผาไหม้ได้ก่อไว้ด้วยอิฐและซีเมนต์ทนไฟหนา 130 mm นอกจากนี้ยังติดตั้งใบกวนภายในเบดไว้สำหรับทำลายการเกาะตัวของแกลบซึ่งเป็นเชื้อเพลิงในขณะเผาไหม้ สำหรับการทดลองและเก็บข้อมูลในงานวิจัยนี้นั้นจะใช้เครื่องวัดความเร็วลมชนิดใบพัด (Vane type anemometer) มีค่าความละเอียด± 3% ของค่าที่อ่านได้ ในการวัดอัตราการไหลของอากาศที่เข้าสู่เตาเผาไหม้ในส่วนต่าง ๆ และใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ในการวัดอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้ซึ่งทำการวัดจำนวน 5 ตำแหน่งคือ 2.4R 3.7R 5.3R 6.3R และที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ สำหรับในการวัดแก๊สเผาไหม้จะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบแก๊สเสีย (Gas Analyzer) Testo 350 XL ซึ่งทำการวัดที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้และในการหาประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานั้นจะใช้เครื่องวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุ LECO CHNS 932 เพื่อหาปริมาณคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ภายในเถ้า สำหรับการทดลองเพื่อศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดจะใช้เงื่อนไขการทดลองดังตารางที่ 1

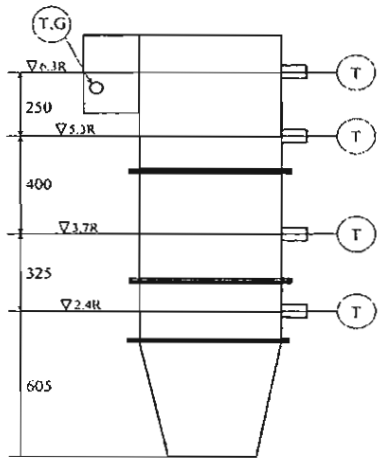


รูปที่ 1 แสดงอุปกรณ์และการติดตั้งในการทดลองของเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด

1 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 1
2 = พัดลมป้อนอากาศส่วนที่ 2 และ 3
3 = กล่องลม
4 = วาล์วควบคุมปริมาณอากาศ
5 = มอเตอร์ขับสกรูป้อนเชื้อเพลิง
6 = สกรูป้อนเชื้อเพลิง
7 = ถังพักป้อนแกลบ
8 = อากาศส่วนที่ 1 ส่วนที่ทำให้เกิดฟลูอิไดเซชัน
9 = อากาศส่วนที่ 2 เหนือวงแหวนวอร์เทค
10 = อากาศส่วนที่ 2 ใต้วงแหวนวอร์เทค
11 = อากาศส่วนที่ 3 ส่วนที่จ่ายมาพร้อมกับเชื้อเพลิง
12 = วงแหวนวอร์เทค
13 = เตาเผาไหม้
14 = ท่อทางออกเตาเผาไหม้



(a) แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ



(b) แสดงตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

รูปที่ 2 แสดงตำแหน่งการจ่ายอากาศ ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิและแก๊สเผาไหม้

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองของการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้

Testing Condition		Run Number		
		1	2	3
Primary air (Fluidizing air: m_1)	Velocity (m/s)	0.9	0.9	0.9
	Mass fraction	0.48	0.42	0.35
Upper secondary air (Tangential air: $m_{2,up}$)	Velocity (m/s)	0	8	23.4
	Mass fraction	0	0.11	0.26
Lower secondary air (Imaginary circle air: $m_{2,low}$)	Velocity (m/s)	15	15	15
	Mass fraction	0.23	0.21	0.17
Tertiary air (Fire back protection air: m_3)	Velocity (m/s)	16	16	16
	Mass fraction	0.24	0.22	0.18
Stirrer cooling air (m_4)	Mass fraction	0.04	0.05	0.03
Specific rice husk feed rate ($kgm^{-3}h^{-1}$)		220	220	220
Excess air (%)		88	112	156

โดยขั้นตอนการทดลองเริ่มจากการปรับปริมาณอากาศตามเงื่อนไขจากนั้นการทดลองจากจุดเตาเผาไหม้แล้วทำการป้อนแกลบด้วยอัตราการป้อนประมาณ 33 kg/h เพื่ออุ่นให้เตาอุณหภูมิสูงขึ้นประมาณ 600-700°C แล้วจึงเพิ่มอัตราการป้อนเป็น 66 kg/h (SFR = 220 $kgm^{-3}h^{-1}$) ซึ่งในช่วงเวลานี้จะบันทึกการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่าง ๆ โดยหลังจากสภาวะการทดลองเข้าสู่สภาวะคงตัว (Steady) ซึ่งใช้เวลาประมาณ 60-80 นาที แล้วจึงเก็บค่าต่าง ๆ ดังนี้คือ อุณหภูมิภายในเตาที่ตำแหน่งต่าง ๆ ปริมาณเถ้าที่ดักได้จากไซโคลน (เก็บทุก 30 นาที) ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาเผาไหม้ โดยข้อมูลที่บันทึกไว้จะนำไปคำนวณดัชนีชี้วัดสมรรถนะของเตาเผาไหม้ต่าง ๆ ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) [1]

โดยคำนวณประสิทธิภาพเชิงความร้อนจาก

$$\eta_{th} = \left[\frac{(\dot{m}_g T_g C_{p,g}) - (\dot{m}_a T_{amb} C_{p,amb})}{\dot{m}_f E_F} \right] \times 100\% \qquad (1)$$

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้ (kg/s)

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง (kg/s)

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ทางออกซึ่งเท่ากับอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตารวมกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง โดยที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต้องหักเถ้าออก 14 %โดยน้ำหนัก ซึ่งมีค่าประมาณเท่ากับ $\dot{m}_a + \left(\dot{m}_f \times (1-0.14)\right)$

T_g = อุณหภูมิอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (K)

T_{amb} = อุณหภูมิอากาศแวดล้อม (K)

$C_{p,g}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (kJ/kg.K)

$C_{p,amb}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศแวดล้อม (kJ/kg.K)

E_F = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง (kJ/kg) = 14.98 MJ/kg

2. ประสิทธิภาพในการเผาไหม้(η_c) [7]

$$\eta_c = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100\% \qquad (2)$$

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า

E_{lg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนมอนออกไซด์ในแก๊สเสีย

3. ภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ (MWm^{-3}) [17]

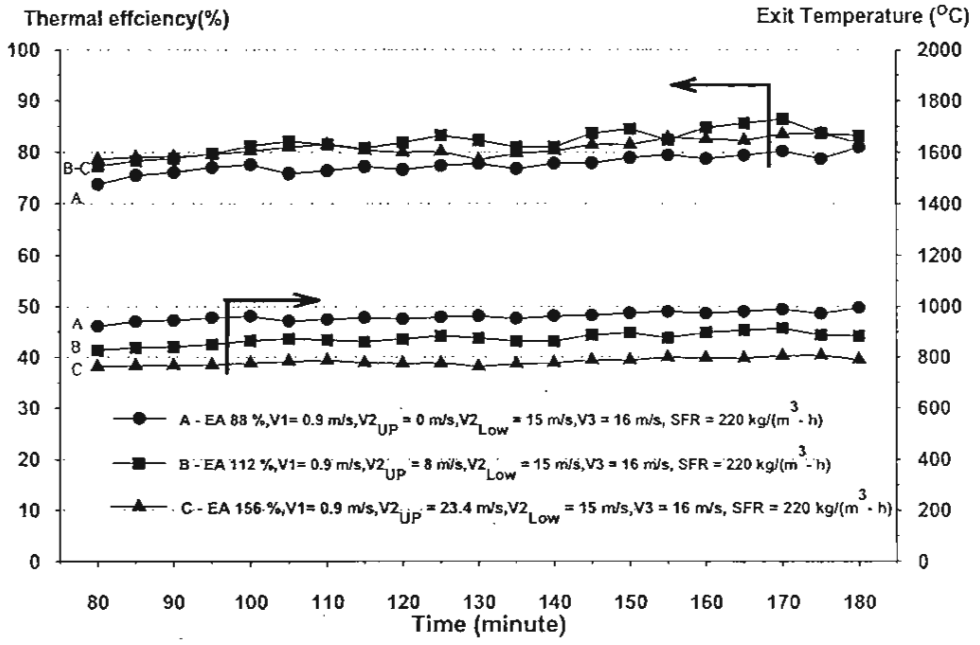
ภาระทางความร้อน = $(\dot{m} \times E_F \times \eta_b)$/ Combustor Volume (3)

3. ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

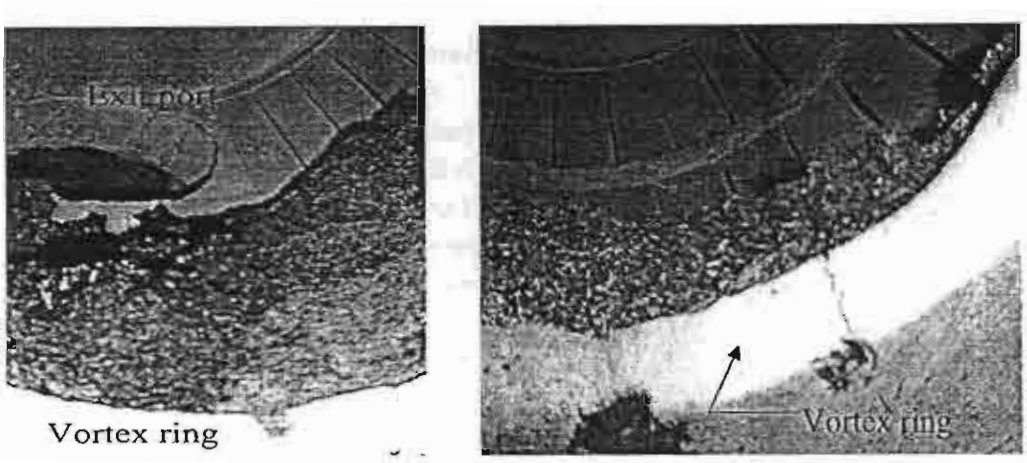
การทดลองเพื่อศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทคซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดม่านอากาศเพื่อดักจับอนุภาคที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้ซึ่งทำการทดลองทั้งหมดจำนวน 3 เงื่อนไข โดยจะพิจารณาผลการทดลองจากอุณหภูมิแก๊สที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ค่าภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ รวมพิจารณาถึงแก๊สมลพิษที่ท่อทางออกของเตาเผาไหม้ในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง ซึ่งพบว่าที่ทุกเงื่อนไขการทดลองการเผาไหม้ในลักษณะของฟลูอิไดเซชั่นภายในเตาเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่องตลอดการทดลอง (4-6 ชั่วโมง) โดยไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบด

3.1 อุณหภูมิแก๊สที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้

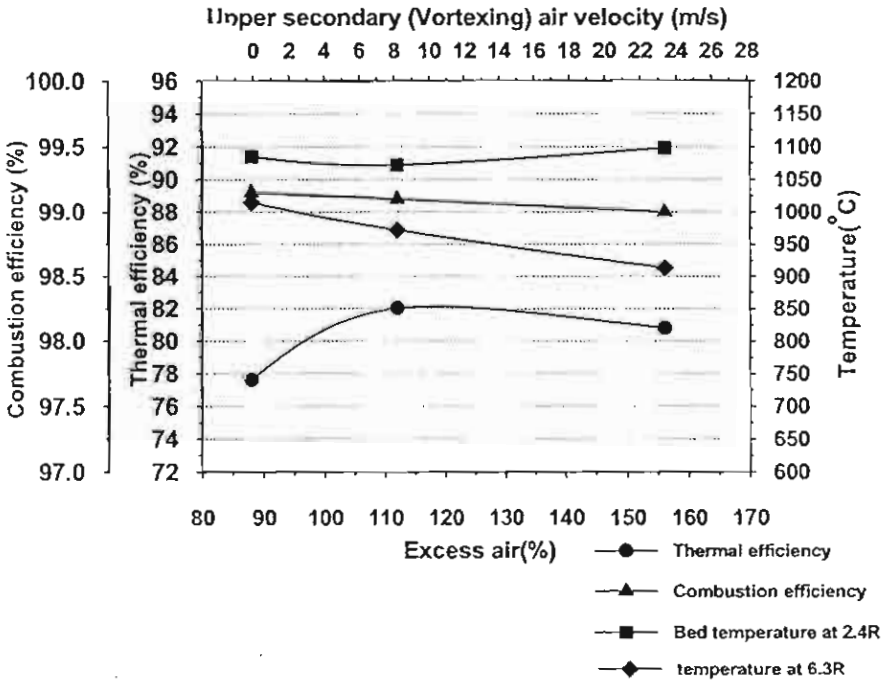
จากรูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิทางออกของแก๊สและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้กับเวลานับตั้งแต่การเผาไหม้เริ่มเข้าสู่สภาวะคงตัวที่เงื่อนไขการจ่ายอากาศส่วนที่สองตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทคที่ความเร็ว 0 8 และ 23.4 m/s ในขณะที่ปริมาณอากาศส่วนอื่นจะกำหนดให้คงที่ซึ่งสามารถคิดเป็นปริมาณอากาศส่วนเกินได้ 88% 112% และ 156% ตามลำดับ โดยจากการทดลองพบว่าอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกมีค่าในช่วง 781°C – 960°C ซึ่งสามารถคิดเป็นค่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนได้ 76.1% – 82.1% และคิดเป็นค่าภาระความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ระหว่าง 0.69 – 0.71 MWm^{-3} อย่างไรก็ตามในกรณีที่ไม่มีการจ่ายอากาศส่วนที่สองตำแหน่งเหนือวงแหวนพบว่ามีการเกาะตัวรวมกันของอนุภาคถ่านที่ตกค้างอยู่บนวงแหวนวอร์เทคดังรูปที่ 4 ดังนั้นจึงควรมีการจ่ายอากาศในส่วนนี้เพื่อกวาดให้อนุภาคถ่านตกกลับลงไปสู่เบดด้านล่าง



รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อน



รูปที่ 4 การเกาะตัวของเถ้าบริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทคในในกรณีที่ไม่มีการจ่ายอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทค



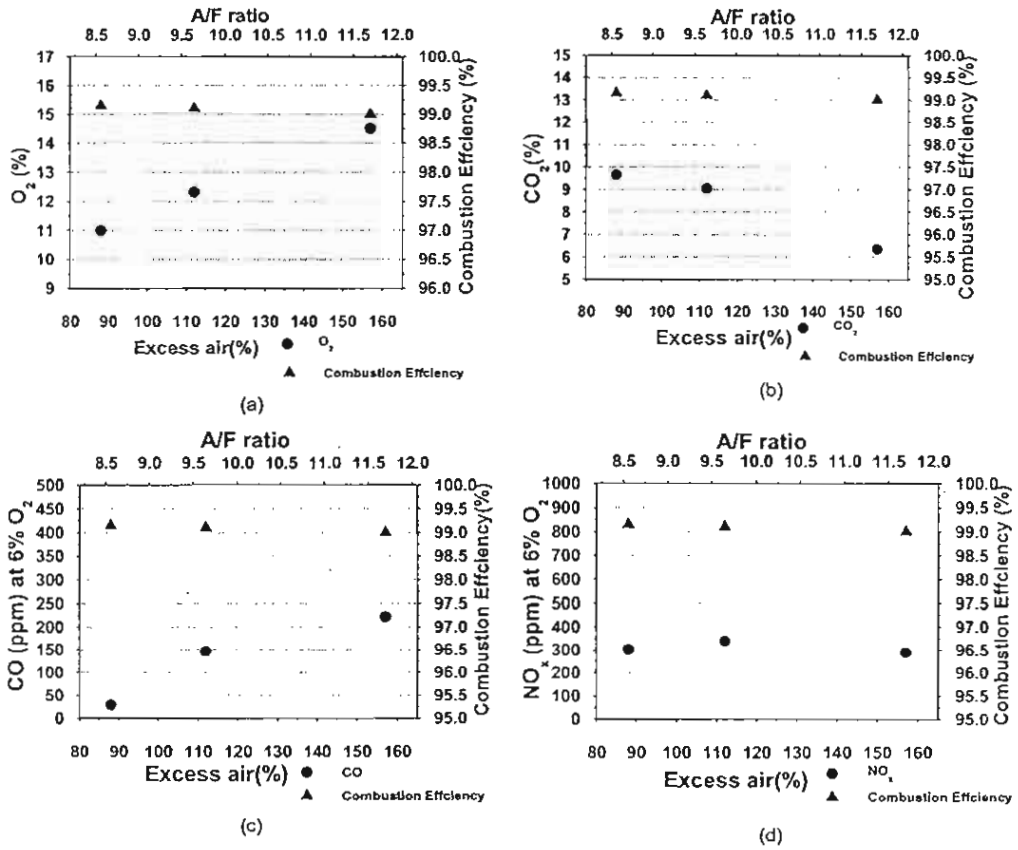
รูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนตามอากาศส่วนเกิน

3.2 อุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้

จากรูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้เมื่อปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนที่สองตำแหน่งเหนือวงแหวนวอร์เทค โดยพบว่าการเพิ่มความเร็วอากาศส่วนที่สองตำแหน่งเหนือวงแหวนไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ เนื่องจากในการทดลองได้ใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงและทำการป้อนเข้าไปได้เบดเลยทำให้การเผาไหม้ส่วนใหญ่เกิดขึ้นบริเวณใต้วงแหวนวอร์เทค ประกอบกับปริมาณอากาศส่วนอื่น ๆ ทั้งสามส่วนที่จ่ายเข้าไปในห้องเผาไหม้ได้วงแหวนวอร์เทคมีปริมาณที่เพียงพอจะทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดี โดยสังเกตได้จากอุณหภูมิในเบด (2.4R) ที่ค่อนข้างสูงและมีค่าใกล้เคียงกันทั้งสามเงื่อนไขในช่วง 1,072°C -1,098°C ประกอบกับการดักกั้นอนุภาคเชื้อเพลิงของตัววงแหวนวอร์เทคและม่านอากาศที่สร้างขึ้นจากการจ่ายอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค ส่งผลให้การปรับเปลี่ยนอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้โดยค่าประสิทธิภาพการเผาไหม้มีค่าสูงคล้ายกับการศึกษาใน Part I คืออยู่ในช่วง 99.00% – 99.15% ซึ่งอาจกล่าวได้ว่าอากาศส่วนนี้ไม่ช่วยในการดักอนุภาคตามที่คาดไว้แต่อย่างไรก็ตามประสิทธิภาพการเผาไหม้ยังมีค่าสูงกว่างานวิจัยที่ผ่านมา [8] สำหรับประสิทธิภาพเชิงความร้อนซึ่งมีค่าต่ำกว่าประสิทธิภาพการเผาไหม้สาเหตุน่าจะมาจากการสูญเสียความร้อนผ่านผนังเตาเผาไหม้

3.3 องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกเตา

จากการทดลองปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนเกินด้วยการปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่งพบว่า องค์ประกอบแก๊สเผาไหม้ที่เกิดขึ้นพบว่าจะสอดคล้องกับค่าประสิทธิภาพการไหม้ดังแสดงในรูปที่ 6(a-d) โดยปริมาณ CO_2 มีค่าเพิ่มขึ้นตามประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้นเพราะการเผาไหม้ที่สมบูรณ์จะได้แก๊ส CO_2 ออกมาในขณะที่ปริมาณ CO และ O_2 ที่วัดได้มีค่าลดลงตามประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่เพิ่มขึ้นสำหรับแก๊ส NO_x พบว่ามีค่าเพิ่มขึ้นตามปริมาณอากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้น โดยผลการทดลองวัดปริมาณแก๊ส CO และ NO_x และคิดเทียบเท่าที่ออกซิเจนส่วนเกิน 6 % พบว่าปริมาณ CO อยู่ในช่วง 40-463 ppm และปริมาณ NO_x อยู่ในช่วงประมาณ 240-350 ppm ซึ่งในบางเงื่อนไขมีค่าเกินมาตรฐานของกรมควบคุมมลพิษเล็กน้อย ซึ่งกำหนดมาตรฐานที่ 268 ppm ที่ออกซิเจนส่วนเกินเท่ากับ 6 %



รูปที่ 6 แสดงประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาตามอากาศส่วนเกิน

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบในเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดแบบห้องเผาไหม้สั้น ซึ่งศึกษาถึงอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทค ($V_{2,up}$) ซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดม่านอากาศสำหรับดักจับอนุภาคที่ยังเผาไม่ไหมด โดยปรับเปลี่ยนความเร็วดังนี้คือ 0 8 และ 23.4 m/s และอัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ (SFR)ที่ 220 $kgm^{-3}h^{-1}$ มีความเร็วของอากาศส่วนต่าง ๆ ดังนี้คืออากาศส่วนที่หนึ่ง (V_1) 0.9 m/s ความเร็วอากาศส่วนที่สองใต้วงแหวนวอร์เทค ($V_{2,low}$) 15 m/s ความเร็วอากาศส่วนที่สาม (V_3) 16 m/s และปริมาณอากาศหล่อเย็นใบกวน (m_4) 0.37 m^3/min โดยพบว่าทุกเงื่อนไขการทดลองสามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบในลักษณะของฟลูอิไดเซชั่นโดยไม่ต้องผสมวัสดุเฉื่อยลงในเบดได้ตลอดการทดลอง (4-6 ชั่วโมง) แต่ต้องติดตั้งใบกวนภายในเตาเพื่อทำลายการเกาะตัวกันของอนุภาคเชื้อเพลิงภายในเบดสำหรับผลการทดลองสามารถสรุปได้ดังนี้

1. ประสิทธิภาพเชิงความร้อนมีค่าระหว่าง 77% – 82% ซึ่งมีอุณหภูมิทางออกของเตาระหว่าง 781°C – 960°C และคิดเป็นภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ระหว่าง 0.69 – 0.71 MWm^{-3}

2. ปริมาณอากาศส่วนที่สองเหนือวงแหวนวอร์เทคไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ (η_c) ตามที่คาดไว้แต่มีความจำเป็นที่จะต้องจ่ายอากาศส่วนนี้เพื่อป้องกันไม่ให้เกิดการเกาะรวมตัวกันของอนุภาคถ่านเหนือวงแหวนวอร์เทค เพราะในทุกเงื่อนไขการทดลองนั้นอุณหภูมิเบดที่ระดับ 2.4R มีค่าสูงพอที่จะทำให้เกิดปฏิกิริยาการเผาไหม้ที่ดีได้ โดยη_c มีค่าในช่วง 99.00% – 99.15% ในขณะที่อุณหภูมิเบดที่ระดับ 2.4R มีค่า 1,072°C -1,098°C ซึ่งความแตกต่างของ η_c และ η_{th} น่าจะเกิดมาจากการสูญเสียความร้อนผ่านผนังเตาเผาไหม้

3. ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกคือ CO และ CO_2 สอดคล้องกับประสิทธิภาพการเผาไหม้และปริมาณ NO_x จะเปลี่ยนแปลงตามปริมาณอากาศสวนเกินเล็กน้อย โดยปริมาณแก๊สมลพิษ (CO และ NO_x) เมื่อคิดเทียบเท่าที่ปริมาณ O_2 ที่ 6% มีค่าดังนี้คือ CO มีค่าระหว่าง 40–230 ppm และ NO_x มีค่าระหว่าง 300 – 350 ppm ซึ่งในมีค่าสูงกว่ามาตรฐานของกรมควบคุมมลพิษที่ 268 ppm เล็กน้อย

4. ประสิทธิภาพการเผาไหม้ที่มีค่าสูงกว่า 99% ซึ่งคล้ายกับการศึกษาใน Part I ทำให้มั่นใจได้ว่าเป็นผลมาจากวงแหวนวอร์เทคและการจ่ายอากาศส่วนที่สองตำแหน่งใต้วงแหวนวอร์เทคซึ่งช่วยในการดักอนุภาคของเชื้อเพลิงที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับลงไปเผาไหม้อย่างต่อเนื่อง

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย รวมถึงนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานครที่ช่วยในการเก็บข้อมูลตลอดระยะเวลาการทดลองในงานวิจัยนี้

6. เอกสารอ้างอิง

[1] R. Singh, Maheshwari R.C and Ojha T.P. "Development of a Husk Fired Furnace", Journal of Agricultural Engineering Research, 1980, Vol.25, pp.119-120.

[2] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214

[3] S. Soponronnarit, Swasdisevi T, Wetchacama S, Shujinda A and Srisawat B. "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, 2000, Vol 1, No 2, pp.67-75

[4] K. Suksankrison , S. Patumsawad, P. Vallikul, A. Accary, B. Fungtammasan "Co-combustion of municipal solid waste and Thai lignite in a fluidized bed", Energy conversion and Management, 2004, Vol 45, pp. 947-962

[5]. E. Natarajan, Nordin A and Rao A.N. "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

[6] J. Werther, Saenger M , Hartge E.U , Ogada T and Siagi Z. "Combustion of Agricaltural residues", Progress in Energy and Combustion Science, 2000,Vol 26, No1, pp.1-27

[7] L. Armesto, Bahillo A, Veijonen k, Cabanillas A and Otero J. "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179

[8] W. Permchart and V.I. Kouprianov, "Emission performance and combustion efficiency of a conical fluidized bed firing various biomass fuels", Bioresource Technology, Vol 92, pp. 83-91

[9] V.I. Kuprianov, W. Permchart, K. Janvijitsakul, "Fluidized bed combustion of pre-dried Thai bagasse" Fuel processing Technology, 2005, Vol 86, pp. 849-860

[10] G. Yang and Nieh S. "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, 1987, Vol 50, pp.121-131

[11] G.Yang and Nieh S. "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, 1989, Vol 57, pp.171-179

[12] S. Nigh, Yang G, Zhu A.Q and Zhao C.S. "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, 1992, Vol 69, pp. 139-146

[13] S. Nieh and Zhang J. "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, 2000, Vol 122, pp.70-78

[14] F. Ishom, T. Harada, T. Aoyagi, K. Sakanishi, Y. Korai, I. Mochida "Problem in PFBC boiler (1): characterization of

agglomerate recovered in commercial PFBC boiler", Fuel, 2002, Vol 81, pp. 1445-1451

[15] L. Weigang, K. Dam-Johansen and F. Flemming, "Agglomeration in bio-fuel fired in fluidized bed combustors", Chemical Engineering Journal, 2003, Vol 96, pp. 171-185

[16] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A. and Soponronnarit S. "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc". the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th-14th March 2003, pp.332-343

[17] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel, The 17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 15th-17th October 2003, 113(IC033)

[18] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Thongnork P and Soponronnarit S. "Vortexing-Fluidized bed Combustor(VFBC) Part I: effects of primary air on performance of combustor, The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean

[19] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Thongnork P and Soponronnarit S. "Vortexing-Fluidized bed Combustor(VFBC) Part II: effects of secondary air on performance of combustor, The 18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, 18th-20th October 2004, Khon-khean

[20] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N and Soponronnarit S. "A Novel Vortex-Fluidized bed Combustor with two combustion chambers for rice husk fuel, Journal of Scince and Technology, 2004, Vol 6, pp.875-893

[21] Shang et al, Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19
19-21 ตุลาคม 2548 จังหวัดภูเก็ต

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด (VFBC): สมรรถนะของเตาเผาไหม้และการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในห้องเผาไหม้

VORTEXING-FLUIDIZED BED COMBUSTOR: THE PERFORMACE AND GAS DISTRIBUTIONS WITHIN A COMBUSTOR

ฐานิตย์ เมธิยานนท์[1] อาวุธ ลภิรัตนากูล[2] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
[1,2,3] อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 หรือ 09-8160456 E-mail: thanid_m@yahoo.com[1]
[4] อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400 โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.t h[4]

Thanid madhiyanon[1] Arwut lapirattanakun[2] Prasan sathitruangsak[3]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Somchart Soponronnarit[3]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

โครงงานวิจัยนี้ทำการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สอง ซึ่งเป็นอากาศที่ก่อให้เกิดฟลูอิไดซ์เซชั่นที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด โดยศึกษาถึงประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) ประสิทธิภาพการเผาไหม้(η_C) ค่าภาระความร้อน($M_{th}m^{-3}$) รวมถึงการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในเตาเผาไหม้ ซึ่งจะทำให้สามารถเข้าใจถึงกลไกการเผาไหม้ภายในเตาเผาไหม้ได้เป็นอย่างดี จากการทดลองพบว่าความเร็วของอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลอง η_C จะมีค่ามากกว่า 98% สอดคล้องกับค่าภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ในช่วง 0.67 – 0.87 $M_{th}m^{-3}$ ซึ่งขึ้นอยู่กับปริมาณอากาศส่วนเกินการเผาไหม้ใน VFBC ได้รวมกลไกการเผาไหม้แบบวอร์เทคและการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดเข้าไว้ด้วยกันโดยพิจารณาได้จากปริมาณ O_2 ที่ลดน้อยลง การเผาไหม้ของ CO จนกลายเป็น CO_2และสภาวะที่ใกล้เคียงไอโซเทอร์มอลภายในเบด ค่าปริมาณก๊าซเผาไหม้ที่วัดได้ที่ท่อทางออกบนพื้นฐานปริมาณ O_2ที่ 6% CO มีค่าอยู่ในช่วง 100-400 ppm ในขณะที่ปริมาณ NO_x มีค่าอยู่ระหว่าง 350-420 ppm

คำสำคัญ : ก๊าซเผาไหม้/เตาเผาไหม้/ฟลูอิไดซ์เบด/วอร์เทค

Abstract

This study investigated the effects of fluidizing air velocity on the performance of a recently developed vortex-fluidized bed combustor (VFBC) in terms of thermal and combustion efficiency, and volumetric combustion intensity, to better understand the combustion mechanism inside the combustor, and gas emissions. The results showed that a combustion efficiency of up to 98% can be achieved according to volumetric combustion intensity, varying between 0.67-0.87 $M_{th}m^{-3}$ depending upon the amount of excess air. Generally, fluidizing air velocity had an insignificant effect on combustion efficiency. A combination of vortex and fluidized bed combustion within the VFBC was clearly observed, considering O_2 consumption, CO conversion to CO_2, and nearly isothermal bed conditions. CO and NO_x emissions (at 6% O_2) measured at the exit ranged between 100-400 ppm and 350-420 ppm, respectively.

Keyword: combustor/fluidized bed/ gas emissions/vortex

1.บทนำ

จากสภาวะในปัจจุบันน้ำมันมีราคาสูงขึ้นมากในสภาวะเศรษฐกิจของไทยในเวลานี้ อันมีสาเหตุมาจากความต้องการใช้น้ำมันมากขึ้น จึงทำให้ธุรกิจต่างๆ ที่ใช้น้ำมันเป็นเชื้อเพลิงต่างๆ เริ่มหาพลังงานชนิดอื่นมาทดแทนน้ำมัน โดยได้มีการใช้เชื้อเพลิงประเภทชีวมวลที่เหลือใช้จากโรงงานต่างๆมาแปรรูปเป็นเชื้อเพลิงทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิล แกลบเป็นเชื้อเพลิงประเภทชีวมวลอีกอย่างหนึ่งที่สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงให้ความร้อนแทนน้ำมันได้ โดยปัจจุบันเตาเผาไหม้ที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงชีวมวลที่มีประสิทธิภาพสูง คือ เตาเผาไหม้แบบไซโคลน และเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด ซึ่งเตาทั้งสองประเภทนี้มีทั้งข้อดีและข้อเสียต่างกัน คือเตาไซโคลนจะอาศัยหลักการไหลวนของอากาศซึ่งทำให้อนุภาคภายในเตาไม่หลุดออกนอกเตาได้ ความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางจึงมีค่าน้อย (H/D = 2.5) แต่มีข้อเสียคือประสิทธิภาพการเผาไหม้ (65-80%) และค่าภาระความร้อนเตา (0.25MW/m^3) ค่อนข้างต่ำ [1, 2, 3, 4] ส่วนเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบด [5, 6, 7] จะออกแบบให้อนุภาคภายในเตาเผาไหม้เกิดฟลูอิไดเซชั่น ทำให้เกิดการเผาไหม้ทั่วทั้งบริเวณเตา ส่งผลให้ได้ค่าภาระทางความร้อนเตาเผาไหม้ (1 MW/m^3) และประสิทธิภาพการเผาไหม้ (80-95%) สูง แต่มีข้อเสียคือ เมื่อนำหลักการนี้ไปใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลที่มีความหนาแน่นต่ำและรูปร่างไม่กลม จะทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เบดยาก ดังนั้นจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยเช่น ทราย ซิลิกา อลูมินา ลงไปในเตาเผาไหม้ในอัตราส่วนที่เหมาะสม [5, 8] เพื่อช่วยให้เกิดฟลูอิไดซ์เบดได้ง่ายขึ้น อย่างไรก็ตามการผสมวัสดุเฉื่อยจะทำให้ความดันตกคร่อมในห้องเผาไหม้มีค่าสูง ทำให้ต้องสูญเสียพลังงานมากเพราะต้องใช้พัดลมที่มีขนาดใหญ่ ข้อเสียอีกประการหนึ่งคือ ความสูงของเตาเพราะเตาเผาไหม้ฟลูอิไดซ์เบดจำเป็นต้องออกแบบให้เตาสูงเพื่อป้องกันไม่ให้อนุภาคภายในเตาหลุดลอยออกนอกเตาเผาไหม้ โดยสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางของเตาประมาณ 13 ทำให้ได้มีการพัฒนาเพื่อลดความสูงของเตาลงโดยการฉีดอากาศส่วนที่สองเข้าไปในแนวสัมผัสบริเวณ free board [9, 10, 11] เพื่อดักอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ไม่ให้หลุดออกนอกเตา พบว่าสามารถลดความสูงของเตาเผาไหม้ลงได้ และมีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอนุภาคและก๊าซ [12] เมื่อมีการฉีดอากาศส่วนที่สองในแนวสัมผัส พบว่า บริเวณใกล้ผนังเตาก๊าซและอนุภาคจะมีไหลลงด้านล่างเตาเผาไหม้ ทำให้เกิดการหมุนเวียนภายในเตาส่งผลถึงเวลาที่เชื้อเพลิงอยู่ในเตาเผาไหม้นานขึ้น แต่อย่างไรก็ตามถ้านำจุดเด่นของเตาเผาไหม้ ทั้งสองแบบมารวมกันจะทำให้มีค่าภาระความร้อน(MW_{th}/m^3) และประสิทธิภาพเชิงความร้อนสูง แต่ในขณะเดียวกันมีค่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลางต่ำ ทำให้ติดตั้งในโรงงานได้สะดวกและลดค่าใช้จ่ายในการติดตั้งได้ โดยเมื่อนำจุดเด่นของเตาทั้งสองมารวมกันจะได้เป็นเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดขึ้นมา โดยผู้วิจัยได้ออกแบบสร้างเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลอง [13] เพื่อศึกษาถึงพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบ พบว่าเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดจำลองสามารถรวมคุณลักษณะเด่นของการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดและแบบวอร์เทคเข้าไว้ด้วยกันได้และต่อมาได้มีการร่วมกันพัฒนาออกแบบและสร้างเตาเผา VFBC และศึกษาถึงสมรรถนะของเตาสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ[14,15,16]ซึ่งจากการศึกษายังพบว่าอีกปัจจัยหนึ่งที่มีผลต่อสมรรถนะของเตาเผาไหม้คือการกระจายตัวของก๊าซไอเสียตามระดับความสูงของเตาเผาไหม้[17]

ดังนั้นผู้วิจัยจึงได้ปรับปรุงเตาเผา VFBC โดยทำการติดตั้งใบกวนภายในเบด บริเวณด้านล่างของเตาเผาไหม้เพื่อขจัดปัญหาการเกาะตัวกันของแกลบขณะเกิดการเผาไหม้ เนื่องจากการเกาะตัวกันของแกลบจะส่งผลให้เกิดการสูญเสียสภาพการเป็นฟลูอิไดซ์เซชั่น[18] และจะแบ่งอากาศที่ใช้ในการเผาไหม้ออกเป็นสามส่วนคืออากาศส่วนที่หนึ่ง (Primary air) เป็นอากาศที่พาเชื้อเพลิงแกลบเข้าสู่เตาเผาไหม้โดยอากาศส่วนที่หนึ่งและแกลบนี้จะถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งฉากกับรัศมีของเตาที่บริเวณด้านบนของเตา เพื่อก่อให้เกิดการเผาไหม้แบบวอร์เทค อากาศส่วนที่สอง (Secondary air) เป็นอากาศที่จ่ายที่ตำแหน่งด้านล่างของเตาเพื่อทำให้เชื้อเพลิงเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดและอากาศส่วนที่สาม (Tertiary air) เป็นอากาศที่ถูกจ่ายในแนวสัมผัสตั้งฉากกับรัศมีของเตาเพื่อเพิ่มการความปั่นป่วนทำให้เกิดการคลุกเคล้ากันระหว่างอากาศและเชื้อเพลิงได้ดียิ่งขึ้น โดยอากาศส่วนนี้จะถูกจ่ายที่บริเวณต่ำกว่าวงแหวน วอร์เทค ซึ่งวงแหวนวอร์เทคจะคั่นระหว่างห้องเผาไหม้ทั้งสองโดยจะมีหน้าที่ดักอนุภาคขนาดใหญ่ที่ยังเผาไหม้ไม่หมดให้ตกกลับมายังเบดที่กำลังเผาไหม้อยู่ ซึ่งวัตถุประสงค์ของโครงงานวิจัยนี้จะทำการศึกษาอิทธิพลของอากาศส่วนที่สอง โดยจะศึกษาถึงสมรรถนะของเตาเผาไหม้รวมถึงการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในเตาเผาไหม้และบริเวณท่อทางออกของเตา

2.วิธีการทดลอง

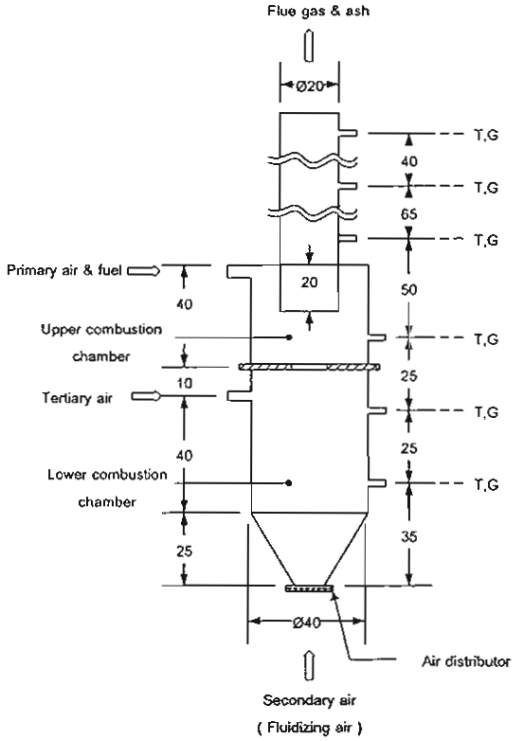
เตรียมอุปกรณ์การทดลองดังแสดงในรูปที่ 3 ทำการติดเตาเผาโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงและอุ่นเตาจนอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ประมาณ 600 °C จึงเริ่มทำการทดลอง

1. ปรับอัตราการไหลของอากาศและแกลบให้สอดคล้องกับเงื่อนไขที่ 1 ในตารางที่ 1 ซึ่งในการทดลองจะใช้พัดลมอัดอากาศ 2 ตัว ตัวละ 2.2 kW เป็นต้นกำลังในการทำให้เกิดอัตราการไหลของอากาศและใช้ vane type anemometer ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้เป็นอุปกรณ์ในการวัดอัตราการไหลของอากาศและในการควบคุมอัตราการป้อนแกลบจะใช้ชุดควบคุมความเร็วรอบมอเตอร์ที่สามารถควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์ซึ่งเป็นต้นกำลังในการขับสกรูที่ใช้ในการป้อนแกลบ

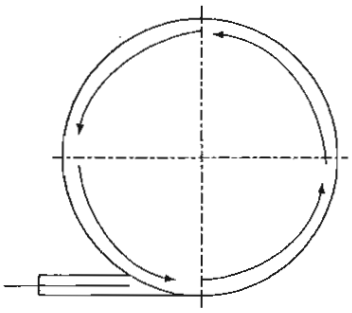
2. บันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC ดังรูปที่ 1 ทุก 5 นาทีจนครบ 180 นาที โดยใช้ Thermocouple type K และใช้ อุปกรณ์ชี้วัดซึ่งมีความละเอียดในหลักหน่วยในการแสดงผล

3. เมื่ออุณหภูมิเข้าสู่สภาวะคงตัวเริ่มบันทึกอุณหภูมิที่ระดับความสูง 0.35 0.60 0.85 m ดังรูปที่ 1 โดยอ้างอิงตำแหน่งความสูงจากแผ่นกระจายอากาศ (Air distributor) ที่ตำแหน่ง r/R = 0.05, 0.10, 0.15, 0.20, 0.25, 0.30, 0.35, 0.40, 0.45, 0.50, 0.55, 0.60, 0.65, 0.70, 0.75, 0.80, 0.85, 0.90, 0.95 และ 1.00 พร้อมกับทำการเก็บขี้เถ้าที่ได้จากการเผาไหม้ทุกๆ 30 นาทีโดยแต่ละครั้งใช้เวลาเก็บนาน 5 นาที (เมื่อ r คือ ตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิในแนวรัศมีของเตาเผาไหม้ VFBC และ R คือ รัศมีของเตาเผาไหม้ VFBC ซึ่งเท่ากับ 20 ซม.)

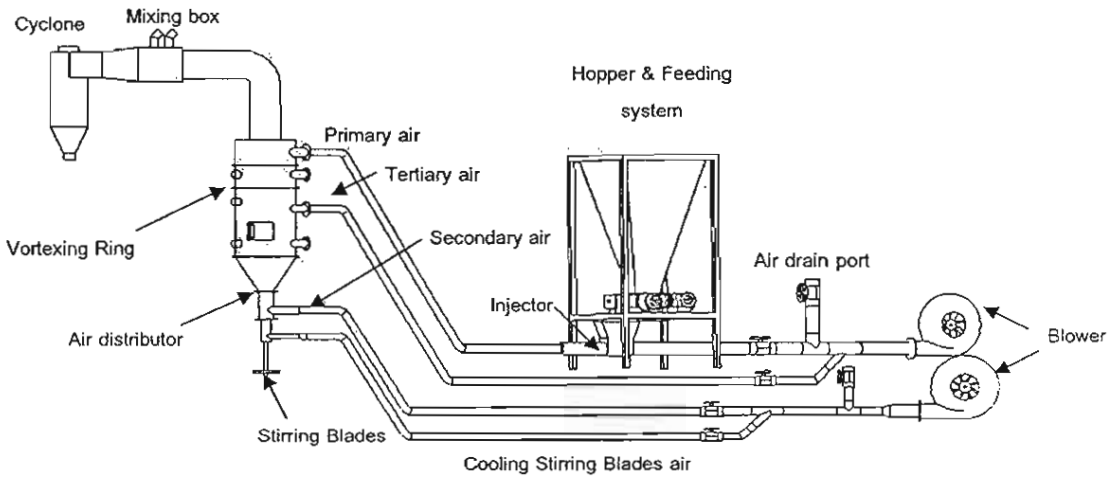
4. บันทึกองค์ประกอบของก๊าซที่เกิดจากการเผาไหม้โดยใช้เครื่อง Gas Analyzer รุ่น Testo 350 XL ทั้งหมด 6 ตำแหน่งคือ ที่ระดับความสูง 0.35 0.60 0.85 m จากแผ่นกระจายอากาศและที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC ที่ระดับความสูง 1.35 2.00 2.40m แสดงดังรูปที่ 1



รูปที่ 1 ขนาดและตำแหน่งวัดอุณหภูมิของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด



รูปที่ 2 ลักษณะการจ่ายอากาศส่วนที่หนึ่งและส่วนที่สาม



รูปที่ 3แสดงการติดตั้งอุปกรณ์การทดลองของเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองที่ศึกษาถึงปริมาณอากาศส่วนที่สองที่มีผลต่อสมรรถนะเตา VFBC

Run No.	Specific Rice husk feed rate (kg/h-m^3)	Primary air Velocity (m/s)	Secondary air Velocity (m/s)	Tertiary air Velocity (m/s)	Stirring blades cooling air (m/s)	Excess air (%)
1	240	18	1	25	8	99
2	240	18	1.35	25	8	107
3	240	18	1.55	25	8	112
4	240	18	1.92	25	8	120

5.ทำการทดลองซ้ำข้อ 2-4 โดยเปลี่ยนอัตราการไหลของแกลบและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขที่ 2-4 ในตารางที่ 1 ซึ่งดัชนีที่บ่งชี้ถึงสมรรถนะของเตาเผาไหม้แสดงดังนี้

- ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) ของเตานิยามได้ด้วยสมการดังนี้

$$\eta_{th} = \left[\frac{(\dot{m}_g T_g C_{p,g}) - (\dot{m}_a T_{amb} C_{p,amb})}{\dot{m}_f HHV} \right] \times 100\ \%$$

$\dot{m}_a$ = อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตาเผาไหม้ (kg/h)

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง (kg/h)

$\dot{m}_g$ = อัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ทางออกซึ่งเท่ากับอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่จ่ายเข้าเตารวมกับอัตราการป้อนเชื้อเพลิง โดยที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงต้องหักเถ้าออก 14 %โดยน้ำหนัก ซึ่งเท่ากับ $\dot{m}_a + (\dot{m}_f \times (1 - 0.14))$

T_g = อุณหภูมิอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (K)

T_{amb} = อุณหภูมิอากาศแวดล้อม (K)

$C_{p,g}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศที่ท่อทางออกเตาเผาไหม้ (kJ/kg · K)

$C_{p,amb}$ = ค่าความจุความร้อนของอากาศแวดล้อม (kJ/kg · K)

HHV = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง (kJ/kg) = 14.98 MJ/kg

- ภาระความร้อน ของเตานิยามได้ด้วยสมการดังนี้

$$\text{ภาระความร้อนเตา} = \frac{\eta_{th} \times \dot{m}_f \times HHV}{V}\ , MW_{th}/m^3$$

HHV = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง (kJ/kg) = 14.98 MJ/kg

$\dot{m}_f$ = อัตราการป้อนเชื้อเพลิง (kg/s)

V = ปริมาตรของเตาประกอบด้วยบริเวณส่วนที่เป็นกรวยหงายและทรงกระบอก (m^3)

- ประสิทธิภาพการเผาไหม้ของเตานิยามได้ด้วยสมการดังนี้

$$\eta_C = \left[\frac{(E_F - E_a - E_{fg})}{E_F} \right] \times 100\ \%$$

E_F = ปริมาณความร้อนที่ได้จากเชื้อเพลิงที่ป้อนเข้าเตาเผาไหม้ (MW)

E_a = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนที่ไม่เผาไหม้ในเถ้า (MW)

E_{fg} = ปริมาณความร้อนที่สูญเสียไปกับคาร์บอนมอนออกไซด์ (CO) ในก๊าซเสีย (MW)

3. ผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

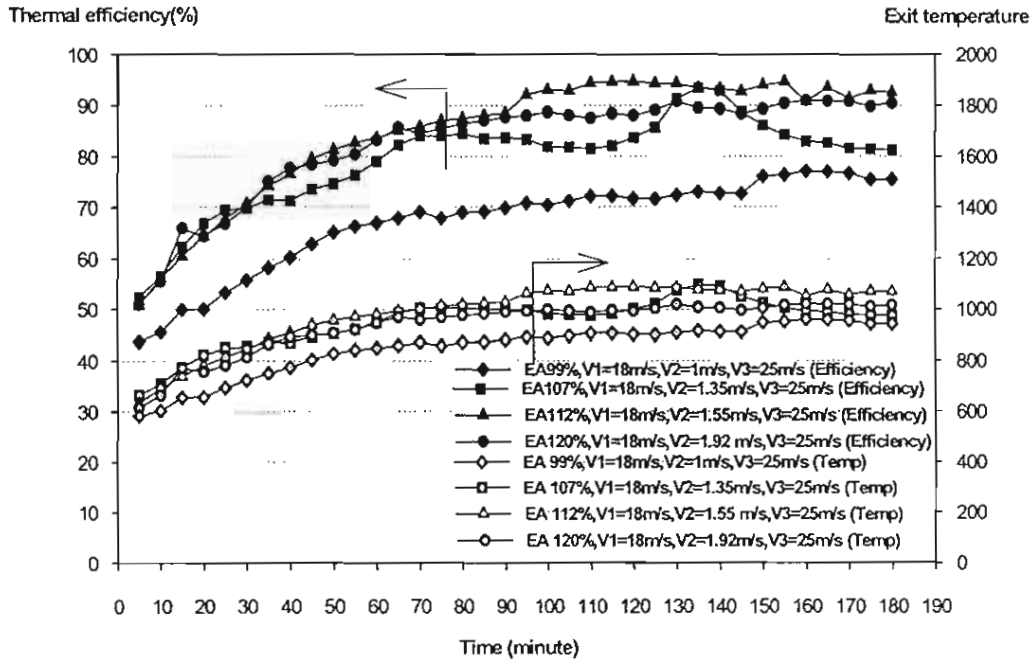
3.1 อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออก ประสิทธิภาพเชิงความร้อน และค่าภาระความร้อนเตา

จากผลการทดลองดังแสดงในรูปที่ 4 พบว่าสามารถแบ่งช่วงของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกเป็น 2 ช่วง คือ 1) ช่วงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาก่อนเข้าสู่สภาวะคงที่ (ช่วงเวลา 5 ถึง 90 นาที) พบว่าประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกทั้ง 4 เงื่อนไข (ดังแสดงในตารางที่ 1) จะแปรผันตรงกับเวลาที่ใช้ในการเผาไหม้ 2) ช่วงอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกของเตาเข้าสู่สภาวะคงที่ (ช่วงเวลา 90 ถึง 180 นาที) จากการทดลองมีอากาศส่วนที่สองซึ่งเป็นอากาศที่ถูกจ่ายที่ตำแหน่งด้านล่างของเตาที่มีลักษณะเป็นรูปกรวยหงายซึ่งทำให้เกิดการฟุ้งกระจายและคลุกเคล้ากันระหว่างอนุภาคกับอากาศให้ผสมกันอย่างดี โดยเมื่อความเร็วอากาศส่วนที่สองมีค่าเท่ากับ 1 m/s ไม่สามารถทำให้เกิดการกระจายตัวคลุกเคล้ากันระหว่างอนุภาคกับอากาศมากพอที่จะทำให้การแพร่ของออกซิเจนเพื่อไปทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้ดี จึงทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ไม่สมบูรณ์ ได้อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกต่ำซึ่งเท่ากับ 904 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (η_{th}) เท่ากับ 75 % และ ภาระความร้อนเท่ากับ 0.7 MW_{th}/m^3 (คำนวณโดยใช้ค่า HHV ที่ 14.98 MJ/kg) และเมื่อเพิ่ม V_2 = 1.35 m/s ความเร็วของอากาศส่วนที่สองเพิ่มขึ้นทำให้การกระจายตัวของแกลบภายในเตาเผาไหม้มากขึ้น ทำให้เกิดการเผาไหม้ที่สมบูรณ์มากขึ้น ได้อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกเท่ากับ 1004 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจึงเพิ่มขึ้นเท่ากับ 90 % โดยให้ค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.84 MW_{th}/m^3 และถ้าเพิ่มความเร็วของอากาศส่วนที่สองจนมี

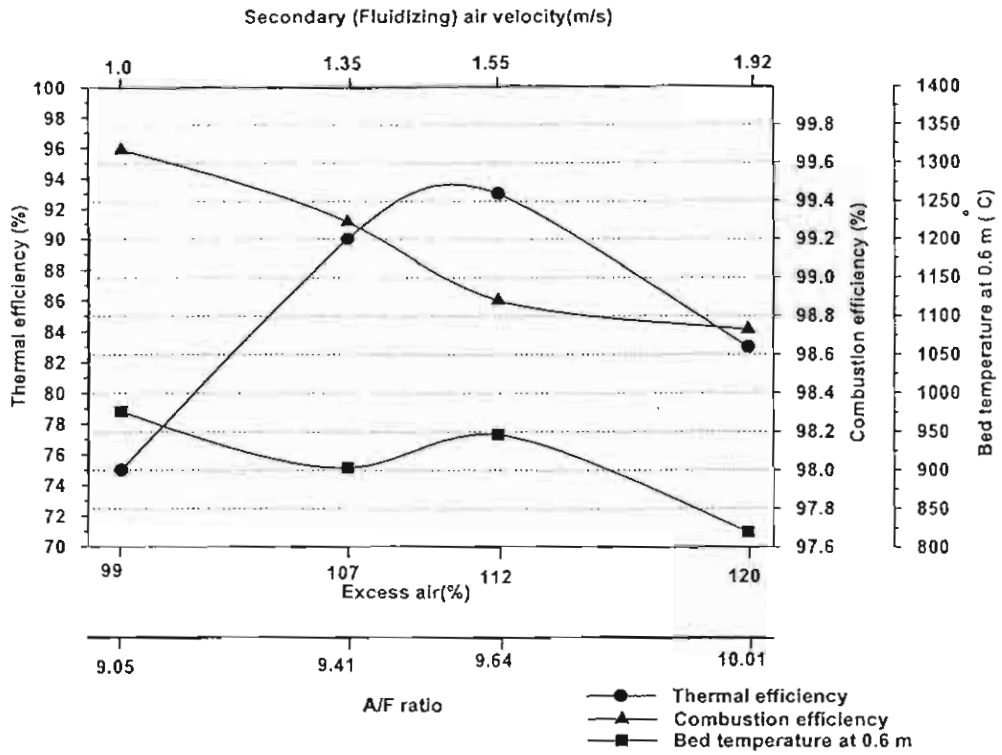
ค่าเท่ากับ 1.55 m/s ทำให้เกิดการปั่นป่วนภายในห้องเผาไหม้คลุกเคล้ากันระหว่างอนุภาคกับอากาศให้ผสมกันอย่างดี คาดว่าส่งผลให้ชั้นฟิล์มของเถ้าที่ปกคลุมเชื้อเพลิงอยู่นั้นบางลง ออกซิเจนจึงแพร่เข้าไปทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงได้อย่างเต็มที่ส่งผลให้อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกเพิ่มขึ้นเป็น1055 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 93 % และค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.87 MW_{th}/m^3 แต่ถ้าเพิ่ม V_2 = 1.92 m/s จะทำให้อากาศที่จ่ายด้านล่างเตามากเกินไป และม่านอากาศบริเวณเหนือวงแหวน วอร์เทคที่เกิดขึ้นจากการจ่ายอากาศส่วนที่หนึ่งไม่เพียงพอทำให้เกิดแรงเหวี่ยงดักแกลบที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไว้ได้น้อย จึงทำให้เวลาที่ใช้ในการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบที่อยู่ในเตาเผาไหม้ลดลง ส่งผลให้อุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกลดลงเหลือ 941 °C ประสิทธิภาพเชิงความร้อน 83 % และค่าภาระความร้อนเท่ากับ 0.77 MW_{th}/m^3

3.2 ประสิทธิภาพการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิเบดของเตาเผาไหม้

จากรูปที่ 5 แสดงอิทธิพลของอากาศส่วนที่สองที่มีผลต่ออุณหภูมิภายในเบด ประสิทธิภาพการเผาไหม้และประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาเผาไหม้ โดยในการทดลองทำการคงที่ความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งและความเร็วของอากาศส่วนที่สามไว้ที่ 18 และ 25 m/s อัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ 240 $kg/m^{-3}h^{-1}$ และปรับเปลี่ยนความเร็วของอากาศส่วนที่สองอยู่ในช่วง 1-1.92 m/s ส่งผลให้ปริมาณอากาศส่วนเกินอยู่ในช่วง 99-120% จากการทดลองจะเห็นได้ว่าความเร็วของอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้ โดยในทุกเงื่อนไขการทดลอง η_C จะมีค่ามากกว่า 98% ส่วนการที่ η_C ลดลงเมื่อความเร็วของอากาศส่วนที่สองเพิ่มขึ้นมีสาเหตุมาจากระยะเวลาในการเผาไหม้น้อยลงตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วของอากาศส่วนที่สอง นอกจากนี้ยังพบอีกว่าความเร็วของอากาศส่วนนี้มีผลต่อความหนาแน่นของการเกิดฟลูอิไดซ์เซชั่น โดยฟลูอิไดซ์เซชั่นจะเกิดขึ้นหนาแน่นเมื่อความเร็วของอากาศส่วนที่สองมีค่าต่ำกว่า 1.55 m/s ซึ่งสังเกตได้จากช่องมองไฟตลอดแนวผนังเตา อนุภาคที่กำลังเผาไหม้มีเปลวไฟสว่างและลอยตัวอย่างสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาแต่เมื่อความเร็วของอากาศส่วนที่สองมีค่ามากกว่าหรือเท่ากับ 1.55 m/s อนุภาคที่กำลังเผาไหม้จะยกตัวลอยขึ้นไปเผาไหม้ที่บริเวณเหนือวงแหวนซึ่งสอดคล้องกับอุณหภูมิทางออก(ที่ระดับความสูง 1.35m) ที่มีค่าสูงขึ้นดังแสดงในตารางที่ 2 จากการทดลองยังพบอีกว่าความแตกต่างระหว่าง η_{th} และ η_C คาดว่าน่าจะเกิดมาจากความร้อนที่สูญเสียผ่านผนังเตาซึ่งสอดคล้องกับอุณหภูมิภายในเบดที่ระดับความสูง 0.6m จากแผ่นกระจายอากาศ



รูปที่ 4 แสดงการการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก๊าซร้อนที่ทางออกและประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา



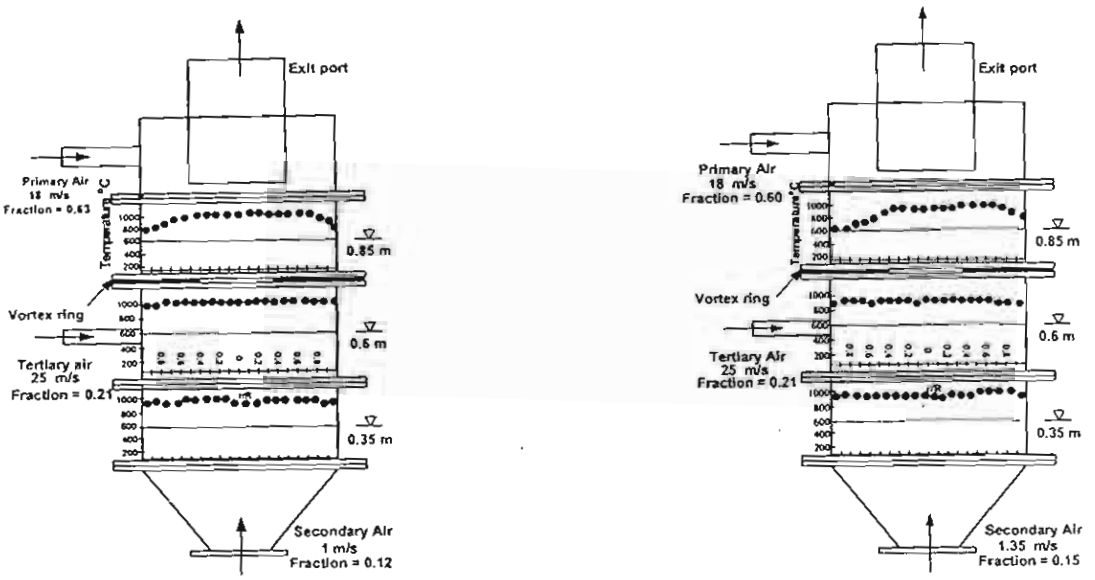
รูปที่ 5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพการเผาไหม้ ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและอุณหภูมิภายในเบด

ตารางที่ 2 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิภายในเบดที่ระดับความสูง 0.6mกับอุณหภูมิท่อทางออก

%EA	อุณหภูมิภาย ในเบดที่ 0.6m (°C)	อุณหภูมิท่อ ทางออก (°C)
99 % (v_2=1m/s)	976	824
107 % (v_2=1.35m/s)	902	893
112 % (v_2=1.55m/s)	946	1050
120 % (v_2=1.92m/s)	920	978

3.3 การกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้

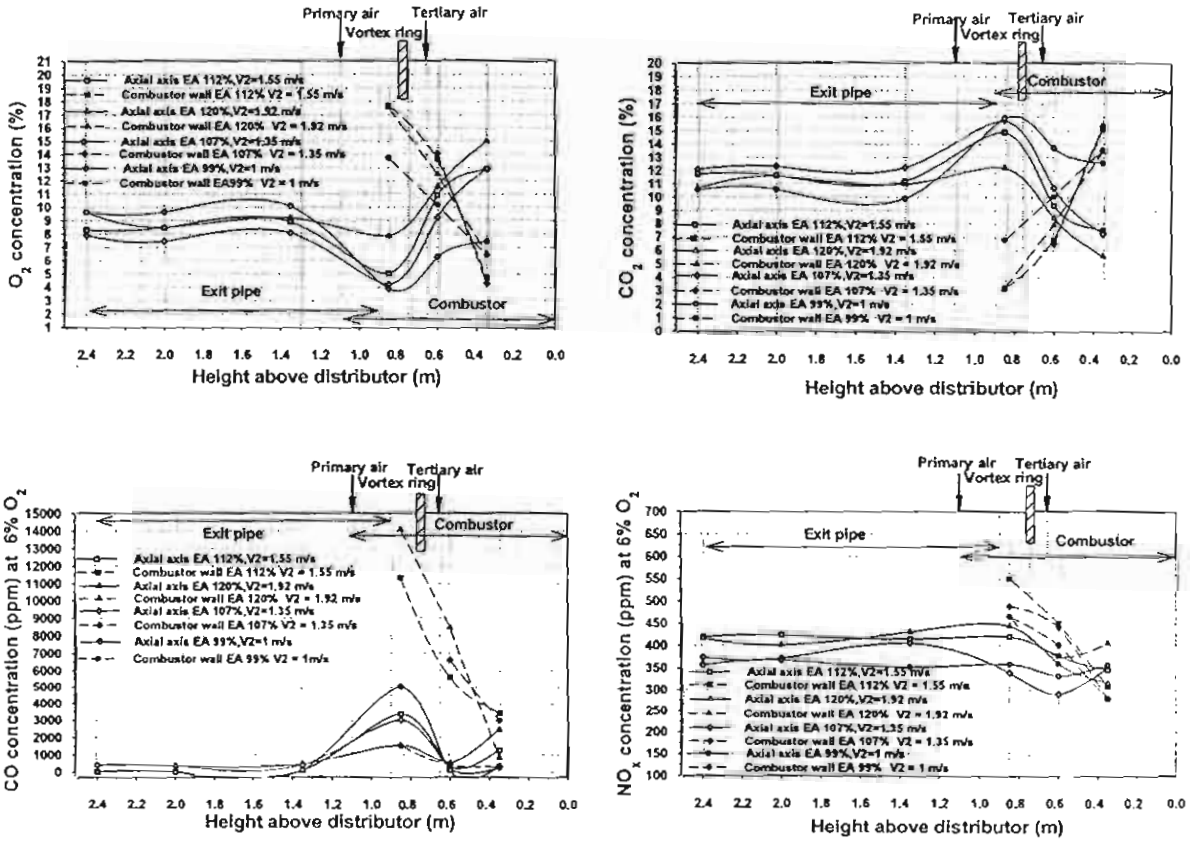
รูปที่ 6 (runno.1-2) แสดงการกระจายตัวของอุณหภูมิภายในเตาที่ระดับความสูง 0.35 0.60 0.85m จากแผ่นกระจายอากาศ ซึ่งการกระจายอุณหภูมิภายในเตามีลักษณะที่คล้ายกันในทุกเงื่อนไขการทดลอง โดยสามารถแบ่งออกเป็นสองบริเวณคือ1) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคพบว่าบริเวณขอบผนังจะมีอุณหภูมิต่ำมีค่าอยู่ในช่วง 600-700°C เนื่องจากใกล้ตำแหน่งที่จ่ายอากาศส่วนที่หนึ่ง ส่วนบริเวณแกนกลางของเตาเผาไหม้จะมีอุณหภูมิสูงมีค่าประมาณ 950°C เนื่องจากเป็นบริเวณที่ก๊าซร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไหลผ่านเพื่อเข้าสู่ท่อทางออกที่อยู่ด้านบนของเตา และพบว่าบริเวณกลางเตามีอุณหภูมิสูงและอุณหภูมิจะลดลงในทิศทางที่เข้าสู่ผนังเตา ซึ่งบ่งบอกถึงพฤติกรรมการเผาไหม้แบบวอร์เทค โดยคาดว่าน่าจะสอดคล้องกับการเผาไหม้ของสารระเหย (Volatiles) ที่อยู่ในเชื้อเพลิงซึ่งจะถูกเผาไหม้ตลอดระยะทางขณะเคลื่อนที่ลงมาตามผนังเตา 2) บริเวณห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทค(ระดับความสูง 0.35 0.6m จากแผ่นกระจายอากาศ) จากรูปพบว่ามีการกระจายอุณหภูมิภายในเตาสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตา ซึ่งมีสภาวะใกล้เคียงไอโซเทอร์มอลภายในเบดสอดคล้องกับพฤติกรรมการเผาไหม้ภายในเบดที่สังเกตได้จากช่องมองไฟซึ่งติดตั้งอยู่ตลอดแนวด้านข้างของผนังเตา โดยจะสังเกตเห็นเปลวไฟที่สว่างจ้าตลอดทั้งหน้าตัดเตา ซึ่งสะท้อนให้เห็นว่าเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบดขึ้นภายในเตาโดยทั้งอากาศและอนุภาคมีการเคลื่อนที่แบบไม่มีทิศทางแน่นอนซึ่งสอดคล้องกับพฤติกรรมการเคลื่อนที่ของอากาศภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดในแบบจำลอง[13] โดยอุณหภูมิเฉลี่ยที่ระดับความสูง 0.35m มีค่าประมาณ 1000°C และอุณหภูมิเฉลี่ยที่ระดับความสูง 0.60m จะมีค่าลดลงประมาณ 100°C ซึ่งเป็นผลมาจากที่ระดับความสูงนี้เป็นบริเวณที่มีการจ่ายส่วนที่ 3



Excess air = 99 %(run no.1)

Excess air = 107 %(run no.2)

รูปที่ 6 แสดงการกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบด



รูปที่ 7 ความสัมพันธ์ระหว่างองค์ประกอบก๊าซเสียกับปริมาณอากาศส่วนเกินที่ระดับความสูงต่าง ๆ

3.4 การกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายใน VFBC และบริเวณท่อทางออก

รูปที่ 7 แสดงการกระจายตัวของก๊าซไอเสียบริเวณกลางเตาและผนังเตาที่ระดับความสูง 0.35 0.60 0.85m จากแผ่นกระจายอากาศและบริเวณท่อทางออกที่ระดับความสูง 1.35 2.00 2.40m จากการทดลองพบว่าเมื่อทำการปรับเปลี่ยนปริมาณอากาศส่วนที่สอง การกระจายตัวของก๊าซไอเสียมีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกันในทุกเงื่อนไขการทดลอง และเมื่อพิจารณาผลของการกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในเตาเผาไหม้พบว่า สามารถบ่งบอกถึงพฤติกรรมการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้ได้ โดยสามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ บริเวณห้องเผาไหม้เหนือวงแหวนวอร์เทคและบริเวณห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทค โดยที่บริเวณห้องเผาไหม้เหนือวงแหวนวอร์เทคจะมีการจ่ายเชื้อเพลิงเข้ามาพร้อมกับอากาศส่วนที่หนึ่งที่บริเวณด้านบนของเตาทำให้อากาศและเชื้อเพลิงนี้เคลื่อนที่ลงมาตามผนังเตา ซึ่งจากรูปที่ 7a จะพบว่าที่บริเวณผนังเตา O_2 จะถูกใช้เผาไหม้ตลอดระยะทางขณะเคลื่อนที่ลงมาตามผนังเตาจนที่ระดับความสูง 0.35m จะมีปริมาณ O_2 เหลืออยู่ในช่วง 4-7 % ซึ่งคาดว่าเกิดการเผาไหม้ของสารระเหยที่อยู่ในเชื้อเพลิงตลอดระยะทางขณะเคลื่อนที่ลงมาตามผนังเตา เนื่องจากสารระเหยภายในแกลบจะระเหยออกมาที่อุณหภูมิต่ำประมาณ 190-300 °C [19] โดยการเผาไหม้สารระเหยคาดว่าน่าจะเผาไหม้หมดเมื่อเคลื่อนที่ลงมาถึงกรวยด้านล่าง ซึ่งพฤติกรรมการเผาไหม้ที่เคลื่อนที่ลงมาตามผนังเตาบริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทคจนถึงกรวยด้านล่างนี้จะสอดคล้องกับพฤติกรรมการเผาไหม้แบบวอร์เทค นอกจากนี้ยังพบอีกว่าที่ระดับความสูง 0.85m จนถึง 1.35m จะมีปริมาณ O_2 เพิ่มขึ้นอีกเล็กน้อยอยู่ในช่วง 2-4 % เนื่องจากมีปริมาณ O_2 บางส่วนที่จ่ายมาพร้อมกับอากาศส่วนที่หนึ่งหลุดไปพร้อมกับก๊าซไอเสียที่บริเวณปากของท่อทางออก ส่วนบริเวณห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทคจะมีการจ่ายอากาศส่วนที่สองซึ่งทำให้เกิดความปั่นป่วนและคลุกเคล้ากันระหว่างอนุภาคกับอากาศให้ผสมกันอย่างดี นอกจากนี้ยังมีวงแหวนวอร์เทคซึ่งทำหน้าที่ดักจับอนุภาคขนาดใหญ่ที่ยังเผาไหม้ไม่หมดและมีอากาศส่วนที่หนึ่งซึ่งก่อให้เกิดม่านอากาศรุนแรงดักจับอนุภาคขนาดใหญ่ที่กำลังเผาไหม้ทำให้อนุภาคที่มียังเผาไหม้ไม่หมดนี้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคตกกลับมายังเบดที่กำลังเผาไหม้ ซึ่งจากรูปที่ 7a จะเห็นได้ว่าปริมาณ O_2 ที่บริเวณกลางเตาจะถูกใช้ไปอย่างมากจนที่ระดับความสูง 0.85m จะมีปริมาณ O_2 เหลืออยู่ในช่วง 4-8 % ซึ่งสอดคล้องกับพฤติกรรมการเผาไหม้ภายในเบดที่สังเกตได้จากช่องมองไฟโดยคิดตั้งอยู่ตลอดแนวด้านข้างของผนังเตา นอกจากนี้ถ้าพิจารณาจากปริมาณ CO และ CO_2 ดังรูป 7c และ 7b จะพบว่า CO จำนวนมากจะถูกเผาไหม้กลายเป็น CO_2 จนที่ระดับความสูง 0.60m จะมีปริมาณ CO เหลืออยู่ในช่วง 50-500 ppm (บนพื้นฐานปริมาณ O_2 ที่ 6%) ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณ CO_2 ที่ระดับความสูง 0.60m โดยมีปริมาณ CO_2 อยู่ในช่วง 10-14% ซึ่งน่าจะเหมือนกับกรณีอนุภาคของแข็ง โดยคาดว่าจะมีการหมุนเวียนของก๊าซเผาไหม้ภายในห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทค ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทคเป็นการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด จากการทดลองยังพบอีกว่าที่ระดับความสูง 0.85mจะมีปริมาณ CO สูง เนื่องจากเป็นบริเวณที่มีระยะทางสั้นทำให้ไม่มีระยะเวลาเพียงพอที่ CO จะถูกเผาไหม้กลายเป็น CO_2 แต่หลังจากนั้น คาร์บอนที่ยังเผาไหม้ไม่หมดที่อยู่ในอนุภาคจะถูกเผาไหม้ทำให้ CO ถูกเผาไหม้จนเกือบจะหมดที่ระดับความสูง 1.40m ซึ่งเมื่อคิดปริมาณก๊าซเผาไหม้ที่วัดได้ที่ท่อทางออกบนพื้นฐานปริมาณ O_2ที่ 6% พบว่า CO มีค่าอยู่ในช่วง 100-400 ppm ในขณะที่ปริมาณ NO_x มีค่าอยู่ระหว่าง 350-420 ppm

4.สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้มุ่งเน้นศึกษาผลกระทบของอากาศส่วนที่สอง ต่อสมรรถนะและการกระจายตัวของก๊าซไอเสียของเตาเผาไหม้ วอร์เทค-ฟลูอิไดซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบซึ่งสามารถสรุปได้ดังนี้

1. ปริมาณอากาศส่วนที่สองมีผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนและสมรรถนะของเตาโดยตรง ซึ่งพบว่า η_{th} จะแปรผันตรงกับอากาศส่วนที่สอง แต่เมื่ออากาศส่วนนี้มากเกินไป η_{th} ก็จะลดลง โดย η_{th} มีค่าสูงสุดเท่ากับ 93% ที่ V_2=1.55 m/s อุณหภูมิทางออกของเตาเผาไหม้มีค่า 1055°C ซึ่งสามารถคิดเป็นภาระทางความร้อนของเตาเผาไหม้ได้ประมาณ 0.87 $M_w m^{-3}$

2 การกระจายอุณหภูมิภายในเตาที่สามารถแบ่งออกเป็นสองบริเวณ คือ 1) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคโดยมีลักษณะการกระจายอุณหภูมิคล้ายรูปพาราโบลาคว่ำแสดงให้เห็นถึงพฤติกรรมการไหลแบบวอร์เทคและ 2) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคการกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้เกิดขึ้นอย่างสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตา ซึ่งมีสภาวะใกล้เคียงไอโซเทอร์มอลภายในเบดแสดงให้เห็นถึงพฤติกรรมการเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด

3. ความเร็วของอากาศส่วนที่สองไม่ค่อยส่งผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้โดยในทุกเงื่อนไขการทดลอง η_C จะมีค่ามากกว่า 98% ซึ่ง η_C มีค่าสูงสุดเท่ากับ 99.7 % ที่ V_2=1 m/s

4. การกระจายตัวของก๊าซไอเสียภายในเตาเผาไหม้พบว่า สามารถบ่งบอกถึงพฤติกรรมการเผาไหม้ที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้ได้ โดยสามารถแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ บริเวณห้องเผาไหม้เหนือวงแหวนวอร์เทคและบริเวณห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทค ซึ่งบริเวณห้องเผาไหม้เหนือวงแหวนวอร์เทคจะมีพฤติกรรมการเผาไหม้แบบวอร์เทคเคลื่อนที่ลงมาตามผนังเตาจนถึงบริเวณกรวยด้านล่างของเตาเผาไหม้ ส่วนบริเวณห้องเผาไหม้ใต้วงแหวนวอร์เทคจะมีพฤติกรรมเผาไหม้แบบฟลูอิไดซ์เบด มีการเผาไหม้ของ CO ในท่อทางออกจนเกือบจะหมดที่ระดับความสูง 1.40m ก๊าซเผาไหม้ที่วัดได้ที่ท่อทางออกบนพื้นฐานปริมาณ O_2ที่ 6% พบว่า CO มีค่าอยู่ในช่วง 100-400 ppm ในขณะที่ปริมาณ NO_x มีค่าอยู่ระหว่าง 350-420 ppm

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยและคุณวิบูรณ์ เทเพนทร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยวที่กรุณาให้คำแนะนำต่องานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

[1] A.k. Gupta, Lilley D.G and N.Syred, "Swirl Flows. Abacus Press", Tunbridge Wells, England, 1984

[2] R. Singh, R.C.Maheshwari and T.P.Ojha, "Development of a Husk Fired Furnace", Journal of Agricultural Engineering Research, Vol.25, 1980, pp.119-120.

[3] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214

[4] S. Soponronnarit, T.Swasdisevi, S.Wetchacama, A.Shujinda and B.Srisawat, "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, Vol 1, No 2, 2000, pp.67-75

[5] E.Natarajan, A.Nordin and A.N.Rao, "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

[6] J. Werther, M.Saenger, E.U.Hartge , T.Ogada and Z.Siagi, "Combustion of Agricaltural residues", Progress in Energy and Combustion Science, Vol 26, No1, 2000, pp.1-27

[7] L.Armesto, A.Bahillo, K.Veijonen, A.Cabanillas and J.Otero, "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, Vol 23, No 3, 2002, pp 171-179

[8] T.R. Rao and J.V. Bheemarasetti, "Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands", Energy, Vol 26, No 6, 2000, pp.633-644

[9] G.Yang and S.Nieh, "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, Vol 50, 1987, pp.121-131

[10] G.Yang and S.Nieh, "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, Vol 57, 1989, pp.171-179

[11] S. Nigh, G.Yang , A.Q.Zhu and C.S.Zhao, "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, Vol 69, 1992, pp. 139-146

[12] S. Nieh and J.Zhang, "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, Vol 122, 2000, pp.70-78

[13] T.Madhiyanon, N.Piriyarungroj, A.Nathakarannakule and S.Soponronnarit, "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc", the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th-14th March 2003, pp.332-343

[14] T.Madhiyanon, N.Piriyarungroj, A.Nathakaranakule and S.Soponronnarit, "Development of a Vortexing-Fluidized Bed Combustor for Rice Husk Fuel", Proc. of 17th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, Prachenburi, Thailand, 15th-17th October 2003, paper no.IC033

[15] T.Madhiyanon, N.Piriyarungroj, A.Nathakaranakule and S.Soponronnarit, "Vortexing-Fluidized Bed Combustor (VFBC) : Part I Effects of primary Air on Performance of Combustor", Proc. of 18th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, Khon Kaen, Thailand, 18th-20th October 2004, paper no. ETM14

[16] T.Madhiyanon, N.Piriyarungroj, A.Nathakaranakule and S.Soponronnarit, "Vortexing-Fluidized Bed Combustor (VFBC) : Part II Effects of secondary Air on Performance of Combustor", Proc. of 18th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand, Khon Kaen, Thailand, 18th-20th October 2004, paper no. ETM15

[17] P.Basu, A.Scott, "Circulating Fluidized Bed Boilers", Butterworth-Heinemann, Oxford, U.K.,1991, pp.121-122

[18] F.Ishom, T.Harda, T.Aoyagi, K.Sakanishi, Y.Korai, I.Mochia. "Problem in PFBC boiler(1) : characterization of agglomerate recovered in commercial PFBC boiler". Fuel journal, 2002, Fuel 81, 1445-1451

[19] J.Werther, M.Saenger, E-U.Hartge, T.Ogada, Z.siagi. "Combustion of agricultural residues," Energy and Combustion Science, February 2000, volume 26,page 1-27

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19
19–21 ตุลาคม 2548 จังหวัดภูเก็ต

การศึกษาการผลิตผงถ่านหินแอนทราไซท์อัดแท่งด้วยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชัน

Study of Solid Fuel Produced from Ground Anthracite by Extrusion Technique

ฐานิดย์ เมธิยานนท์[1] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[3]
[1,2]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร
51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
[3]คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
โทร 0-2988-3666 ต่อ 244 โทรสาร 0-2988-3666 ต่อ 241 E-mail: Thanid@mut.ac.th[1], prasan_mut@yahoo.com[2]

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[2]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Somchart Soponronnarit[3]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

ถ่านหินแอนทราไซท์เริ่มได้รับความนิยมและมีการใช้งานอย่างกว้างขวางในอุตสาหกรรมการหล่อเหล็กภายในประเทศ โดยถ่านหินต้องนำเข้าจากต่างประเทศและผ่านกระบวนการคัดแยกซึ่งจะมีเศษผงถ่านหินจำนวนมากซึ่งมีมูลค่าต่ำและยากต่อการเก็บรักษา ความต้องการเพิ่มมูลค่าเศษถ่านหินเหล่านี้จึงนำมาสู่วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ที่ต้องการศึกษาการผลิตผงถ่านหินแอนทราไซท์อัดแท่งด้วยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชันโดยใช้โมลาสเป็นตัวประสานในสัดส่วนการผสมต่าง ๆ จากการศึกษาผลของถึงสัดส่วนการผสมโมลาสที่มีต่อสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิง พบว่าการเพิ่มสัดส่วนโมลาสส่งผลให้อัตราการผลิตและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าเพิ่มขึ้น แต่จะส่งผลให้การใช้พลังงานในการผลิต ความหนาแน่นและค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงลดลง โดยอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 50 mm มีค่าในช่วง 3.2–5.6 kg/min ความหนาแน่นมีค่า 1148–1372 kg/m^3 และพบว่าค่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้มีค่ามากกว่าค่าต่ำสุดที่ยอมรับในเชิงพาณิชย์

คำสำคัญ: โมลาส/เชื้อเพลิงอัดแท่ง/เอ็กซ์ทรูชัน

Abstract

Due to an increasing interest in utilizing anthracite coal in the cast-iron industry, large amounts of fine coal particles remain after size characterization. The objective of this study was to add value to these coal residues by studying solid coal fuel produced by extrusion technique. Molasses was selected as adhesive material mixed into coal particles at various coal-molasses shares. All investigations of how shared molasses affected the physical properties of extruded fuel indicated that a large amount of molasses shared into the mixture was beneficial for fuel production output and compressive strength, but negative for energy consumption, density, and heating value. Outputs were in range 3.2-5.6 kg/min for 50 mm fuel diameter, at a density of 1148–1372 kg/m^3. The compressive strength was satisfactory, and much higher than acceptable commercial value.

Keywords: Extrusion/Extruded fuel /Molasses

1. บทนำ

ในสถานการณ์ปัจจุบันสภาพการใช้พลังงานของประเทศไทยมีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้นต่อเนื่องทุกปี ทั้งนี้เนื่องมาจากการขยายตัวของภาคอุตสาหกรรม โดยเฉพาะการใช้พลังงานปฐมภูมิ (Primary energy) หรือพลังงานความร้อนซึ่งส่วนใหญ่เป็นพลังงานที่ได้มาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลจำพวกน้ำมันเตาหรือน้ำมันดีเซลซึ่งมีราคาสูงขึ้นอย่างต่อเนื่องทำให้ต้องหาแหล่งเชื้อเพลิงอื่นที่มีราคาถูกกว่ามาทดแทนเชื้อเพลิงจำพวกน้ำมัน โดยถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงฟอสซิลที่กำลังได้รับความสนใจเพราะมีราคาถูกและมีจำนวนมาก ซึ่งในปัจจุบันถ่านหินแอนทราไซท์กำลังได้รับความนิยมในการใช้งานมากในอุตสาหกรรมต่าง ๆ เป็นอย่างมากเพราะเป็นถ่านหินที่มีคุณภาพดีในขณะที่ราคาไม่สูง โดยถ่านหินแอนทราไซท์นั้นต้องนำเข้ามาจากต่างประเทศแล้วมา

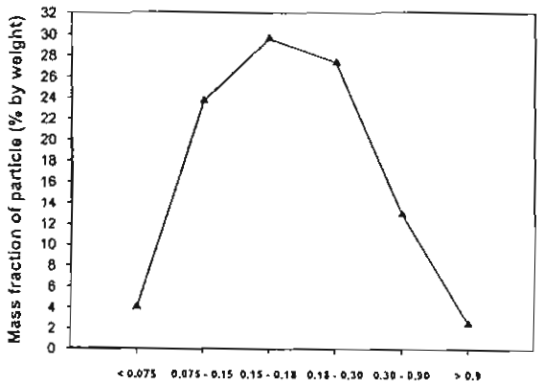
ผ่านกระบวนคัดแยกก่อนการใช้งานทำให้มีเศษถ่านหินขนาดเล็กซึ่งมีคุณภาพต่ำและยากต่อการเก็บรักษาจำนวนมากจึงเป็นแหล่งเชื้อเพลิงที่ยังไม่ได้นำไปใช้ประโยชน์ โดยในการนำไปเศษผงถ่านหินเหล่านี้ไปใช้นั้นจะต้องผ่านกระบวนการแปรรูปให้เป็นก้อนหรือเป็นแท่งเพื่อสะดวกในการขนย้ายหรือเก็บรักษาในการใช้งานซึ่งทั่วไปจะนิยมอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิงและนำไปใช้ในหม้อไอน้ำ โดยการอัดแท่งเชื้อเพลิงนั้นสามารถทำได้หลายวิธีเช่น การอัดด้วยไฮดรอลิก[1-7] การอัดรีดด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชัน [8-11] ซึ่งในการอัดรีดด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันจะสามารถอัดได้อย่างต่อเนื่องและการทำงานที่สะดวกกว่าการอัดด้วยไฮดรอลิก สำหรับกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันนั้นยังสามารถแบ่งออกได้อีก 2 แบบคือการอัดรีดร้อนและกระบวนการอัดรีดเย็น โดยกระบวนการอัดรีดร้อนจะใช้กับวัตถุดิบที่มีลิกนินเป็นส่วนประกอบ [8,11] โดยต้องมีการให้ความร้อนระหว่างกระบวนการอัดรีดเพื่อที่จะทำให้ลิกนินที่มีอยู่ในวัตถุดิบละลายออกมายึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง แต่ในกระบวนการอัดรีดเย็นนั้นไม่ต้องการความร้อนในระหว่างการอัดแต่จะต้องใช้ตัวประสานเพื่อทำหน้าที่ยึดเกาะวัตถุดิบให้คงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิง การอัดแท่งเชื้อเพลิงด้วยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดร้อนจะมีความยุ่งยากกว่าและไม่เหมาะกับกรณีของผงถ่านหินเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการอัดรีดเย็น โดยต่อมาได้มีการสร้างเครื่องผลิตแท่งเชื้อเพลิงด้วยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็นเพื่อทดสอบการผลิตเชื้อเพลิงอัดแท่งจากผงถ่านกะลามะพร้าวโดยใช้โมลาสเป็นตัวประสาน [9,10] โดยพบว่าได้สมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้อยู่ในเกณฑ์ดี โดยลักษณะทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ดีต้องสามารถต้านทานแรงกดได้สูงและต้องคงรูป (ไม่เกิดการแตกตัว) ของแท่งเชื้อเพลิงระหว่างการเผาไหม้ซึ่งมีความสำคัญมาก ในกรณีของการผลิตถ่านหินอัดแท่งเพราะระหว่างการเผาไหม้จะมีอุณหภูมิสูงทำให้ตัวประสานอาจจะสูญเสียสภาพที่จะสามารถยึดเกาะอนุภาคผงถ่านหินได้ ดังนั้นตัวประสานที่จะเลือกใช้ต้องสามารถเพิ่มความแข็งแรงให้กับแท่งเชื้อเพลิงจะผลิตและสามารถคงรูปแท่งเชื้อเพลิงระหว่างการเผาไหม้ได้ สำหรับตัวประสานที่สามารถใช้มีหลายชนิดเช่น โมลาสหรือกากน้ำตาลซึ่งจากการทดลองที่ผ่านมา [2,3] พบว่าการใช้โมลาสเป็นตัวประสานเพื่อยึดเกาะผงถ่านหินในการอัดเป็นแท่งซึ่งจะทำให้แท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้นั้นมีควันน้อย นอกจากนี้ยังมีการนำวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรจำพวกฟางข้าวมาหมักเป็นตัวประสาน [9,12] และมีการใช้แป้งเปียกร่วมกับสารช่วยคงรูปต่าง ๆ เพื่อช่วยให้แท่งเชื้อเพลิงสามารถคงรูปได้ในขณะทำการเผาไหม้ [13] ซึ่งพบว่าก็ยังไม่สามารถคงรูปแท่งเชื้อเพลิงในขณะเผาไหม้ได้สำหรับแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้นั้นจะต้องมีการนำมาทดสอบสมบัติทางกายภาพต่าง ๆ เช่น ความหนาแน่น การต้านทานแรงกดและค่าความร้อน ซึ่งพบว่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงต่ำสุดที่ยอมรับได้ในภาคอุตสาหกรรมมีค่า 0.375 MPa [14] สำหรับค่าความร้อนจะขึ้นกับชนิดของวัตถุดิบที่นำมาอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิง

จากที่กล่าวมาข้างต้นจึงได้ทำการทดลองผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งด้วยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชัน โดยใช้ถ่านหินแอนทราไซท์ผสมกับผงถ่านกะลามะพร้าวเป็นวัตถุดิบในสัดส่วน 90:10 และใช้โมลาสเป็นตัวประสานซึ่งจะศึกษาถึงอิทธิพลของสัดส่วนการผสมโมลาสที่มีต่อการผลิตแท่งเชื้อเพลิงและสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้

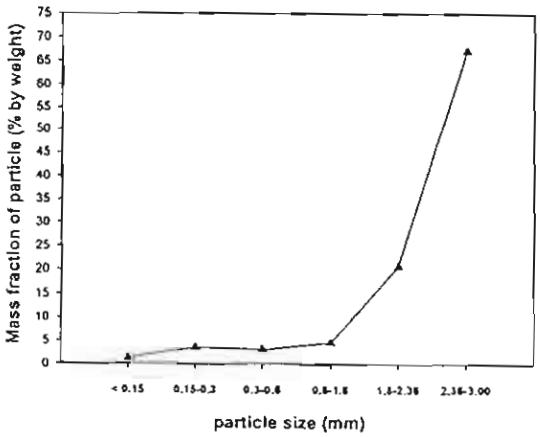
2. วัตถุดิบในการทดลองและการทดลอง

2.1 วัตถุดิบในการทดลอง

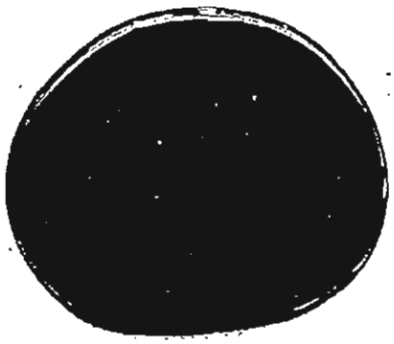
วัตถุดิบที่ใช้ในการทดลองคือผงถ่านหินแอนทราไซท์ผสมกับผงถ่านกะลามะพร้าว สำหรับสาเหตุที่ต้องผสมกะลามะพร้าวเนื่องจากเพื่อต้องการให้การจุดแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ให้ง่ายขึ้นและเครื่องผลิตแท่งเชื้อเพลิงที่มีอยู่เดิมไม่สามารถผลิตแท่งเชื้อเพลิงจากผงถ่านหินแอนทราไซท์ล้วนได้ โดยถ่านหินแอนทราไซท์ที่นำมาใช้ในงานวิจัยได้มาจากบริษัทไทยแลนด์แอนทราไซท์ จำกัด ส่วนผงถ่านกะลามะพร้าวได้จากการนำกะลามะพร้าวแห้งไปทำการเผาจนได้ผงถ่านดังกล่าว หลังจากนั้นนำกะลาที่ผ่านการเผามาทำการบดด้วยเครื่องบด (Hammer mill) โดยผงถ่านหินแอนทราไซท์และผงถ่านกะลามะพร้าวที่ผ่านการบดจะมีหลายขนาด ซึ่งสามารถคัดแยกเป็นร้อยละโดยมวลด้วยเครื่อง Sieve analysis โดยขนาดของผงถ่านหินแอนทราไซท์และผงถ่านกะลามะพร้าวจะมีการกระจายตัวดังรูปที่ 1 และ 2 สำหรับตัวประสานที่เลือกใช้คือโมลาสและกากน้ำตาลดังรูปที่ 3 ซึ่งจะผสมลงในส่วนผสมของผงถ่านหินกะลาและผงถ่านกะลา เพื่อเป็นตัวยึดเกาะวัตถุดิบให้เกาะตัวกันเป็นแท่งเชื้อเพลิงตามแบบของแม่พิมพ์



รูปที่ 1 แสดงการกระจายขนาดของผงถ่านหินแอนทราไซท์



รูปที่ 2 แสดงการกระจายขนาดของผงถ่านกะลามะพร้าว



รูปที่ 3 แสดงลักษณะของโมลาสที่ใช้ในงานวิจัย

2.2 การทดลอง

2.2.1 อุปกรณ์การทดลอง

ในการทดลองการอัดแท่งเชื้อเพลิงจากถ่านหินแอนทราไซท์ที่เงื่อนไขต่าง ๆ จะมีอุปกรณ์ในการทดลองดังนี้

1. เครื่องอัดรีดแท่งเชื้อเพลิงแข็ง
2. นาฬิกาจับเวลา
3. ตาชั่งน้ำหนักความละเอียด ± 20 g
4. แคล์มมิเตอร์ซึ่งมีความแม่นยำ ± 0.2 แอมแปร์
5. เวอร์เนียคาลิปเปอร์
6. เครื่องบดย่อยวัตถุดิบ
7. เครื่องทดสอบค่าการต้านทานแรงกด (UTM)
8. เครื่องทดสอบค่าความร้อน (Bomb Calorimeter)
9. สารละลายที่ใช้ทดสอบค่าความหนาแน่น

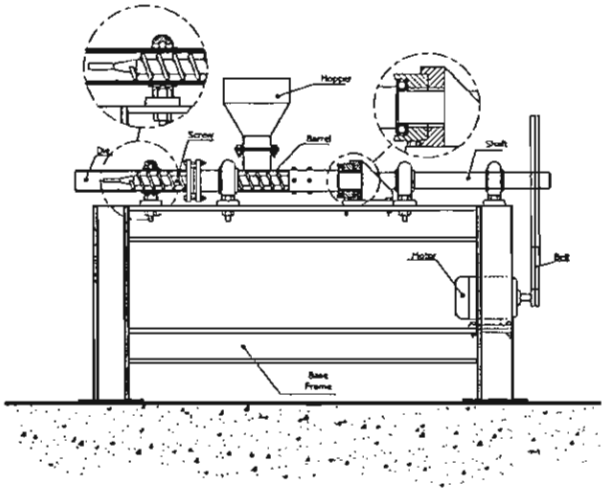
2.2.2 เงื่อนไขการทดลอง

เงื่อนไขการทดลองการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่ง โดยจะกำหนดสัดส่วนการผสมผงถ่านหินแอนทราไซท์ต่อผงถ่านกะลามะพร้าวที่ 90:10 เป็นวัตถุดิบและใช้ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ 400 รอบต่อนาที โดยขนาดของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้คือ 50 mm ซึ่งในการทดลองจะเปลี่ยนสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบเพื่อศึกษาถึงผลกระทบที่มีต่อการผลิตและสมบัติทางกายภาพของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ โดยเงื่อนไขการทดลองมีดังนี้

1. สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 9:100
2. สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 12:100
3. สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ 15:100

2.2.3 วิธีการทดลอง

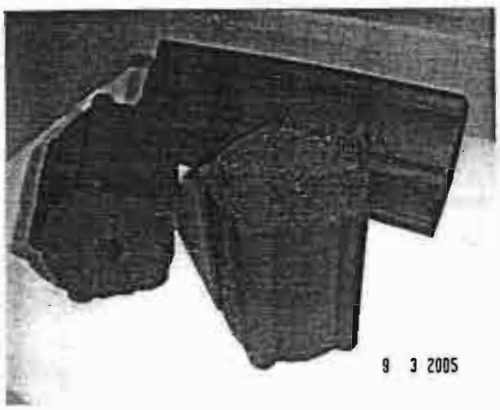
เครื่องอัดรีดเชื้อเพลิงโดยเทคนิคเอ็กซ์ทรูชันขนาดมอเตอร์คันกำลัง 10 แรงม้าที่ใช้ในการทดลองได้แสดงไว้ในรูปที่ 4 การทดลองเริ่มต้นให้นำผงถ่านหินแอนทราไซท์มาผสมกับผงถ่านกะลาที่ผ่านการบดในสัดส่วน 90:10 โดยน้ำหนักและผสมกับโมลาสตามสัดส่วนของเงื่อนไขที่ใช้ทดลอง เมื่อผสมวัตถุดิบและตัวประสานแล้วทำการคลุกเคล้าส่วนผสมให้เข้ากันโดยใช้เครื่องปั่นกวนเชิงกล (ไม่ได้จัดแสดงรูปไว้ ณ ที่นี้) เป็นเวลา 15 นาที หลังจากผสมวัตถุดิบเสร็จแล้วนำวัตถุดิบมาอัดเป็นแท่งเชื้อเพลิงโดยเดินเครื่องผลิตแท่งเชื้อเพลิง โดยทำการป้อนวัตถุดิบลงในเครื่องผลิตแท่งเชื้อเพลิงซึ่งในระหว่างทำการผลิตแท่งเชื้อเพลิงจะต้องทำการวัดปริมาณกระแสไฟฟ้าที่มอเตอร์ใช้ในการอัดแท่งเชื้อเพลิงและวัดอัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงของแต่ละเงื่อนไขเพื่อนำไปหาค่าพลังงานที่ใช้ในการอัดจำเพาะ เมื่อผลิตแท่งเชื้อเพลิงได้จะนำแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้บางส่วนมาทำการบดเพื่อที่จะนำไปหาค่าความชื้นเริ่มต้นของเชื้อเพลิงแต่ละเงื่อนไขที่ทำการทดลอง เมื่อทราบค่าความชื้นเริ่มต้นแล้วนำแท่งเชื้อเพลิงที่อัดได้ที่เหลือจากการหาความชื้นเริ่มต้นมาทำการอบให้เหลือความชื้นประมาณ 10% d.b. (มาตรฐานแห้ง) ซึ่งใกล้เคียงกับค่าความชื้นสมดุลของแท่งเชื้อเพลิงจากนั้นนำแท่งเชื้อเพลิงหลังการอบแล้วไปทำการตัดเป็นชิ้นงานเพื่อทดสอบสมบัติค่าการต้านทานแรงกด ค่าความหนาแน่น ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิง



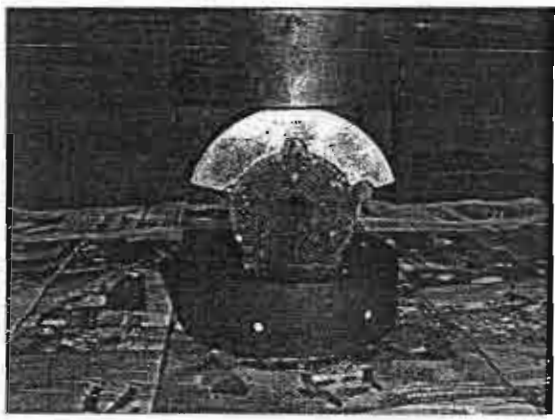
รูปที่ 4 ลักษณะของเครื่องอัดรีดแท่งเชื้อเพลิงที่ใช้ในงานวิจัย

3. ผลการทดลอง

จากการทดลองผลิตแท่งเชื้อเพลิงจากผงถ่านหินแอนทราไซท์ผสมกับผงถ่านกะลามะพร้าวและใช้โมลาสเป็นตัวประสานในงานวิจัยจะมีลักษณะของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ดังรูปที่ 5 ซึ่งแท่งเชื้อเพลิงที่ผ่านการอบจนได้ความชื้นตามต้องการแล้วจะนำมาตัดเพื่อให้ได้ขนาดเพื่อทดสอบการต้านทานแรงกดด้วยเครื่อง UTM ซึ่งแสดงดังรูปที่ 6 โดยจะสร้างตัวรองรับน้ำหนักกดเพื่อกระจายแรงกดให้ทั่วพื้นที่ผิวแท่งเชื้อเพลิงสำหรับผลการทดลองต่าง ๆ คืออัตราการผลิต พลังงานที่ใช้ในการผลิต ความหนาแน่น ค่าการต้านทานแรงกดและค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงจะแสดงดังรูปที่ 7 – 9 นอกจากนี้เมื่อแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ในงานวิจัยนี้ไปทดสอบการเผาไหม้จริงภายในเตาจะพบว่าอุณหภูมิผิวของแท่งเชื้อเพลิงจะมีค่าประมาณ 850°C และที่สำคัญคือยังสามารถคงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิงได้ตลอดการเผาไหม้ทำให้สามารถใช้พลังงานจากแท่งเชื้อเพลิงได้อย่างมีประสิทธิภาพ

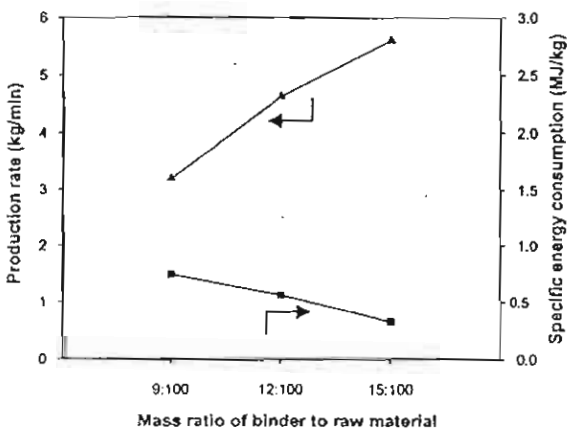


รูปที่ 5 ลักษณะของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้ในงานวิจัย



รูปที่ 6 ลักษณะการวางแท่งเชื้อเพลิงในการทดสอบการต้านทานแรงกด

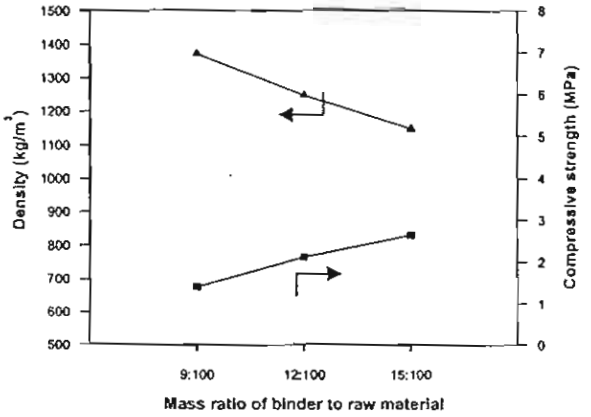
3.1 อัตราการผลิตและการใช้พลังงานจำเพาะ



รูปที่ 7 แสดงอัตราการผลิตและการใช้พลังงานจำเพาะที่สัดส่วนผงถ่านหินต่อผงถ่านกะลาเท่ากับ 90:10

จากรูปที่ 7 แสดงอัตราการผลิตที่ได้และพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในการผลิตแท่งเชื้อเพลิง โดยพบว่าการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ ทำให้อัตราการผลิตแท่งเชื้อเพลิงเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักวัตถุดิบ โดยที่สัดส่วนการผสมโมลาสที่ 15:100 จะได้อัตราการผลิตสูงสุดที่ 5.6 kg/min และต่ำสุดที่สัดส่วนโมลาส 9:100 ที่ 3.2 kg/min เพราะโมลาสที่ผสมลงในวัตถุดิบจะมีสมบัติเป็นสารหล่อลื่นทำให้แท่งเชื้อเพลิงสามารถไหลผ่านแม่พิมพ์ออกมาได้ง่าย โดยจะคล้ายกับกรณีของการอัดรีดร้อนซึ่งจะมีลิกนินละลายจากการให้ความร้อนในการหล่อลื่นแท่งเชื้อเพลิงให้ไหลออกจากแม่พิมพ์ได้ง่ายขึ้น [5,11] ซึ่งส่งผลให้การใช้พลังงานในการผลิตแท่งเชื้อเพลิงลดลง โดยจากการทดลองพบว่าพลังงานที่ใช้ในการผลิตแท่งเชื้อเพลิงสูงสุดที่สัดส่วนโมลาส 9:100 และต่ำสุดที่สัดส่วนโมลาส 15:100 ซึ่งพลังงานที่ใช้ในการผลิตมีค่าอยู่ระหว่าง 0.33 – 0.74 MJ/kg

3.2 ความหนาแน่นและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิง

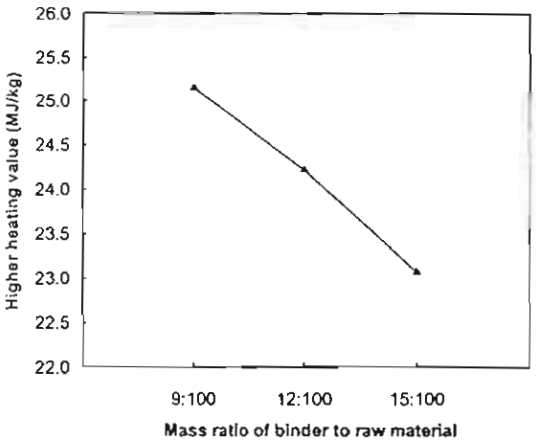


รูปที่ 8 แสดงความหนาแน่นและการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนผงถ่านหินต่อผงถ่านกะลาเท่ากับ 90:10

รูปที่ 8 แสดงปริมาณโมลาสที่ใช้ต่อค่าการต้านทานแรงกดและความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิง โดยพบว่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงจะมีค่าเพิ่มสูงขึ้นตามการเพิ่มของสัดส่วนการผสมโมลาส เพราะเมื่อเพิ่มสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักวัตถุดิบให้มากขึ้นจะทำให้โมลาสยึดเกาะกับอนุภาคได้อย่างทั่วถึงขึ้นส่งผลให้การยึดตัวกันระหว่างอนุภาคเพิ่มมากขึ้นและส่งผลต่อการเพิ่มความแข็งแรงของแท่งเชื้อเพลิงในที่สุด ซึ่งสอดคล้องกับการทดลองที่พบว่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงที่ผลิตได้จะเพิ่มขึ้นตามสัดส่วนตัวประสานที่เพิ่มขึ้น [15,16] โดยจากการทดลองจะมีค่าการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงอยู่ระหว่าง 1.41 – 2.64 MPa ซึ่งมีค่าสูงกว่าค่าที่ยอมรับได้ในเชิงพาณิชย์ที่มีค่าเพียง 0.375 MPa [14] ส่วนความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงจะมีค่าลดลงตามการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนการผสมโมลาส เนื่องจากโมลาสเป็นของเหลวซึ่งมีน้ำเป็นส่วนประกอบซึ่งเมื่อนำแท่งเชื้อเพลิงไปทำการอบแห้งจะทำให้น้ำที่มีอยู่ในโมลาสระเหยทำให้เกิดช่องว่างระหว่างอนุภาค ยิ่งมีน้ำมากเมื่อระเหยน้ำออกไปก็จะเกิด

ช่องว่างมากขึ้นทำให้ความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงลดลง โดยความหนาแน่นมีค่าอยู่ระหว่าง 1148 – 1372 kg/m^3

4.3 ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิง



รูปที่ 9 แสดงค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่สัดส่วนผงถ่านหินต่อผงถ่านกะลาเท่ากับ 90:10

รูปที่ 9 แสดงค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงที่เปลี่ยนตามสัดส่วนการผสมโมลาส โดยค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงจะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักวัตถุดิบเพราะการเพิ่มสัดส่วนโมลาสที่เพิ่มมากขึ้นเท่ากับเป็นการลดสัดส่วนของผงถ่านหินและผงถ่านกะลาที่จะมีในแท่งเชื้อเพลิง โดยจะมีค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงหลังจากอบจนกระทั่งความชื้นเหลือ 10% d.b. มีค่าระหว่าง 23.07 – 25.14 MJ/kg

5. สรุปผลการทดลอง

ในการศึกษาการผลิตเชื้อเพลิงแข็งอัดแท่งจากซีวมวลโดยกระบวนการเอ็กซ์ทรูชันแบบอัดรีดเย็น โดยใช้ผงถ่านหินแอนทราไซท์ผสมกับผงถ่านกะลาที่สัดส่วน 90:10 เป็นวัตถุดิบและใช้โมลาสเป็นตัวประสานโดยปรับเปลี่ยนสัดส่วนต่อน้ำหนักของวัตถุดิบจาก 9:100 12:100 และ 15:100 โดยจากการทดลองที่ความเร็วรอบของสกรูอัดแท่งเชื้อเพลิงที่ 400 รอบต่อนาทีพบว่าอัตราการผลิตและการต้านทานแรงกดจะแปรผันตรงกับสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ ซึ่งมีอัตราการผลิตระหว่าง 3.2 – 5.6 kg/min และการต้านทานแรงกดของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 1.41 – 2.64 MPa ซึ่งมีค่าสูงกว่าค่าต่ำสุดที่สามารถยอมรับได้ในเชิงพาณิชย์ (0.375 MPa) ค่อนข้างมาก โดยมีค่าสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักวัตถุดิบที่ 15:100 สำหรับพลังงานจำเพาะที่ใช้ในการผลิตและค่าความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงจะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักของวัตถุดิบ โดยพลังงานที่ใช้ในการผลิตจำเพาะมีค่าระหว่าง 0.33 – 0.74 MJ/kg และค่าความหนาแน่นของแท่งเชื้อเพลิงมีค่าระหว่าง 1148 – 1372 kg/m^3 โดยความหนาแน่นมีค่าต่ำสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสต่อน้ำหนักวัตถุดิบที่ 15:100 ในขณะที่ค่าความร้อนของแท่งเชื้อเพลิงจะแปรผกผันกับสัดส่วนการผสมโมลาสที่เพิ่มขึ้น โดยมีค่าระหว่าง 23.07 – 25.14 MJ/kg ซึ่งจะสูงสุดที่สัดส่วนการผสมโมลาสที่ 9:100 และเมื่อนำไปทดสอบการเผาไหม้จะได้อุณหภูมิผิวของแท่งเชื้อเพลิงประมาณ 850°C และสามารถคงรูปเป็นแท่งเชื้อเพลิงได้ดีตลอดการเผาไหม้

6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุน บริษัทไทยแลนด์แอนทราไซท์ จำกัดที่ให้การสนับสนุนผงถ่านหินในการทำวิจัยและขอบคุณกองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตรที่เอื้อเฟื้อเครื่องบดย่อยวัสดุเพื่อใช้ในการบดถ่านกะลาให้เป็นผงถ่านกะลาในการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

[1] Granada, E., Gonzalez, L.M., Miguez, J.L. and Moran, J. 2002. Fuel lignocellulosic briquettes, die design and products study. Renewable energy, 27: 561-573

[2] Blesa, M.J., Miranda, J. L., Izquierdo, M. T. and Moliner, R. 2003.Curing temperature effect on mechanical strength of smokeless fuel briquettes. Fuel Processing Technology. 82: 943-947

[3] Mayoral, M.C., Izquierdo, M.T., Blesa, M.J., Andres, J.M., Rubio B. and Miranda, J.L. 2001. DSC study of curing in smokeless briquetting. Thermochimica Acta., 371: 41-44.

[4] Debduobl, A., El amati, A. and Colacio, E. 2004. Production of fuel briquettes from esparto partially pyrolyzed. Energy conversion and management, Article in press

[5] Reineke, L.H. 1964. Briquets from wood resdidue. U.S. Forest service research note. FPL-075

[6] Emre Altun,N., Cahit Hicyilmaz, and Suat Bagci, A. 2004. Influence of coal briquette size on the combustion kinetics. Fuel Processing Technology., 85: 1345– 1357

[7] Husain, Z., Zainac Z. and Abdullah, M.Z. 2002. Briquetting of palm fiber and shell from the processing of palm nuts to palm oil. B Bioenergy., 22(10) : 505-509

[8] Madhiyanon, T., Bingam, M. and Soponronnarit, S. 2003. Solid Fuel Producing From Sawdust by Extrusion Technique, the17th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, King mongkut's Institute of Technology North Bangkok, Prachinburi.

[9] Madhiyanon, T., Sathitruangsak, P. and Soponronnarit, S. 2004. A study of influences of binder treated from wheat straw on physical properties of fuel briquette, the18th Conference on Mechanical Engineering Network of Thailand, Khon Khean University, Khon Khean.

[10] Sathitruangsak, P., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2004. Briquette fuel producing from coconut shell by extrusion technique using molass as binder , the18th Conference on

Mechanical Engineering Network of Thailand, Khon Khean University, Khon Khean.

[11] Bhattacharya, S.C., Augustus Leon, M. and Mizanur Rahman Md. 2002. A study on improved biomass briquetting. Energy for Sustainable Development, 6 (2): 67-71

[12] Zhang, X., Xu, D., XU, Z., and Cheng, Q. 2001. The effect of different treatment condition on binder preparation for lignite briquette. Fuel Processing Technology., 73: 185-196.

[13] S. Yaman, M. Sahan, H. Haykiri-Acma, K. Sesen and S. Kucukbayrak, 2001, Fuel briquettes from biomass-lignite blends. Fuel Processing Technology, 72: 1-8

[14] S.R. Richards, 1989, "Physical of Fuel Briquettes", Fuel Processing Technology [Electronic], Vol.25, pp. 89-100

[15] Paul, S.A., Hull, A.S., Plancher, H. and Agarwal, P.K. 2002. Use Asphalts for formcoke briquettes, Fuel Processing Technology., 76: 211-230.

[16] Rubio, B., Izquierdo, M.T. and Segura, E. 1999. Effect of binder addition on the mechanical and physicochemical properties of low rank char briquettes. Carbon, 37:1833-18411

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19
19-21 ตุลาคม 2548 จังหวัดภูเก็ต

การเปรียบเทียบจลนพลศาสตร์ของการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ระบบลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นกับระบบอบแห้งที่ใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว

A COCONUT DRYING KINETICS COMPARISON BETWEEN DRYING IN A COMBINED HOT AIR-DESICCANT SYSTEM AND A HOT AIR SYSTEM

ฐานิดย์ เมธียานนท์[1] เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ[2] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
[1,3]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์
เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 E-mail:thanid_m@yahoo.com[1]
[2]นักศึกษา ป.โท [4]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด
เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400
โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail:somchart.sop@kmutt.ac.th[4]

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[3]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University of Technology
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Serrnpong Adirekrut[2], Somchart Soponronnarit[4]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียว จากผลการทดลองพบว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว เมื่อพิจารณาถึงการใช้พลังงานจำเพาะพบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นมีการใช้พลังงานที่สูงกว่า และผลของการเพิ่มอุณหภูมิอากาศอบแห้งพบว่าอัตราการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้นในการทดลองทั้งสองระบบ จากผลการวัดสีมะพร้าวขูดหลังการอบแห้งพบว่าค่าความสว่างและค่าความเหลืองของทั้งสองระบบมีค่าใกล้เคียงกัน

คำสำคัญ : มะพร้าวขูด,อัตราการอบแห้ง,สารดูดความชื้น

Abstract

This paper presents the drying kinetics of finely chopped coconut dried by a combined hot air-desiccant drying system and a hot-air drying system. The results from both systems were compared and it was found that a combination system achieved a higher drying rate, but the converse was true for energy consumption. Higher drying temperature resulted in a higher drying rate, regardless of the system used, as expected. Regarding dried product color, the two systems were comparable.

KEYWORDS : Coconut,Drying rate,Desiccant

1. บทนำ

เนื้อมะพร้าวอบแห้งเป็นผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมชนิดหนึ่งจากมะพร้าวที่นำไปใช้เป็นส่วนประกอบในอุตสาหกรรมอาหารเช่น ขนมปังกรอบ ขนมเค้ก โดนัท เป็นต้น [1-2] ดังนั้นในกระบวนการอบแห้งผลผลิตทางการเกษตรนั้นควรที่จะคำนึงถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งให้อยู่ในเกณฑ์ที่ดี การอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิต่ำก็เป็นอีกวิธีหนึ่งที่จะช่วยรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในด้านของรสชาติ กลิ่นและสีให้อยู่ในเกณฑ์ที่ดี [3] จากการศึกษาการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นก็เป็นอีกแนวทางหนึ่งที่สามารถอบแห้งผลิตภัณฑ์โดยใช้อุณหภูมิต่ำได้ ซึ่งจากผลการทดลองอบแห้งผ้าม้วนชุบน้ำพบว่าระบบสามารถทำงานได้ดีโดยมีค่า อัตราการอบแห้ง อัตราการดูดซับและอัตราการไล่ความชื้นที่สอดคล้องกัน [4] และจากนั้นได้ทดลองศึกษาการอบแห้งมะพร้าวขูด

เบื้องต้นพบว่าระบบที่ใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะให้อัตราการอบแห้งที่ดีกว่าระบบที่อบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว[5] ซึ่งโดยทั่วไปสารดูดความชื้น (Desiccant) จะดูดซับไอน้ำในอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าต่ำกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบ ๆ และจะคายไอน้ำให้กับอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าสูงกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบ ๆ ความดันไอน้ำที่ผิวสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงขึ้นตามอุณหภูมิและปริมาณความชื้นของสารดูดความชื้นที่สูงขึ้น [6-7] อย่างไรก็ตามสารดูดความชื้นสามารถดูดซับความชื้นได้มากกว่าน้ำหนักตัวเอง 10-110 % ขึ้นอยู่กับชนิดของสารดูดความชื้นและความชื้นที่มีอยู่ในสิ่งแวดล้อม [8] ดังนั้นเพื่อให้สารดูดความชื้นสามารถนำกลับมาใช้งานได้อีกหลังจากดูดซับความชื้นออกจากอากาศแวดล้อมจึงต้องมีกระบวนการไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้นโดยใช้ความร้อนที่เรียกว่า regeneration ซึ่งอาจจะใช้พลังงานจากแสงอาทิตย์หรือขดลวดความร้อนเป็นแหล่งให้ความร้อนกับอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้น [9-10] ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียวโดยจะคำนึงถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง

2. วิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นได้แสดงไว้ในรูปที่ 1 โดยจะมีวงจรอากาศแยกออกเป็น 2 ส่วน คือ (1) วงจรอากาศสำหรับอบแห้งผลิตภัณฑ์ซึ่งสามารถทำงานได้ทั้งระบบปิด (closed system) หรือระบบเปิดบางส่วน (partially open system) ในส่วนที่ (2) วงจรอากาศสำหรับไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้น ซึ่งถูกออกแบบไว้ให้สามารถนำอากาศที่ผ่านการไล่ความชื้นแล้วเวียนกลับมาใช้ใหม่ ในงานวิจัยนี้เลือกใช้ซิลิกาเจลเป็นสารดูดความชื้นโดยห้องอบแห้งมีขนาด 0.35 m (W) x 0.40 m (L) x 0.30 m (H) บรรจุถาดซึ่งเป็นตะแกรงเจาะรูจำนวน 5 ใบ เพื่อให้สะดวกต่อการทดลองแหล่งให้ความร้อนแก่อากาศอบแห้งและอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้นของสารดูดความชื้นใช้ขดลวดความร้อนโดยแต่ละตัวมีขนาด 1 kW พัดลมสำหรับอบแห้งและไล่ความชื้นเป็นพัดลมแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหน้าขนาด 1/2 HP และ 150 W ตามลำดับ

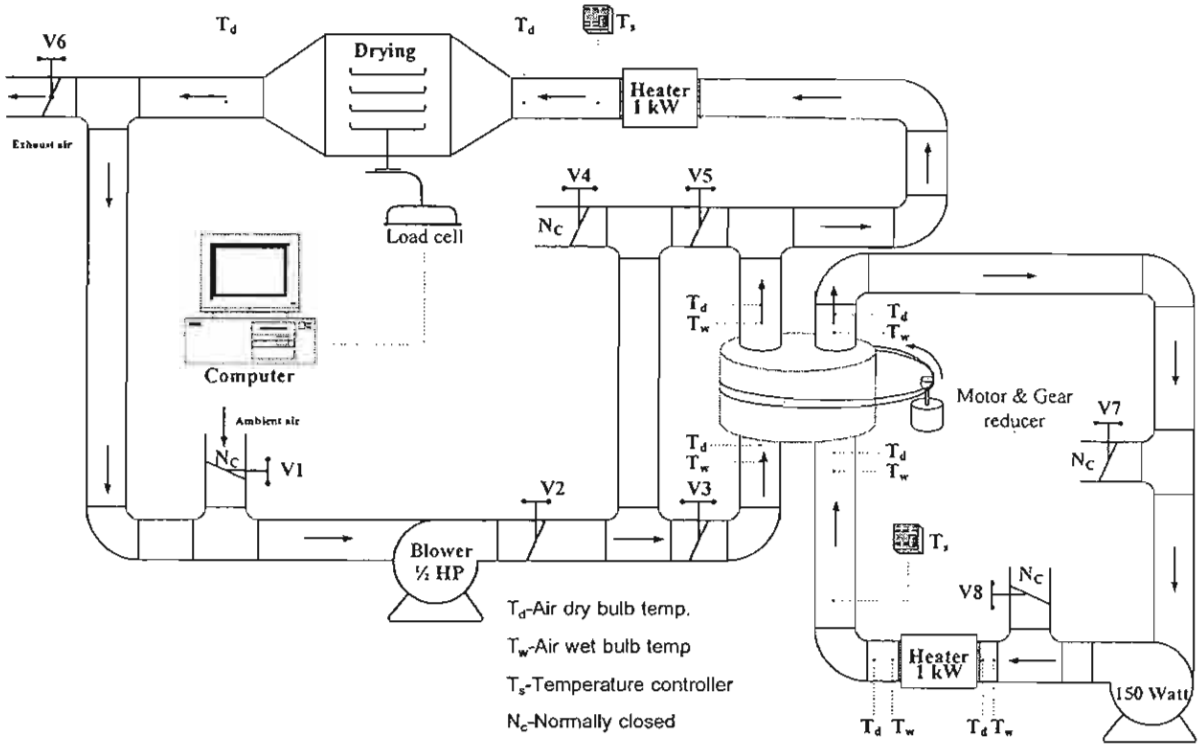
ในการทดลองทั้งหมดเลือกใช้มะพร้าวขูดเป็นวัสดุทดลองโดยใช้มะพร้าวขูดมีน้ำหนักเริ่มต้น 1,500 g ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 140 % d.b. อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้ง 50 ^{o}C และ 60 ^{o}C และอุณหภูมิอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้น 100 ^{o}C ซึ่งจะอบแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 10 % d.b. โดยมีสัดส่วนการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 60 %, 80 % และ 100 % และความเร็วอากาศอบแห้ง 0.7 m/s ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิกระเปาะแห้งและกระเปาะเปียก แสดงในรูปที่ 1 การวัดอุณหภูมิจะใช้เทอร์โมคัปเปิล type k ต่อเข้ากับ data logger ความละเอียด ±1 ^{o}C และบันทึกอุณหภูมิทุกๆ 20 นาที การควบคุมอุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้งและที่ใช้ในการไล่ความชื้นจะใช้ชุดควบคุมอุณหภูมิแบบ PID ความละเอียด ±1 ^{o}C ความเร็วอากาศใช้ vane type anemometer ความละเอียด ±3 % ของค่าที่อ่านได้ ความเร็วของวงล้อสารดูดความชื้นถูกควบคุมด้วยเครื่องปรับความเร็วรอบมอเตอร์ (frequency inverter) การบันทึกค่าน้ำหนักของมะพร้าวขูดใช้ load cell ต่อเข้ากับเครื่องแสดงผลน้ำหนักความละเอียด ±1 g โดยต่อสัญญาณเข้ากับคอมพิวเตอร์เพื่อบันทึกผลทุกๆ 20 วินาที กำลังไฟฟ้าที่ใช้ของขดลวดไฟฟ้าสำหรับห้องอบแห้งและสำหรับไล่ความชื้นจะอ่านจาก kW-h และบันทึกค่าทุกๆ 20 นาที ระยะเวลาอบแห้งที่ใช้ในการทดลอง 4-8 ชม. จากนั้นได้นำมะพร้าวหลังการอบแห้งไปทำการวัดสีเพื่อพิจารณาถึงคุณภาพของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่อง Colorimeter โดยใช้ระบบ Hunter และทำจดบันทึกข้อมูลค่า L-a-b ซึ่งค่า L หมายถึง ค่าความสว่าง (Lightness) มีค่าตั้งแต่ 0-100 และค่า a หมายถึงค่าสีเขียว – แดง มีค่าตั้งแต่ -60-60 ในขณะที่ค่า b หมายถึง ค่าสีน้ำเงิน – เหลือง มีค่าตั้งแต่ -60-60 หากค่า L ที่วัดได้มีค่าสูงส่งผลให้มะพร้าวสว่างขึ้น (ขาว)

3. ผลการทดลอง

จุดประสงค์ของการทดลองเพื่อศึกษาถึงการอบแห้งมะพร้าวขูดของระบบอบแห้งที่ใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว และจะประเมินถึงสมรรถนะโดยทั่วไปของระบบอบแห้ง ซึ่งได้แก่ อัตราการอบแห้ง การใช้พลังงานจำเพาะ (SEC) และปัจจัยต่างๆที่ส่งผลต่อการอบแห้งมะพร้าวขูด และจะทำการวัดสีผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง และศึกษาผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราการอบแห้ง เงื่อนไขการทดลองของระบบสรุปไว้ในตารางที่ 1

3.1 อัตราการอบแห้ง ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งและการใช้พลังงานจำเพาะ

อัตราการอบแห้งเป็นดัชนีตัวหนึ่งที่ใช้วัดสมรรถนะของเครื่องอบแห้ง ค่าเฉลี่ยของอัตราการอบแห้งของทุกการทดลองได้แสดงไว้ในตารางที่ 1 และเพื่อเปรียบเทียบระหว่างอัตราการอบแห้งกับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบและการใช้พลังงานจำเพาะของทั้งสองระบบข้อมูลดังกล่าวแสดงไว้ในรูปที่ 2 (aและ b) (No.2 และ No.6) โดยที่แนวโน้มของข้อมูลสำหรับการทดลองอื่นจะคล้ายคลึงกัน เมื่อนำข้อมูลมาพล็อตกราฟเปรียบเทียบระหว่างการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นกับการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวที่เงื่อนไขสัดส่วนการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ที่ 80 % จะพบว่าอัตราการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวประมาณ 25 % เนื่องจากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าต่ำกว่า ดังรูปที่ 2(a) ในขณะเดียวกันจะพบว่าการใช้พลังงานจำเพาะของการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวประมาณ 82 % เพราะการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะต้องใช้ความร้อนในการไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้น ซึ่งเป็นผลทำให้การใช้พลังงานเพิ่มขึ้นกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว



รูปที่ 1 Schematic diagram of hot air dryer integrating with desiccant wheel and temperature measurement position.

ดังรูปที่ 2(b) ในการเปรียบเทียบเงื่อนไขดังกล่าวนั้นพบว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอกระหว่างการทดลองของการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวมีค่าเฉลี่ยประมาณ 72 % และ 56 % ตามลำดับ จะเห็นว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอกของการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นมีค่าสูงกว่า แต่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าต่ำกว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว ซึ่งมีผลมาจากระบบที่ใช้สารดูดความชื้นจะสามารถลดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งได้ต่ำ ดังนั้นจึงส่งผลต่ออัตราการอบแห้งที่สูงกว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียว โดยการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าอัตราการอบแห้งโดยมีค่าเฉลี่ยในช่วง 152-203 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 25.14-31.92 MJ/kgH_2O ส่วนการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียวจะให้อัตราการอบแห้งเฉลี่ยอยู่ในช่วง 105-153 gH_2O/h และพลังงานรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 13.28-18.42 MJ/kgH_2O ดังแสดงในตารางที่ 1

3.2 ผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราการอบแห้งและการใช้พลังงานจำเพาะ

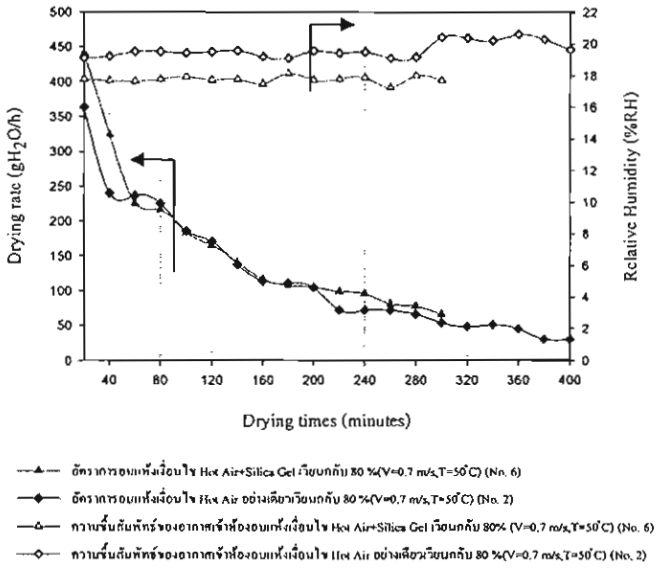
จากผลการทดลองได้นำข้อมูลมาพล็อตกราฟเปรียบเทียบระหว่างอัตราการอบแห้งกับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งและการใช้พลังงานจำเพาะพบว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งด้วยลมร้อนอย่างเดียวเมื่อเพิ่มอุณหภูมิจาก 50 °C เป็น 60 °C จะส่งผลต่ออัตราการอบแห้งที่เพิ่มขึ้นดังแสดงในรูปที่ 3 (a และ b) (No.6 และ No.7) ในกรณีอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น ส่วนกรณีอบแห้งด้วยลมร้อนอย่างเดียวมีแนวโน้มที่คล้ายคลึงกัน (No.2 และ No.3) ซึ่ง จากผลการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 60 °C จะสูงกว่าที่อุณหภูมิเฉลี่ย 50 °C อยู่ประมาณ 24 % ส่วนการใช้พลังงานจำเพาะของอุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 60 °C จะสูงกว่าที่อุณหภูมิเฉลี่ย 50 °C อยู่ประมาณ 16 % ในกรณีอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น ส่วนกรณีอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวพบว่าอัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 60 °C จะสูงกว่าที่อุณหภูมิเฉลี่ย 50 °C อยู่ประมาณ 26 % โดย ส่วนการใช้พลังงานจำเพาะของอุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 60 °C จะสูงกว่าที่อุณหภูมิเฉลี่ย 50 °C อยู่ประมาณ 21 % จากผลการทดลองจะเห็นว่าในการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งจาก 50 °C เพิ่มขึ้น 60 °C ของการอบแห้งทั้งสองระบบจะส่งผลต่ออัตราการอบแห้งที่เพิ่มขึ้น

3.3 ผลการวัดสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

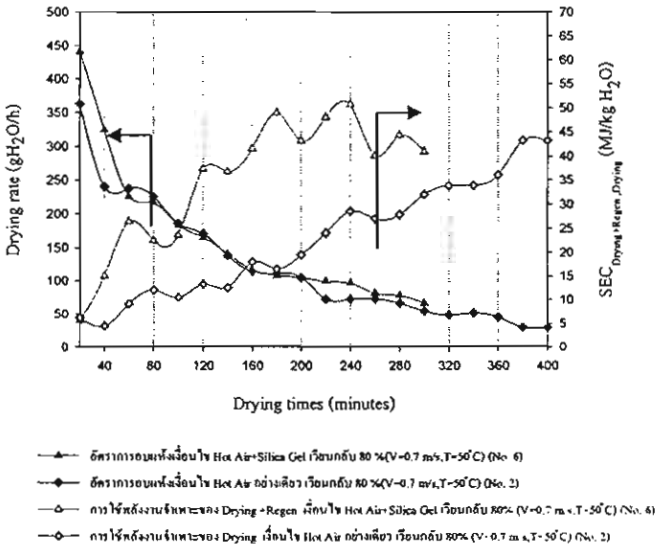
ในเชิงพาณิชย์แล้วสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งนับว่ามีความสำคัญอย่างมากต่อมูลค่าของผลิตภัณฑ์ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้มีการศึกษาถึงผลกระทบของระบบอบแห้งทั้งสองต่อสีของผลิตภัณฑ์

ตารางที่ 1 Summarization of operating conditions and experimental results of chopped coconut drying

	Hot Air Drying				Combined Hot Air-Silica Gel Drying			
	Test No.1	Test No.2	Test No.3	Test No.4	Test No.5	Test No.6	Test No.7	Test No.8
Description	1	2	3	4	5	6	7	8
Average ambient conditions								
Temperature (°C)	33.8	34.7	29.6	31.8	28.5	27.3	30.9	28.7
Relative humidity (%)	57	56	66	67	68	72	60	60
Condition of chopped coconut								
Average initial moisture content (%d.b.)	138	140	139	137	139	140	138	140
Initial weight (g)	1500	1500	1500	1500	1505	1505	1500	1502
Moisture removed (g)	812	810	815	805	815	814	811	812
Average drying conditions								
Drying temperature (°C)	50.2	50.3	60.4	50.5	50.6	50.2	60.1	50.7
Air entering drying humidity (%)	20.6	19.6	14.5	24.6	19.1	17.8	12.5	19.8
Generation temperature (°C)	-	-	-	-	100.9	100.6	100.8	101
Silica-gel weight (g)	-	-	-	-	800	800	800	800
drying air velocity (m/s)	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
Revolution of wheel (RPH)	-	-	-	-	1.5	1.5	1.5	1.5
Specific drying air flow rate (kg air/h-kg dry product)	320	321	310	318	319	322	309	322
Specific regen. air flow rate (kg air/h-kg dry product)	-	-	-	-	132	133	130	135
Fraction of recirculated regen. air (%)	-	-	-	-	100	100	100	100
Percentage of recirculated drying air (%)	60	80	80	100	60	80	80	100
Drying time (h)	7	6.67	5.33	7.67	5	5	4	5.33
Performance of dryer								
Drying rate (g H_2O/h)	116	121	153	105	163	163	203	152
Average SEC_{drying} (MJ/kg H_2O)	17.16	15.2	18.42	13.28	14.18	11.79	18.87	9.31
Average $SEC_{regen.}$ (MJ/kg H_2O)	-	-	-	-	17.14	15.81	13.05	15.83
Average $SEC_{drying+regen}$ (MJ/kg H_2O)	17.16	15.2	18.42	13.28	31.32	27.61	31.92	25.14



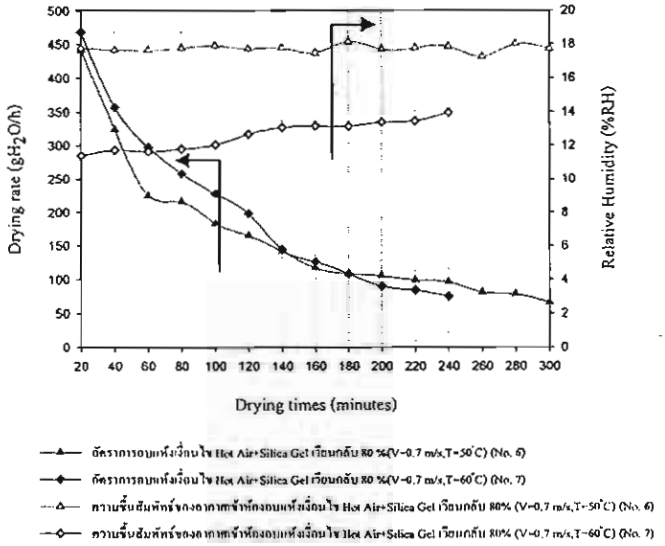
(a) เปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงความชื้นของทั้งสองระบบ



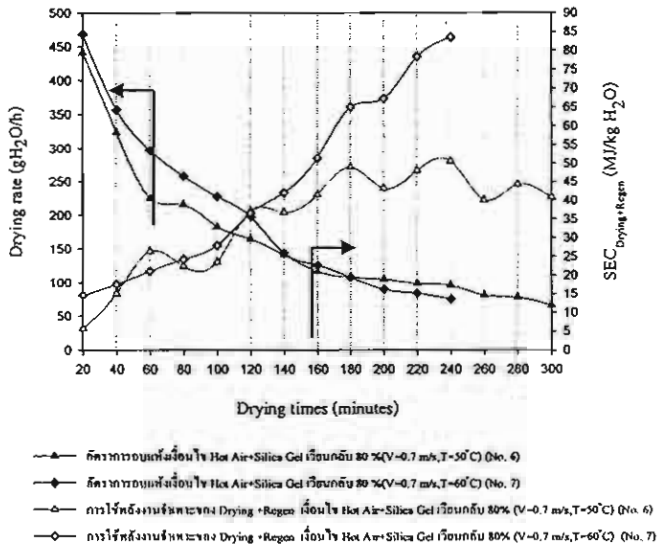
(b) เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งกับการใช้พลังงานจำเพาะของทั้งสองระบบ

รูปที่ 2 เปรียบเทียบการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวเงื่อนไขการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %

เมื่อนำมะพร้าวไปทำการวัดสีเพื่อเปรียบเทียบกับค่าเริ่มต้นซึ่งมีค่าความสว่าง(L) 74.67,สีเขียว (a) -0.78 และสีเหลือง (b) 3.32 จากการทดลองพบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นที่อุณหภูมิ 50 °C จะทำให้ค่าความสว่างของมะพร้าวเพิ่มขึ้นประมาณ 7 % และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 34-57 % และอบแห้งที่อุณหภูมิ 60 °C ค่าความสว่างของมะพร้าวเพิ่มขึ้นประมาณ 7 % และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 41 % แต่หากทำการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะพบว่าค่าความสว่างและค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ 5.5 % และ 37-50 % ส่วนการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60 °C ค่าความสว่างของมะพร้าวเพิ่มขึ้นประมาณ



(a) ผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราการอบแห้งและการเปลี่ยนแปลงความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้ง



(b) ผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่อพลังงานจำเพาะ

รูปที่ 3 เปรียบเทียบการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นที่อุณหภูมิอบแห้ง 50 °C และ 60 °C เงื่อนไขการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %

5.5 % และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 42 % ซึ่งจากผลการวัดสีของระบบที่อบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะมีค่าความสว่างและค่าความเหลือง ไม่ค่อยแตกต่างกันสำหรับค่า a ของการอบแห้งทั้ง 2 กรณีจะไม่แตกต่างกันในแต่ละเงื่อนไขการทดลองดังแสดงในตารางที่ 2 อย่างไรก็ตามพบว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งของทั้งสองระบบมีค่าอยู่ในช่วง 12.5-24.6 %RH ซึ่งนับว่ามีค่าต่ำ แต่หากในกรณีที่อากาศภายนอกมีความชื้นสูง (เช่นในฤดูฝน) ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งก็จะสูงกว่านี้ โดยเฉพาะในกรณีของระบบที่ใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว ซึ่งความชื้นสัมพัทธ์ที่สูงนี้อาจส่งผลต่อสีของผลิตภัณฑ์ได้

ตารางที่ 2 ผลการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

Test No.	เงื่อนไขการทดลอง	L - value	a - value	b - value
	สีมะพร้าวขูดก่อนอบ	$74.67^{a} \pm 0.30$	$-0.78^{a} \pm 0.02$	$3.32^{a} \pm 0.15$
1	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 60 %	$78.83^{b} \pm 0.16$	$-0.81^{b} \pm 0.01$	$4.91^{b} \pm 0.25$
2	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %	$79.30^{c} \pm 0.17$	$-0.82^{b} \pm 0.01$	$4.56^{b} \pm 0.17$
3	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %	$78.80^{b} \pm 0.15$	$-0.81^{b} \pm 0.01$	$4.70^{b} \pm 0.11$
4	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 100 %	$78.57^{b} \pm 0.20$	$-0.81^{b} \pm 0.02$	$5.00^{b} \pm 0.21$
5	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 60 %	$79.53^{c} \pm 0.28$	$-0.89^{b} \pm 0.05$	$5.22^{c} \pm 0.24$
6	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %	$79.96^{c} \pm 0.37$	$-0.87^{b} \pm 0.04$	$4.33^{b} \pm 0.27$
7	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %	$79.84^{c} \pm 0.28$	$-0.91^{c} \pm 0.05$	$4.69^{b} \pm 0.24$
8	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 100 %	$79.67^{c} \pm 0.31$	$-0.86^{b} \pm 0.03$	$4.46^{b} \pm 0.26$

หมายเหตุ: ตัวเลขที่ตามด้วยอักษรที่เหมือนกันแสดงว่าไม่มีความแตกต่างกันทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่น 95 %

ดังนั้นจึงควรมีการศึกษาเพิ่มเติมในส่วนของผลของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งต่อสีของผลิตภัณฑ์

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวพบว่า อัตราการอบแห้งในแต่ละเงื่อนไขการทดลองของการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยเฉลี่ยมีค่าสูงกว่า เนื่องจากการใช้สารดูดความชื้นจะทำให้ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งมีค่าต่ำลงส่งผลให้การอบแห้งเป็นไปได้ดีโดยมีค่าในช่วง 152-203 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 25.14-31.92 MJ/kgH_2O ส่วนการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะมีอัตราการอบแห้งเฉลี่ยอยู่ในช่วง 105-153 gH_2O/h และพลังงานจำเพาะรวมเฉลี่ยอยู่ในช่วง 13.28-18.42 MJ/kgH_2O และจากผลของการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งจาก 50 ^{o}C เพิ่มขึ้นเป็น 60 ^{o}C ส่งผลให้อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้นประมาณ 24-26 % และจากผลการวัดสีผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งพบว่าค่าความสว่างและค่าความเหลืองของทั้งสองระบบมีค่าใกล้เคียงกันโดยมีค่าความสว่างเทียบกับสีเริ่มต้นเพิ่มขึ้นประมาณ 6-7 % และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 34-57 %

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย ขอขอบคุณนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยดำเนินการช่วยเก็บผลการทดลองและขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้ง

เอกสารอ้างอิง

[1] กระทรวงอุตสาหกรรม. 2523, มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมเนื้อมะพร้าวแห้ง สำนักงานมาตรฐานผลิตภัณฑ์ อุตสาหกรรม, กรุงเทพฯ.18 น.

[2] Niamnuy,C. and Devahastin,S. 2005, Drying kinetics and quality of coconut dried in a fluidized bed dryer.Journal of Food Engineering. 66:267-271

[3] Yahya,M., Othamn,M.Y., Sopian ,K., Daud ,W.R.W. and Yatim ,B. 2003, Evaporative Capacity of a Solar Assisted Dehumidification Drying System. Proceedings of the 3rd Asia-Pacifific Drying Conference. 532-538.

[4] ฐานิดย์ เมธิยานนท์,ศิลาพันธุ์ ประทุมทิพย์และสมนึก บุญพาไสว. 2546, การศึกษาความเป็นไปได้ในการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับวงล้อสารดูดความชื้น. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 17.

[5] ฐานิดย์ เมธิยานนท์,เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ,ประสาน สถิดย์เรืองศักดิ์ และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. 2548, การศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น. การประชุมวิชาการสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 6. 577-586.

[6] American Society of Heating,Refrigerating and Air Con-dition Engineering,1993,ASHRAE Handbook:Fundamentals. 22.1-22.6.

[7] Ruthven,D.M. 1984,Principles of Adsorption Processes. John Wiley & Sons New York. 1-27.

[8] Waugaman, D.G., Kini A. and Kettleborough C.F.1993,A Review of Desiccant Cooling Systems.Journal of Energy Resources Technology. 115: 1-8.

[9] Saito,Y.1993,Regeneration Characteristics of Absorbent in the Integrated Desiccant/Collector.Journal of Solar Energy Engineering. 115: 169-175.

[10] Techajunta,S. and Exell R.H.B. 1999, Experiments in Solar Simulation on Solid Desiccant Regeneration and Air Dehumidification for Air Conditioning in Tropical Humid Climate. Renewable Energy 17: 549-568.

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทยครั้งที่ 19
19-21 ตุลาคม 2548 จังหวัดภูเก็ต

การศึกษาอิทธิพลของความชื้นสัมพัทธ์อากาศเข้าห้องอบในเครื่องอบแห้งลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น

A STUDY OF THE INFLUENCES OF DRYING AIR RELATIVE HUMIDITY IN A COMBINED HOT AIR-DESICCANT DRYER

ฐานิตย์ เมธิยานนท์[1] เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ[2] ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
[1,3]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์
เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
โทร 02-9883666 ext. 244 E-mail:thanid_m@yahoo.com[1]
[2]นักศึกษา ป.โท [4]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด
เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400
โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail:somchart.sop@kmutt.ac.th[4]

Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[3]
Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Mahanakorn University of Technology
51 Cheum-Sampan Road, Nong Chok, Bangkok 10530
Sermpong Adirekrut[2], Somchart Soponronnarit[4]
Faculty of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi
91 Prachauthit Road, Bangmod, Thung Kharu District, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาอิทธิพลของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบที่มีต่อสีของมะพร้าวขูดหลังการอบแห้งโดยใช้เครื่องอบแห้งลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น โดยมีเงื่อนไขการทดลองคือ อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้ง 50 °C โดยใช้ชุดอุปกรณ์เพิ่มความชื้นโดยจะควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบ 30 % ในกรณีอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น จากผลการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะมีค่าอัตราการอบแห้งเฉลี่ยที่สูงกว่าระบบที่อบแห้งโดยใช้ลมร้อนอย่างเดียว ผลการวัดสีมะพร้าวขูดหลังการอบแห้งของทั้งสองระบบพบว่า หากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าสูงเกิน 29 % จะส่งผลต่อคุณภาพสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งอย่างชัดเจน โดยเฉพาะค่าความเหลืองที่มากจนสามารถสังเกตเห็นได้

คำสำคัญ : ความชื้นสัมพัทธ์,มะพร้าวขูด,อัตราการอบแห้ง

Abstract

This paper describes the influence of drying air relative humidity, which may cause change in the color of finely chopped coconut. All experiments were performed using a combined hot-air desiccant dryer. The relative humidity of air entering the drying chamber, regulated by a humidifier, ranged up to 30%, while drying temperature was maintained at 50°C. The effect of air humidity on drying system, when only hot air was provided, was also examined. The results showed that the drying rates obtained from a combination system were higher than those obtained from a hot-air drying system. Color degradation showed significant dependence on the relative humidity of the drying air; when relative humidity was > 29%, the color obviously darkened.

KEYWORDS : Relative,Coconut, Drying rate

1. บทนำ

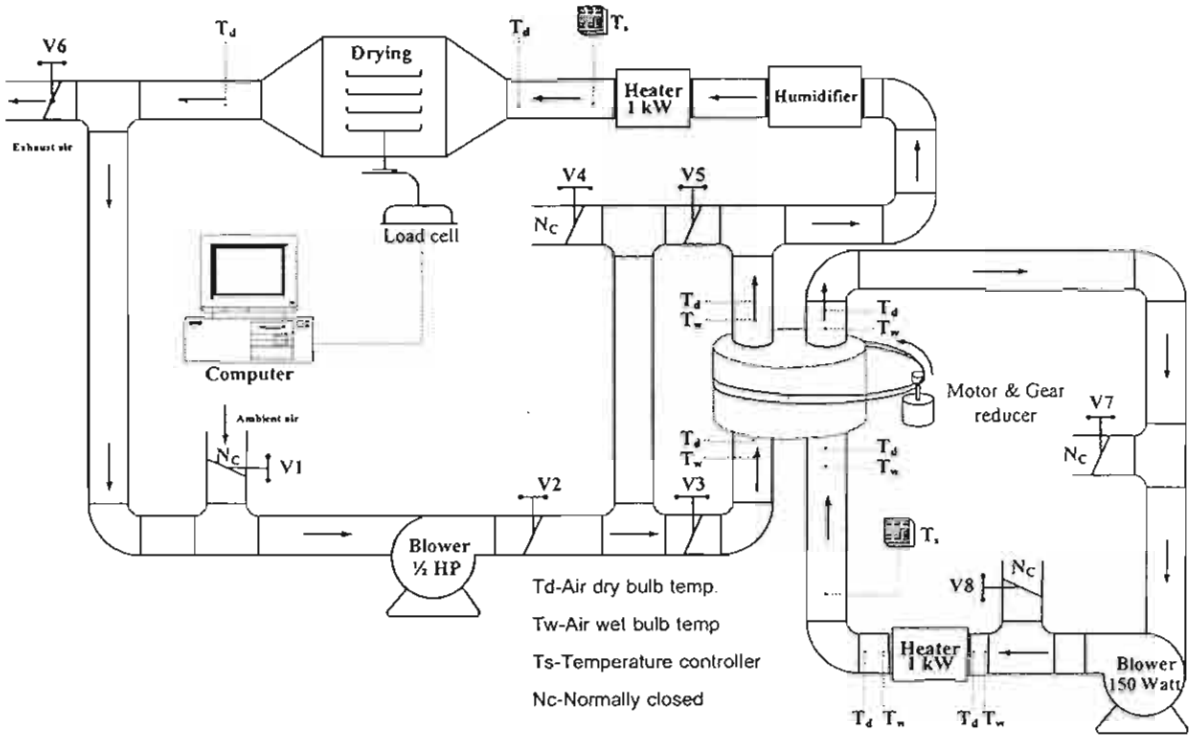
เนื้อมะพร้าวอบแห้งเป็นผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมชนิดหนึ่งจากมะพร้าวที่นำไปใช้เป็นส่วนประกอบในอุตสาหกรรมอาหาร เช่น ขนมปังกรอบ ขนมเค้ก เป็นต้น ในปัจจุบันประเทศต่างๆ ที่มีการปลูกมะพร้าวกันเป็นจำนวนมากได้ทำผลิตภัณฑ์นี้ขึ้นมาเพื่อส่งไปจำหน่ายยังต่างประเทศ [1-2] เพื่อรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในด้านของรสชาติ กลิ่นและสีให้อยู่

ในเกณฑ์ที่ดี ดังนั้นจึงได้มีการใช้อุณหภูมิต่ำในการอบแห้งผลผลิตทางการเกษตร ซึ่งในต่างประเทศได้มีการนำระบบปั๊มความร้อนมาใช้ในกระบวนการอบแห้งอย่างแพร่หลายเพราะสามารถอบแห้งผลิตภัณฑ์ได้ที่อุณหภูมิต่ำในช่วง -20 ถึง 60 °C โดยมีงานวิจัยจำนวนมากที่แสดงให้เห็นถึงข้อดีในการใช้ปั๊มความร้อนในการอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร [3-9] จากการศึกษาการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นก็เป็นอีกแนวทางหนึ่งที่สามารถอบแห้งผลิตภัณฑ์โดยใช้อุณหภูมิต่ำได้ ซึ่งจากผลการทดลองอบแห้งผ้าม้วนชุบน้ำพบว่าระบบสามารถทำงานได้ดีโดยมีค่าอัตราการอบแห้ง อัตราการดูดซับและอัตราการไล่ความชื้นที่สอดคล้องกัน [10] และจากนั้นได้ทดลองอบแห้งมะพร้าวขูดเบื้องต้นพบว่าระบบที่ใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะให้อัตราการอบแห้งที่สูงกว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวและนอกจากนี้ยังได้ทดลองศึกษาความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งโดยการสเปรย์ละอองน้ำเข้าไปในระบบเพื่อเพิ่มความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งจากการทดลองพบว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง (หากมีค่าสูงกว่า 28% RH) มีผลอย่างมากต่อสีของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้ง [11] ซึ่งโดยทั่วไปสารดูดความชื้น (Desiccant) จะดูดซับไอน้ำในอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าต่ำกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบๆ และจะคายไอน้ำให้กับอากาศเมื่อความดันไอน้ำที่ผิวของสารดูดความชื้นมีค่าสูงกว่าความดันไอน้ำของอากาศที่อยู่รอบๆ ความดันไอน้ำที่ผิวสารดูดความชื้นจะมีค่าสูงขึ้นตามอุณหภูมิและปริมาณความชื้นของสารดูดความชื้นที่สูงขึ้น และมีแนวโน้มสู่จุดสมดุลกับความดันของไอน้ำบริเวณรอบๆ ตามเวลาที่ผ่านไป ปริมาณน้ำที่ดูดซับโดยสารดูดความชื้นที่จุดนี้เรียกว่า ความจุสมดุล (equilibrium capacity) [12-13] อย่างไรก็ตามสารดูดความชื้นสามารถดูดซับความชื้นได้มากกว่าน้ำหนักตัวเอง 10-110 % ขึ้นอยู่กับชนิดของสารดูดความชื้นและความชื้นที่มีอยู่ในสิ่งแวดล้อม [14] และเพื่อให้สารดูดความชื้นสามารถนำกลับมาใช้งานได้อีกหลังจากดูดซับความชื้นออกจากอากาศแวดล้อมจึงต้องมีกระบวนการไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้นโดยใช้ความร้อนที่เรียกว่า regeneration ซึ่งอาจจะใช้พลังงานจากแสงอาทิตย์หรือขดลวดความร้อนเป็นแหล่งให้ความร้อนกับอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้น [15-16] ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเปรียบเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว โดยจะพิจารณาถึงผลของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้งต่อสีของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งเป็นสำคัญ

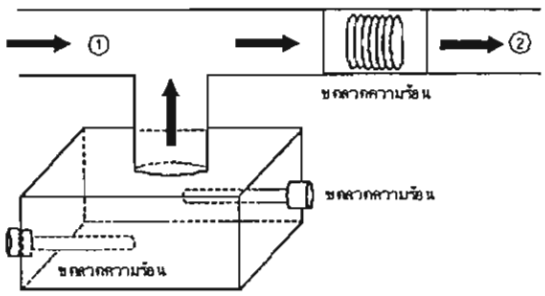
2. วิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นได้แสดงไว้ในรูปที่ 1 โดยจะมีวงจรอากาศแยกออกเป็น 2 ส่วน คือ (1) วงจรอากาศสำหรับอบแห้งผลิตภัณฑ์ซึ่งสามารถทำงานได้ทั้งระบบปิด (closed system) หรือระบบเปิดบางส่วน (partially open system) ในส่วนที่ (2) วงจรอากาศสำหรับไล่ความชื้นออกจากสารดูดความชื้น ซึ่งถูกออกแบบไว้ให้สามารถนำอากาศที่ผ่านการไล่ความชื้นแล้วเวียนกลับมาใช้ใหม่ ในงานวิจัยนี้เลือกใช้ซิลิกาเจลเป็นสารดูดความชื้น โดยห้องอบแห้งมีขนาด 0.35 m (W) x 0.40 m (L) x 0.30 m (H) บรรจุถาดซึ่งเป็นตะแกรงเจาะรูจำนวน 5 ใบ แหล่งให้ความร้อนแก่อากาศอบแห้งและอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้นของสารดูดความชื้น ใช้ขดลวดความร้อนโดยแต่ละตัวมีขนาด 1 kW พัดลมสำหรับอบแห้งและไล่ความชื้นเป็นพัดลมแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหน้าขนาด 1/2 HP และ 150 W ตามลำดับ และในรูปที่ 2 เป็นอุปกรณ์เพิ่มความชื้น (Humidifier) เพื่อศึกษาความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบที่มีต่อค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังการอบแห้งโดยใช้ขดลวดความร้อนขนาด 2 kW และ 1 kW ในการต้มน้ำให้ร้อนเพื่อเพิ่มความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งที่ต้องการจะศึกษาโดยได้ทำการทดลองเงื่อนไขใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นดังแสดงในตารางที่ 1 การทดลองที่ No.6,No.7 และ No.8 ส่วนเงื่อนไขลมร้อนอย่างเดียวได้ทดลองโดยใช้อุปกรณ์เพิ่มความชื้นการทดลองที่ No.4

ในการทดลองทั้งหมดเลือกใช้มะพร้าวขูดเป็นวัสดุทดลองโดยใช้มะพร้าวขูดมีน้ำหนักเริ่มต้น 1,200-1,500 g ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 140 % d.b. อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้ง 50 °C และอุณหภูมิอากาศที่ใช้ในการไล่ความชื้น 100 °C ซึ่งจะอบแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 10 % d.b. โดยมีสัดส่วนการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 % ,80 % และ 100 % และความเร็วอากาศเหนือถาด 0.23 และ 0.7 m/s ตำแหน่งของการวัดอุณหภูมิกระเปาะแห้งและกระเปาะเปียก แสดงในรูปที่ 1 การวัดอุณหภูมิใช้เทอร์โมคัปเปิล type k ต่อเข้ากับ data logger โดยมีความละเอียด ±1 °C และบันทึกอุณหภูมิทุกๆ 20 นาที การควบคุมอุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้งและที่ใช้ในการไล่ความชื้นใช้ชุดควบคุมอุณหภูมิแบบ PID ความละเอียด ±1 °C ความเร็วอากาศใช้ vane type anemometer ความละเอียด ±3 % ของค่าที่อ่านได้ ความเร็วของวงลมสารดูดความชื้นควบคุมด้วยเครื่องปรับความเร็วรอบมอเตอร์ (frequency inverter) การบันทึกค่าน้ำหนักของมะพร้าวขูดจะใช้ load cell ต่อเข้ากับเครื่องแสดงผลน้ำหนักความละเอียด ±1g โดยต่อสัญญาณเข้ากับคอมพิวเตอร์เพื่อบันทึกผลทุกๆ 20 วินาที กำลังไฟฟ้าที่ใช้ของขดลวดไฟฟ้าสำหรับห้องอบแห้งและในส่วนไล่ความชื้นจะอ่านจากมิเตอร์ไฟฟ้าและบันทึกค่าทุกๆ 20 นาที จากนั้นได้นำมะพร้าวหลังการอบแห้งไปทำการวัดสีด้วยเครื่อง Colorimeter โดยใช้ระบบ Hunter และทำจดบันทึกข้อมูลค่า L-a-b ที่ใช้เป็นดัชนีหนึ่งในการกำหนดคุณภาพของมะพร้าวที่อบแห้งโดยที่ค่า L หมายถึง ค่าความสว่าง (Lightness) มีค่าตั้งแต่ 0-100 และค่า a หมายถึงค่าสีเขียว – แดง มีค่าตั้งแต่ -60-60 ในขณะที่ค่า b หมายถึง ค่าสีน้ำเงิน – เหลือง มีค่าตั้งแต่ -60-60



รูปที่ 1 Schematic diagram of hot air dryer integrating with desiccant wheel and temperature measurement position.



รูปที่ 2 อุปกรณ์เพิ่มความชื้น (Humidifier)

3. ผลการทดลอง

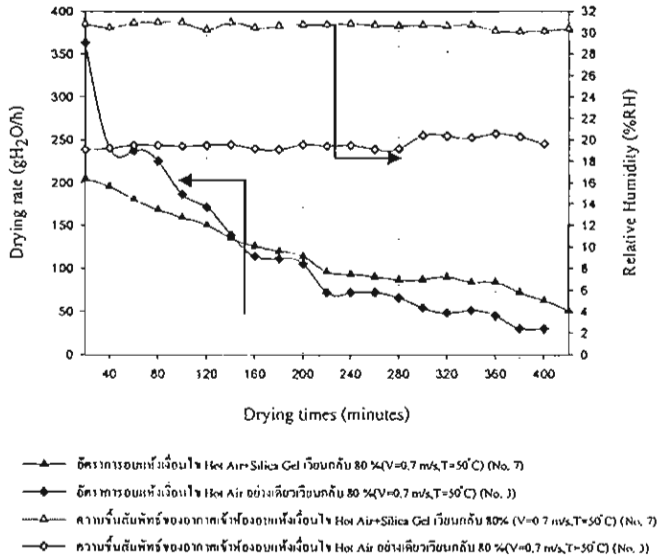
จากการทดลองการอบแห้งมะพร้าวขูดโดยใช้เครื่องอบแห้งลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น ซึ่งจะได้ศึกษาถึงผลของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งที่มีต่ออัตราการอบแห้ง การใช้พลังงานจำเพาะรวม (SEC) รวมถึงคุณภาพสีของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง โดยการทดลองในกรณีของการอบแห้งด้วยลมร้อนอย่างเดียวหรือการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นในทุกเงื่อนไขการทดลองดังแสดงในตารางที่ 1

3.1 อัตราการอบแห้ง ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบและการใช้พลังงานจำเพาะ

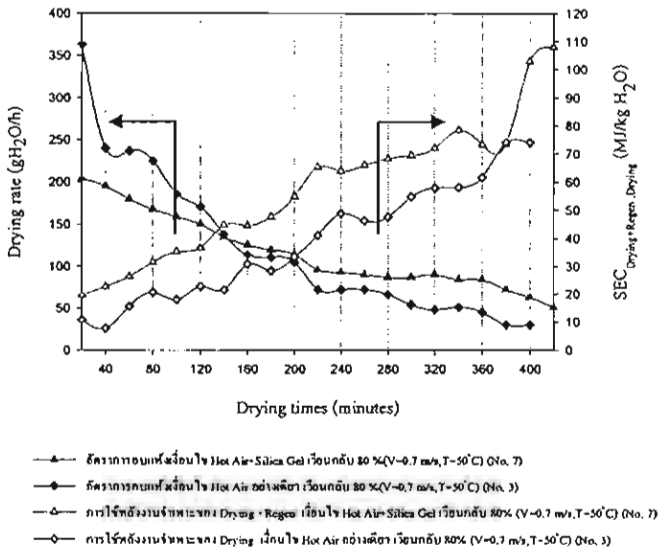
จากการทดลองเงื่อนไขอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยใช้อุปกรณ์เพิ่มความชื้น การทดลองที่ (No.6,No.7 และ No.8) และได้เปรียบเทียบกับอบด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวการทดลองที่ (No.1,No.2,No.3,No.4 และ No.5) โดยได้นำข้อมูลมาพล็อตกราฟเปรียบเทียบพบว่าอัตราการอบแห้งและการใช้พลังงานจำเพาะรวมจะมีแนวโน้มไปในทิศทางที่สอดคล้องกันในทุกเงื่อนไขการทดลองคือเมื่อความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าสูงอัตราการอบแห้งจะมีค่าต่ำ ซึ่งจะส่งผลให้การใช้พลังงานจำเพาะรวมมีค่าสูงขึ้น ดังนั้นในที่นี้จึงนำเสนอเพียงบางเงื่อนไขคือในกรณีอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะใช้เงื่อนไขที่ 3 สำหรับการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะใช้เงื่อนไขที่ 7 ส่วนในแง่ของคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งได้นำเสนอในหัวข้อที่ 3.2

ตารางที่ 1 Summarization of operating conditions and experimental results of chopped coconut drying

	Hot Air Drying				Combined Hot Air-Silica Gel Drying			
	Test No.1	Test No.2	Test No.3	Test No.4	Test No.5	Test No.6	Test No.7	Test No.8
Description	1	2	3	4	5	6	7	8
Average ambient conditions								
Temperature ($^{\circ}$C)	32.8	28.6	34.6	30.3	31.81	29.3	25.16	25.57
Relative humidity (%)	64	74.9	56	77.1	67	38	50	63
Condition of chopped coconut								
Average initial moisture content (%d.b.)	140	137	140	138	137	140	139	140
Initial weight (g)	1261	1272	1500	1508	1500	1500	1500	1500
Moisture removed (g)	678	689	810	822	805	823	816	820
Average drying conditions								
Drying temperature ($^{\circ}$C)	51.6	51.4	50.3	50.2	50.5	50.3	50.2	50.3
Air entering drying humidity (%)	**29.3**	**28.8**	**19.62**	**30.61**	**24.6**	**26.18**	**30.67**	**30.49**
Generation temperature ($^{\circ}$C)	-	-	-	-	-	100.2	100.3	100.2
Silica-gel weight (g)	-	-	-	-	-	800	800	800
drying air velocity (m/s)	0.23	0.23	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7
Revolution of wheel (RPH)	-	-	-	-	-	1.5	1.5	1.5
Specific drying air flow rate (kg air/h-kg dry product)	125	121	336	317	318	321	320	321
Specific regen. air flow rate (kg air/h-kg dry product)	-	-	-	-	-	131	130	129
Fraction of recirculated regen. air (%)	-	-	-	-	-	100	100	100
Percentage of recirculated drying air (%)	40	40	80	80	100	80	80	80
Drying time (h)	10.33	10.67	6.67	7	7.67	6	7	7.33
Performance of dryer								
Drying rate (g H_2O/h)	66	64	121	117	105	137	116	112
Average SEC_{drying} (MJ/kg H_2O)	9.4	7.73	15.2	16.91	13.28	18.85	21.42	22.39
Average $SEC_{regen.}$ (MJ/kg H_2O)	-	-	-	-	-	21.91	27.55	26.34
Average $SEC_{drying+regen}$ (MJ/kg H_2O)	9.4	7.73	15.2	16.91	13.28	40.76	48.97	48.73

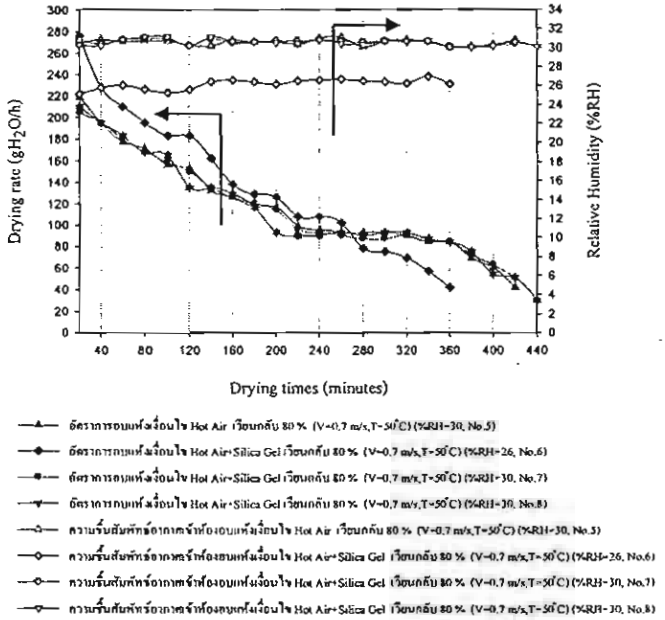


(a) เปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงความชื้นของทั้งสองระบบ

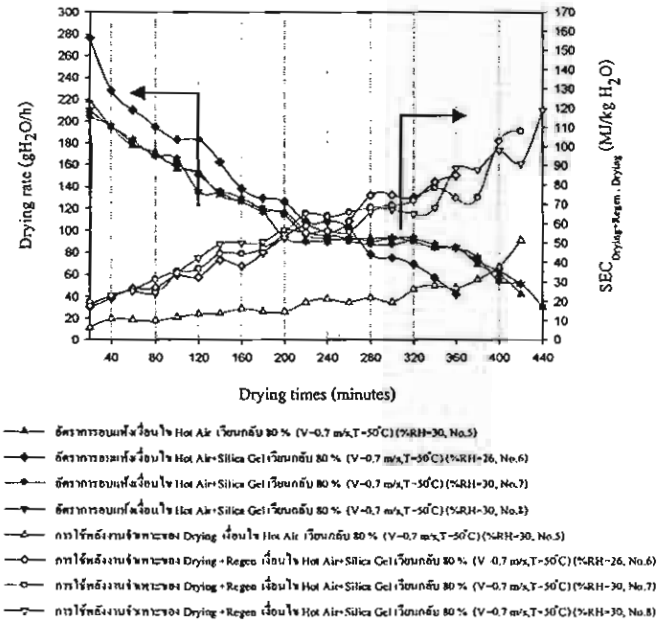


(b) เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งกับการใช้พลังงานจำเพาะของทั้งสองระบบ

รูปที่ 2 เปรียบเทียบการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวเงื่อนไขการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %



(a) ผลของการใช้อุปกรณ์เพิ่มความชื้นต่ออัตราการอบแห้งและการเปลี่ยนแปลงความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้ง



(b) ผลของการใช้อุปกรณ์เพิ่มความชื้นต่อพลังงานจำเพาะ

รูปที่ 3 เปรียบเทียบการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นเงื่อนไขการนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 % โดยควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งที่ 25 % และ 30 %

3.2 ผลการวัดสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

หลังจากทำการอบแห้งมะพร้าวด้วยเครื่องอบแห้งลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียว โดยได้นำมะพร้าวหลังการอบแห้งไปทำการวัดสีเพื่อเปรียบเทียบกับค่า เริ่มต้นซึ่งมีค่าความสว่าง(L) 74.67 , สีเขียว (a) -0.78 และสีเหลือง(b) 3.32 จากการทดลองพบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะทำให้ค่าความสว่างของมะพร้าวมีความแปรปรวน และค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 47-178 % และการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะพบว่าค่าความสว่างมีความแปรปรวนเช่นกัน และค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ 37-216 % ซึ่งจากผลการวัดสีของระบบที่อบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นและการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวจะมีค่าความสว่างและค่าความเหลืองที่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p>0.05$) เนื่องจากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องในแต่ละเงื่อนไขการทดลองไม่เท่ากันทำให้ค่าความสว่างและค่าความเหลืองในบางเงื่อนไขการทดลองมีความแปรปรวน สำหรับค่า a ของการอบแห้งทั้ง 2 กรณีจะไม่แตกต่างกันในแต่ละเงื่อนไขการทดลองดังแสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ผลการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

Test No.	เงื่อนไขการทดลอง	L - value	a - value	b - value
	สีมะพร้าวขูดก่อนอบ	$74.67^{a} \pm 0.30$	$-0.78^{a} \pm 0.02$	$3.32^{a} \pm 0.15$
1	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 % (%RH=29.3)	$70.50^{b} \pm 0.85$	$-1.05^{b} \pm 0.34$	$10.5^{b} \pm 0.65$
2	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 40 % (%RH=28.8)	$72.25^{c} \pm 0.97$	$-1.00^{b} \pm 0.46$	$9.54^{c} \pm 0.53$
3	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 % (%RH=19.6)	$79.30^{d} \pm 0.17$	$-0.82^{a} \pm 0.01$	$4.56^{d} \pm 0.17$
4	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 % (%RH=30.6)	$72.56^{c} \pm 0.44$	$-0.74^{a} \pm 0.02$	$9.19^{c} \pm 0.22$
5	Hot Air อย่างเดียวโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 100 % (%RH=24.6)	$78.57^{d} \pm 0.20$	$-0.81^{a} \pm 0.02$	$5.00^{d} \pm 0.21$
6	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 % (%RH=26)	$78.95^{d} \pm 0.12$	$-0.84^{a} \pm 0.02$	$4.90^{d} \pm 0.15$
7	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 % (%RH=30)	$73.65^{e} \pm 0.26$	$-0.76^{a} \pm 0.02$	$9.13^{c} \pm 0.13$
8	Hot Air + Silica Gel โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80 %(%RH=30)	$73.63^{e} \pm 0.14$	$-0.74^{a} \pm 0.03$	$9.25^{c} \pm 0.06$

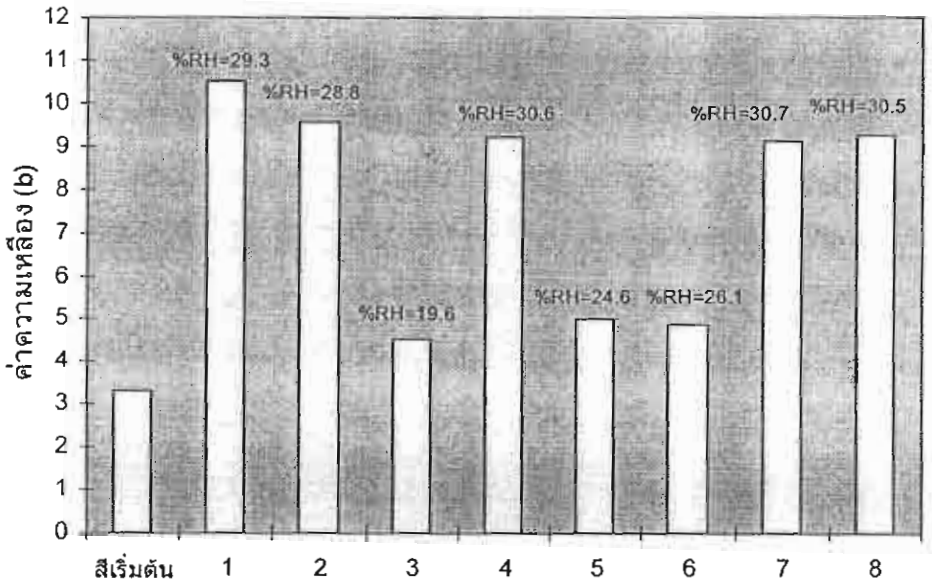
หมายเหตุ: ตัวเลขที่ตามด้วยอักษรที่เหมือนกันแสดงว่าไม่มีความแตกต่างกันทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่น 95 %

3.3 อิทธิพลของความชื้นสัมพัทธ์เข้าห้องอบที่มีต่อค่าความเหลือง (b) ของมะพร้าวหลังการอบแห้ง

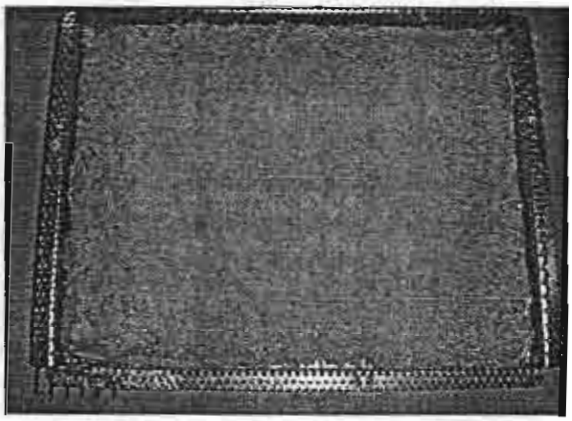
จากการทดลองอบแห้งมะพร้าวด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยใช้อุปกรณ์เพิ่มความชื้น (Humidifier) เพื่อศึกษาความชื้นสัมพัทธ์เข้าห้องอบที่มีต่อค่าความเหลือง (b) ของมะพร้าวหลังการอบแห้ง และเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว พบว่าคุณภาพของมะพร้าวหลังการอบแห้งมีความแตกต่างกันอย่างชัดเจนในเรื่องของสี ซึ่งจากการศึกษาทดลองพบว่าปัจจัยที่ส่งผลทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงสีของมะพร้าวที่นำมาอบแห้ง คือ ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง จากการทดลองได้อบด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยได้ควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบไว้ที่ 25 % และ 30 % พบว่าที่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้ง 30 % จะทำให้มะพร้าวหลังการอบแห้งมีค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนคือเพิ่มขึ้นประมาณ 178 % ทั้ง 2 การทดลอง (การทดลองที่ 7 และ 8) ส่วนความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งเฉลี่ยประมาณ 26 % (การทดลองที่ 5) ค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 47 % ส่วนการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวจากการทดลองพบว่าที่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่า 28-29 % มะพร้าวหลังการอบแห้งก็จะมีค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจนคือเพิ่มขึ้นประมาณ 187 % ส่วนในกรณีที่ทดลองในสภาวะอากาศภายนอกที่มีความชื้นต่ำโดยที่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องไม่เกิน 25 % พบว่าค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 37 % ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าถึงแม้ว่าจะอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นหรืออบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่าง ถ้าหากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบมีค่าสูงเกิน 30 % สีของมะพร้าวหลังการอบแห้งก็จะมีค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นอย่างชัดเจน ดังนั้นถ้าจะให้คุณภาพของมะพร้าวหลังการอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ที่ดีควรที่จะควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบไม่ควรสูงเกิน 25 % และมีข้อสังเกตอีกอย่างหนึ่ง

ในเรื่องของกลิ่นเนื่องจากเครื่องมือในการทดสอบกลิ่นมีราคาแพง จากการทดลองเราพบว่าการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นจะยังคงรักษาคุณภาพในด้านของกลิ่นได้ดีกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนเพียงอย่างเดียว

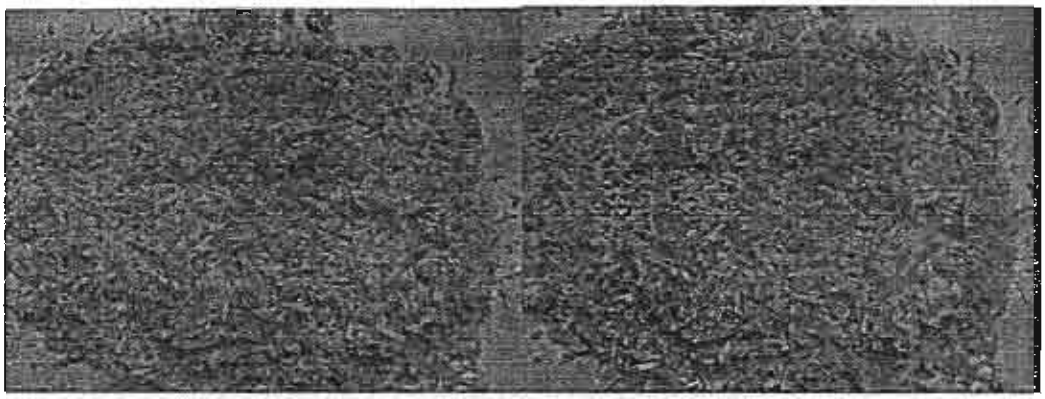
หากนำค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังการอบแห้งมาเขียนกราฟคู่กับค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งจะทำให้เห็นถึงอิทธิพลของความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่ดีขึ้นดังรูปที่ 4 และรูปที่ 5 (a และ b) ความแตกต่างของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้งโดยควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งที่ 25 % และ 30 %



รูปที่ 4 กราฟแสดงค่าความเหลืองของมะพร้าวหลังอบแห้งของการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80% โดยใช้ชุดอุปกรณ์เพิ่มความชื้นซึ่งควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งไว้ที่ 25 % และ 30 %



(a) การอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80% โดยใช้ชุดอุปกรณ์เพิ่มความชื้นซึ่งควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งไว้ที่ 25 %



b) การอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 80% โดยใช้ชุดอุปกรณ์เพิ่มความชื้นซึ่งควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งไว้ที่ 30 %

รูปที่ 5 ความแตกต่างของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้งโดยควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งที่ 25 % และ 30 %

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้นโดยใช้ชุดอุปกรณ์เพิ่มความชื้นโดยควบความชื้นสัมพัทธ์เข้าห้องอบแห้งไว้ที่ 25 % และ 30 % จากผลการทดลองพบว่าที่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งที่ 25% จะให้อัตราการอบแห้งที่สูงกว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งที่ 30% ประมาณ 18 % และใช้พลังงานจำเพาะน้อยกว่าประมาณ 20 % และจากผลการวัดสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งพบว่าที่ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบ 30 % จะส่งผลต่อคุณภาพของมะพร้าวหลังการอบแห้งอย่างชัดเจนโดยเฉพาะค่าความเหลืองที่มากจนสามารถสังเกตได้ โดยค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 178 % ส่วนค่าความสว่างจะแปรปรวนในกรณีที่ความชื้นสัมพัทธ์เข้าห้องอบสูง ส่วนในกรณีของการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 178 % แต่ถ้าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าไม่สูงเกิน 25% ค่าความเหลืองเพิ่มขึ้นประมาณ 37 % ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าถ้าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเข้าห้องอบแห้งมีค่าสูงเกิน 29 % จะส่งผลโดยตรงกับคุณภาพสีโดยเฉพาะค่าความเหลืองที่มากจนสามารถสังเกตได้ และนอกจากนี้ยังมีข้อสังเกตอีกอย่างหนึ่งในเรื่องของกลิ่นโดยพบว่ายังคงได้กลิ่นของมะพร้าวอย่างชัดเจนซึ่งตรงข้ามกับกรณีใช้ลมร้อนเพียงอย่างเดียวอย่างเห็นได้ชัด

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย ขอขอบคุณนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยดำเนินการช่วยเก็บผลการทดลองและขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้ง

เอกสารอ้างอิง

[1] กระทรวงอุตสาหกรรม. 2523, มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมเนื้อมะพร้าวแห้ง สำนักงานมาตรฐานผลิตภัณฑ์ อุตสาหกรรม, กรุงเทพฯ.18 น.

[2] Niamnuy,C. and Devahastin,S. 2005,Drying kinetics and quality of coconut dried in a fluidized bed dryer.Journal of Food Engineering. 66:267-271.

[3] Rossi,S.J., Neves L.C. and Kieckbush T.G. 1992, Thermodynamic and Energetic Evaluation of a Heat Pump Applied to the Drying Vegetables. Drying Technology.10: 1475-1484.

[4] Clements, S., Jia X. and Jolly P. Experimental Verification of a Heat Pump Assisted Continuous Dryer Simulation Model, Energy Research. 17:19-29.

[5] Stroment,I. and Kramer K. 1992, New Application of Heat Pumps in Drying Processes. Drying Technology. 12:889-901.

[6] Prasertsan,S. and Saen-saby P. 1992, Heat Pump Drying of Agricultural Materials. Drying Technology. 16:235-250.

[7] Young, G.S. Birchal S. and Mason R.L. 1995, Heat Pump Drying of Food Products-Prediction of Performance and Energy Efficiency.In Proc. Fourth ASEAN Conf on Energy Technology, Bangkok,Thailand, August 28-29,240-247.

[8] Chua, K.J. Chou S.K. Ho J.C. and Hawlader M.N.A. 2002,Heat Pump Drying: Recent Developments and Future Trends. Drying Technology. 20:1579-1610.

[9] Yahya,M., Othamn,M.Y., Soplan ,K., Daud ,W.R.W. and Yatim ,B. 2003, Evaporative Capacity of a Solar Assisted Dehumidification Drying System. Proceedings of the 3rd Asia-Pacifific Drying Conference. 532-538.

[10] ฐานิดย์ เมธิยานนท์,ศิลาพันธุ์ ประทุมทิพย์และสมนึก บุญพาไสว. 2546, การศึกษาความเป็นไปได้ในการอบแห้งโดยใช้ลมร้อนร่วมกับวงล้อสารดูดความชื้น. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 17.

[11] ฐานิดย์ เมธิยานนท์,เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ,ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์ และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. 2548, การศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น. การประชุมวิชาการสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 6. 577-586.

[12] American Society of Heating,Refrigerating and Air Condition Engineering.1993,ASHRAE Handbook:Fundamentals. 22.1-22.6.

[13] Ruthven,D.M. 1984,Principles of Adsorption Processes, John Wiley & Sons New York. 1-27.

[14] Waugaman, D.G., Kini A. and Kettleborough C.F.1993,A Review of Desiccant Cooling Systems.Journal of Energy Resources Technology. 115: 1-8.

[15] Saito,Y.1993,Regeneration Characteristics of Absorbent in the Integrated Desiccant/Collector.Journal of Solar Energy Engineering. 115: 169-175.

[16] Techajunta,S. and Exell R.H.B. 1999, Experiments in Solar Simulation on Solid Desiccant Regeneration and Air Dehumidification for Air Conditioning in Tropical Humid Climate. Renewable Energy 17: 549-568.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

RESEARCH AND DEVELOPMENT WORK ON PADDY DRYING IN SOUTH-EAST ASIA

Somchart Soponronnarit* and Somkiat Prachayawarakorn**

Abstract

Traced back to the last decade, the research work on paddy drying has been conducted in ASEAN countries especially Thailand, Vietnam and the Philippines, in collaboration with the Australian Center for International Agricultural Research. Recently, the Japan International Research Center on Agricultural Sciences has been co-operating with Thailand to conduct research for reducing post-harvest losses of paddy. Most of the work done and being done concentrates on rapid drying by using fluidization and spouted bed techniques, as well as slow drying in storage which is usually called in-store drying. In addition, a lot of effort has been done for the development of rice husk furnace, which is used cyclone concept.

The fluidized bed paddy dryer has been commercialized since 1995. It has been sold to several countries such as Thailand, Cambodia, French Guyana, Indonesia, Laos, Malaysia, Mexico, Myanmar, the Philippines and Taiwan. More than 200 units have been sold so far. The cyclonic rice husk furnace has also been commercialized in several countries since 1998. More than 100 units have been sold. In-store drying of paddy has been accepted for practicing in rice mill in Thailand though it is not very popular due to the limitation of long-term storage. Some rice mills use the technique of in-store drying for aeration of bulk storage of paddy in order to replace grain turning which has been practiced since very long time.

* School of Energy and Materials ** Faculty of Engineering King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangmod, Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

1. INTRODUCTION

It has been suggested that high moisture paddy should be dried rapidly to approximately 23% moisture content (dry basis[1]) then subjected to ambient air slow drying in storage[1,2]. Following two-stage drying, cost and product quality appear to be optimised. The dryers with rapid drying techniques commonly used today are LSU dryer, cross-flow dryer, recirculating batch dryer and fluidised bed dryer. In this paper, the rapid drying using techniques of fluidised bed and spouted bed, slow drying in storage using ambient air or near-ambient air and rice husk furnace which has become increasingly popular are explained.

2. FLUIDISED BED PADDY DRYING

Fluidised bed paddy drying is an alternative to conventional hot air drying. Its advantages are: (1) uniform product moisture content and thus high drying air temperature can be employed but with less over-dried grain; (2) high drying capacity due to better heat and mass transfer; (3) as a result of the advantages 1&2, the fluidised bed dryer is compact and thus a significantly lower initial cost; and (4) significant spin-off in terms of increasing head rice yield and potential for producing aging rice.

2.1 The Development of Fluidised Bed Paddy Dryer

Sutherland and Ghaly[3] were probably the first research group who reported feasibility of using fluidisation technique for paddy drying. Their experimental results showed that head rice yield was 58-61% when paddy was dried from 28.2 to 20.5% but was 15-24% when the final moisture content was 19%. Tumambing and Driscoll[4] found that the drying rate was affected by the drying air temperature and the bed thickness under the experimental conditions as follows: drying air temperature of 40-100°C; bed thickness of 5-20 cm and air velocity of 1.5-2.5 m/s. They also developed a mathematical model for a continuous fluidised bed paddy dryer.

Soponronnarit and Prachayawarakorn[5] reviewed the research and development work on fluidised bed drying of grain, and conducted both experimental and simulation studies on batch fluidised bed paddy drying. Soponronnarit et al.[6] described the development of a cross-flow fluidised bed paddy dryer with a capacity of 200 kg/hour. Experimental results showed that final moisture content of paddy should not be lower than 23% if quality in terms of both whiteness and head yield were to be maintained. Drying air temperature was limited at 115°C. Simulation results indicated that the appropriate operating parameters should be as follows: air speed, 2.3 m/s; bed thickness, 10 cm; and fraction of air recycled of 0.8. With these conditions, energy consumption was close to the minimum, while drying capacity was near maximal. In this study, moisture of paddy was reduced from 30 to 24%. Following the success of the development of the cross-flow fluidised bed paddy dryer, Rice Engineering Supply Co. Ltd., a private company in Thailand, showed their interest in collaborating in the development of a prototype with a capacity of approximately 1 t/hour[7]. The prototype is similar to that later developed for commercial unit as shown in Figure 1. It comprises a drying section, a 7.5 kW backward curved blade centrifugal fan, a diesel fuel-oil burner, and a cyclone. The bed length, width and height of the drying section are 1.7, 0.3 and 1.2 m, respectively. The depth of the paddy bed is controlled by a weir. Paddy is fed in and out by rotary feeders. In operation, hot air (temperature controlled by thermostat) is blown into the drying section through a perforated steel sheet floor. The air and grain flows are perpendicular to each other. A small portion of the air leaving the drying chamber is vented to the atmosphere, while the remainder, after cleaning in a cyclone, is recycled to the dryer, mixed with ambient air and reheated to the desired temperature, respectively. The feed rate of paddy can be varied from less than 1 t/hour to more than 1.5 t/hour. Experimental results showed that the unit operated efficiently and yielded high product quality in terms of head yield and whiteness. In reducing the moisture content from 45 to 24% using air temperature of 100-120°C, fraction of air recycled of 0.66, specific airflow rate of 0.05 kg/s-kg dry matter, superficial air velocity of 3.2 m/s, and bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg of water evaporated, of which 0.35 was the

[1] Unless otherwise stated, the moisture contents (m.c.) quoted in this paper are dry basis

primary energy from electricity (electrical energy multiplied by 2.6) and 1.79 was the primary energy in terms of heat energy.

As a result of the success of the prototype, commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 5, 10 and 20 t/hour as shown in Figure 1 are now available. More than 200 units have been sold since the beginning of 1995. The fluidised bed dryer is mainly composed of a drying chamber, a backward curved blade centrifugal fan, a burner using diesel oil or fuel oil for heating air, and a cyclone. Commercial cyclonic rice husk furnace is now available. More than 100 units have been sold since the beginning of 1998.

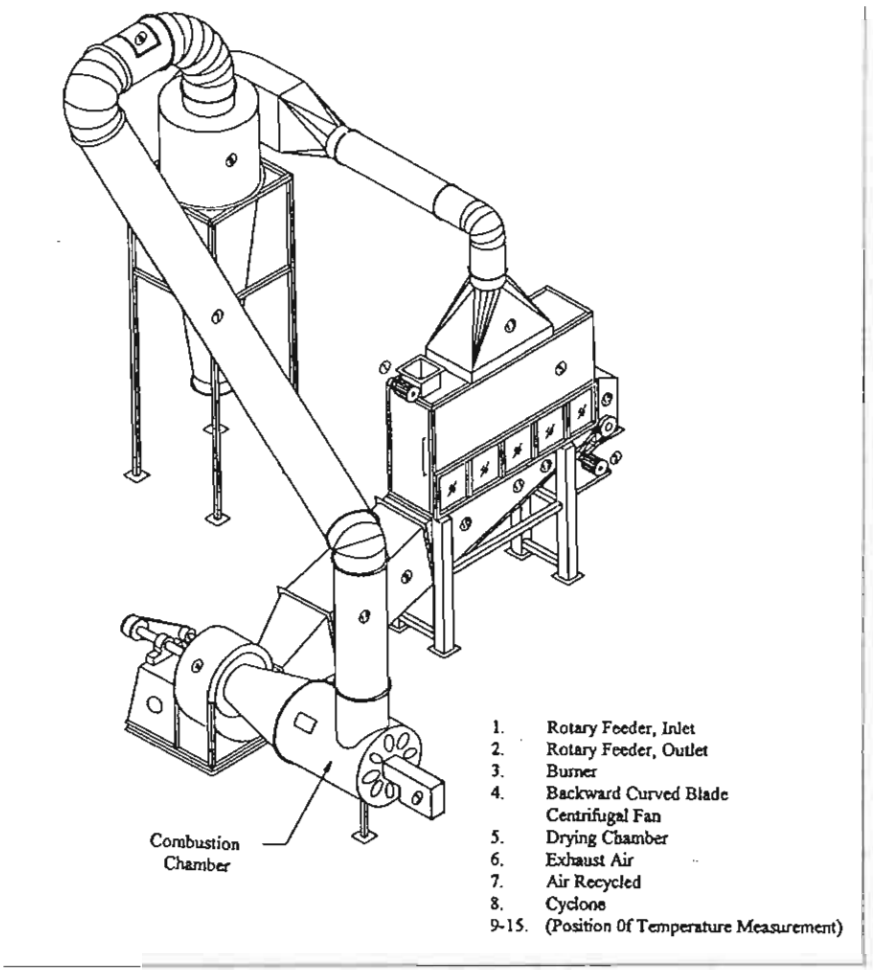


Figure 1 Commercial fluidised bed paddy dryer.

2.2 The Performance of Fluidised Bed Grain Dryer

The minimum fluidised bed velocity for paddy is approximately 1.6 m/s and increases with moisture content[5]. The relationship between pressure drop across the paddy bed and bed velocity is presented in Figure 2.

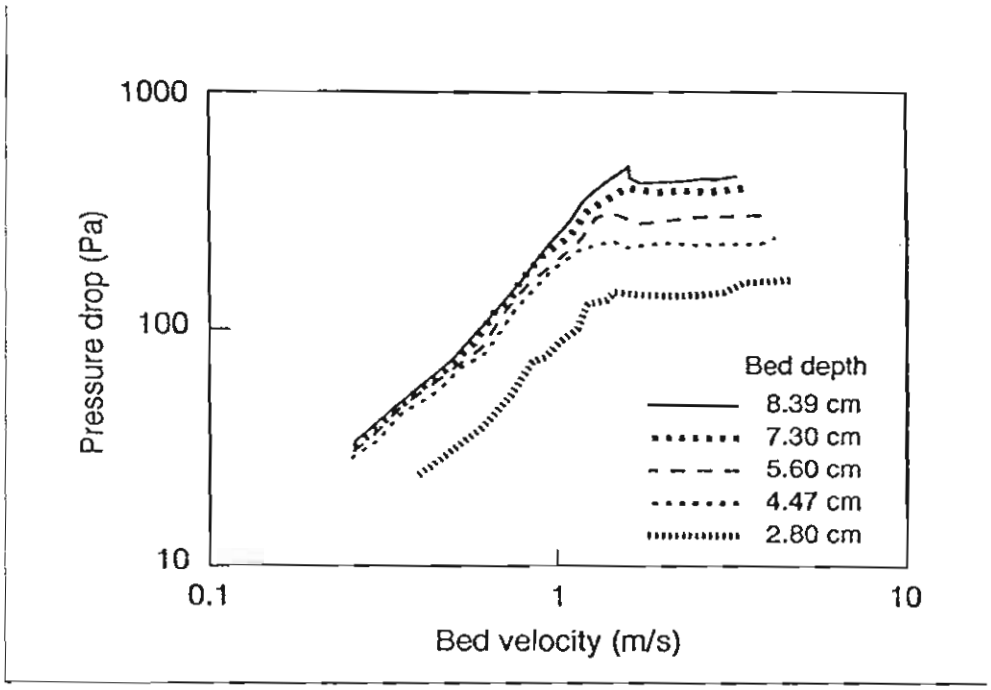


Figure 2 Relationship between bed pressure drop and bed velocity at different bed depths in fluidised bed paddy dryer.

For maize, the minimum fluidised bed velocity increases with moisture content. It varies from 1.5 to1.8 m/s[8]. For soybean, the minimum fluidised bed velocity is 1.9 m/s and varies slightly and inversely with moisture content[9]. The designed fluidised bed velocity is normally 1.5 times of the minimum one.

The performance of commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 2.5-5 t/h and 5-10 t/h are summarized in Table 1[10]. Paddy qualities in terms of head yield and whiteness are all acceptable as compared to paddy dried by ambient air (reference) which is expected to obtain the highest quality. Considering energy consumption, it is relatively low as compared to conventional hot air dryers, except for the case of low inlet paddy moisture content. It is generally recommended to dry paddy from high moisture level to a moisture content of approximately 23% in order to maintain paddy quality. However, it is possible to dry paddy to a lower moisture level if tempering process follows the fluidised bed drying. In addition, as compared to ambient air drying, head yield can be increased if proper drying conditions are provided. The effects of both tempering and drying on paddy quality will be presented in the next section.

Table 1 Performance test results of commercial fluidised bed paddy dryers[10].

Test nos. Testing results	1	2	3	4	5
Drying air temperature (°C)	115	116	120	130	150
Drying air recycled (%)	69	69	69	69	53
Inlet moisture content of paddy (% dry basis)	22.0	26.0	28.7	30.6	27.0
Outlet moisture content of paddy (% dry basis)	20.1	22.5	22.5	23.0	21.0

Outlet paddy temperature (°C)	54.0	52.0	54.0	57.0	63.0
Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	0.83	0.43	0.26	0.21	0.15
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	7.80	3.13	2.57	2.21	3.90
Head rice yield (%)					
- dried in fluidised bed dryer	53.2	54.3	53.9	57.0	48.1
- dried by ambient air (reference)	57.4	57.2	53.9	57.0	56.2
Rice whiteness					
- dried in fluidised bed dryer	40.3	40.7	40.0	43.7	36.8
- dried by ambient air (reference)	44.4	44.2	40.1	43.8	42.6
Testing hours	5.0	35.0	46.0	51.0	29.0
Drying capacity (tons/h)	9.5[b]	9.5[b]	9.5[b]	9.5[b]	4.8[a]

Remarks: a = Dryer with capacity of 2.5 – 5.0 tons/h
b = Dryer with capacity of 5.0 – 10.0 tons/h

Soponronnarit et al.[11] investigated in a laboratory how to manage moist paddy by three processes in series, i.e., fluidised bed drying, tempering and ambient air ventilation. Experimental results show that after the three processes, moisture content was reduced from 33% to 16.5% within 53 minutes. During the first process, a fluidised bed dryer with inlet air temperature of 150°C reduced the moisture content of paddy down to 19.5% within 3 minutes. Then the paddy was tempered for 30 minutes. Finally, it was cooled by ambient air with temperature and relative humidity of 30°C and 55-60%, respectively and speed of 0.15 m/s for 20 minutes. Quality of paddy as measured by the head rice yield and whiteness is acceptable.

Soponronnarit et. al.[12] conducted paddy drying using fluidisation technique and paddy tempering following drying in a laboratory and found a significant spin-off. Head yield increases higher than 50% when paddy was dried by fluidisation technique with inlet drying air temperature of 140-150°C and initial moisture content of paddy of 29.9 - 44.9%. As initial moisture content increases, head rice yield increases. Final moisture contents of paddy that can increase head yield to a maximum value are in a range of 23.4 - 28.2%. It is believed that gelatinization especially at the surface of rice kernel is the main factor for increasing head yield. Tempering of paddy after drying can maintain head yield as compared to that without tempering. Rice whiteness of dried paddy is mostly accepted if tempering temperature is not higher than 60°C. For consumer acceptance, tested rice without tempering is not significantly different from that dried by ambient air, while tested rice with tempering, after being cooked, has higher bad smell and lower whiteness. However, this may be solved by reducing tempering time down to 30 minutes.

For other grains, the fluidised bed dryer has a great potential for commercialization. More than ten units have been used in parboiled rice, maize and animal feed (for eliminating trypsin inhibitor) industries. Experimental results obtained from commercial fluidised bed dryers show good performance and good product quality with a significant spin-off that urease activity in soybean kernel could be reduced to an acceptable level as required by animal feed industry.

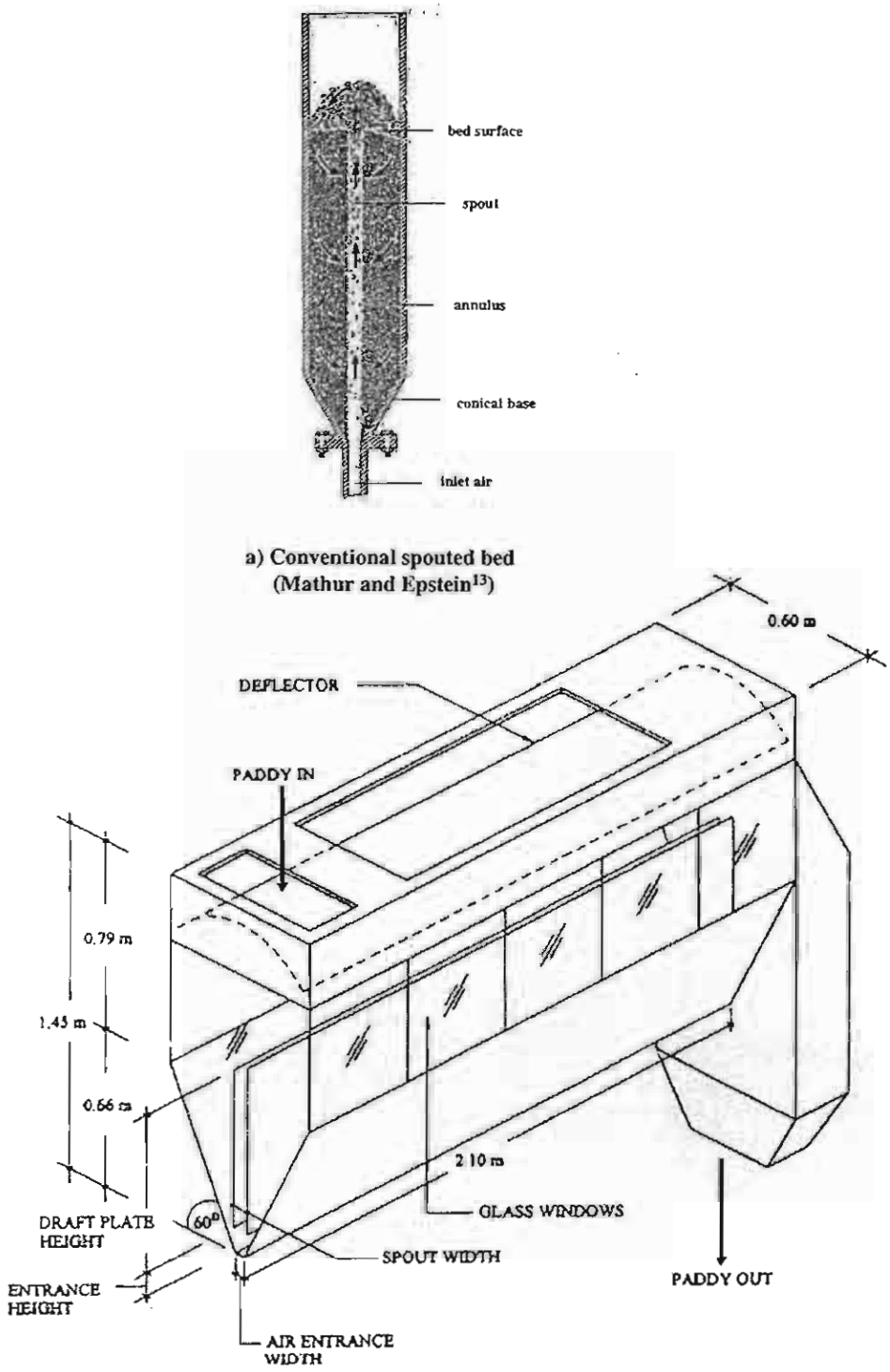
3. SPOUTED BED DRYER

Spouted bed technique is an alternative way, besides fluidisation, for drying grains that are too coarse and non-uniform in size. The conventional spouted bed shown in Figure 3a has a conical-cylindrical shape[13]. Drying air with a sufficiently high velocity is introduced through a centrally located small opening at the conical base, causing grains to rise rapidly through a hollowed central core, namely spout zone, within the vessel. These grains, after raising a certain height above the bed surface,

separate from the air stream and drop into the annulus region. In this region, grains move slowly downward. Some portions of these grains may be re-entrained into the spout region before reaching the bottom, where the mixing of particles is very rigorous. The cyclic and spout patterns are a very important characteristic of the spouted bed. However, the conventional spouted bed dryers have not been available for industrial applications due to the problems of scale-up and control of cyclic pattern. To overcome such limitations, the modification has been made by inserting the draft plates between the annulus and spout regions. The modified spouted bed dryer is shown in Figure 3b showing that the cyclic movement for grains is improved, comparing to Figure 3a, while the spout characteristic is still maintained[14,15]. The spout and annulus regions that separate definitely by draft plates provide the advantage for drying the heat-sensitive particulate solids in particular paddy, corn and soybean etc.

For the draft plate spouted bed, drying mostly takes place in the spout region since grains are exposed to high air velocity and high temperature whilst drying in the annulus, where the grains and air move in the opposite direction, is really rare because of low air velocity[16]. Such water evaporation rate occurring in this dryer type results in the higher thermal efficiency when compared to the fluidised bed, but the drying capacity becomes relatively lower under the same drying condition[5, 11]. The slow drying rate in the annulus region may reduce the stress inside the grains, thus obtaining the

better quality of grains. Madhiyanon et al.[14] conducted the paddy drying experiments in a spouted bed dryer with draft plates. The interesting results are summarised in Table 2. It is seen that thermal energy consumption, in the range of 3.1-3.8 MJ/kg water evaporated at an approximate drying capacity of 3000 kg/h, is relatively comparable to the commercial dryer as previously shown in Table 1. The head rice yield after drying in the spouted bed dryer for each experiment reduces approximately 1% comparing to the sample before drying whilst the reduction in head rice yield from the fluidised bed becomes higher. In addition to higher head rice yield, the rice whiteness is also better. In spite of superior quality of paddy, the spouted bed dryer has not been fully commercialised. This may be because of the relatively low drying rate for this dryer.



a) Conventional spouted bed
(Mathur and Epstein[13])

b) Draft plate spouted bed
(Madhiyanon et al.[14])

Figure 3 Schematic diagram of spouted bed dryers

Table 2 Summary of paddy drying experiments in the industrial- scale spouted bed dryer (Madhiyanon et al.[14])

Description	Test No.							
	8[a]	9[b]	10[b]	11[c]	12[c]	13[c]	14[c]	15[d]
Feed rate (kg/h)	2470	2440	1990	2370	2400	3160	3280	3550
Hold-up (kg)	60	360	340	240	210	335	290	310
Residence time (min)	1.5	8.9	10.2	6.0	5.3	6.4	5.3	5.2
Average inlet air temp. (°C)	154	149	141	152	159	154	156	160
Exit grain temp. (°C)	68	71	66	71	68	67	67	68
Average moisture content								
BFD (% dry basis)	26.1	21.7	28.5	22.1	25.0	29.4	28.2	22.8
AFD (% dry basis)	22.7	17.5	23.6	17.1	19.7	25.0	23.3	19.0
Head rice yield								
BFD (%)	56.1	45.9	53.3	49.0	49.6	50.1	54.3	41.2
AFD (%)	58.9	45.7	54.2	47.4	48.4	52.4	55.0	40.8
Whiteness								
BFD	41.9	45.7	44.2	47.6	47.6	47.8	46.4	46.7
AFD	41.6	45.4	45.0	46.8	46.7	47.5	46.3	45.9
Drying rate (kg water/h)	68	87	79	101	106	111	130	101
Energy consumption (MJ/kg water evaporated)								
Heat	6.5	7.0	N/A	4.4	5.2	3.5	3.8	3.1
Electricity	0.60	0.60	0.60	0.50	0.50	0.46	0.40	0.46

AFD, after drying; BFD, before drying; N/A, not available; temp., temperature.

[a] Draft channel blade angle 85°; entrance height, 10 cm.

[b] Draft channel blade angle 89°; entrance height, 10 cm.

[c] Draft channel blade angle 89°; entrance height, 12.5 cm.

[d] Draft channel blade angle 89°; entrance height, 15 cm.

4. IN-STORE DRYING

In-store drying technique, known as the fixed bed grain drying, can be suitably applied for the relatively low initial moisture contents of grains, 22-25% dry basis[17]. This technique offers the superior quality of grains and the effective heat utilisation. Figure 4 shows schematically an in-store drying system of which a bin, a heater unit and a ventilation system are the main component.

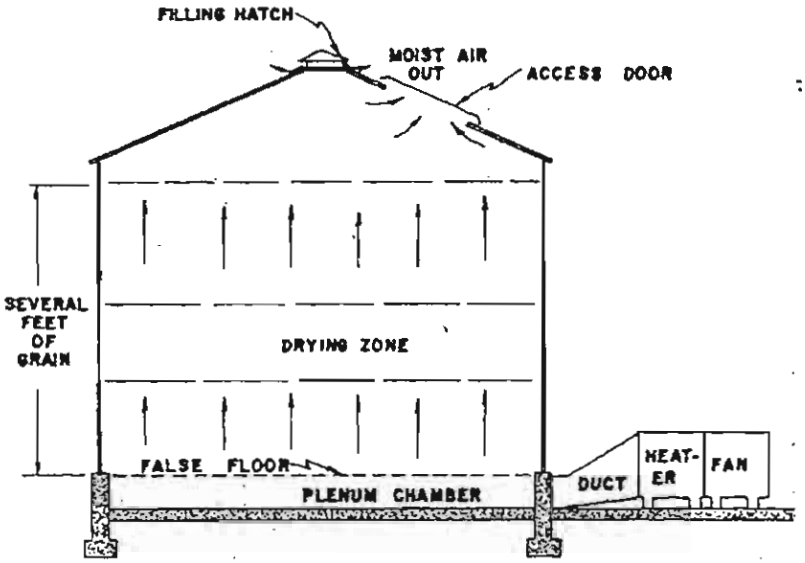


Figure 4 In-strore drying system (Brooker et al.[18])

The drying zone starts at the bottom and then moves on the top. A low airflow rate is often used in order to avoid the large pressure drop in the bed. For drying paddy at the initial moisture content between 20% and 22% dry basis under the hot and humid weather, the ambient airflow rate should be in the range between 0.5 and 1.0 m^3/min-m^3 of paddy and the relative humidity should not be higher than 75% [17]. The slightly heated air may be required when the severe air conditions are being encountered. This ensures that the already dried paddy will not be adsorbed the water vapour from the humid air. If the paddy adsorbs the water, it may cause the lower strength of grain[19]. In addition to the cause of such high inlet humidity, the moisture migration within the grain bulk caused by the gradient of temperatures can also occur naturally during the long-term storage, resulting in the grain adsorption, even though air is not blown through the bulk. The proper ventilation can terminate the moisture migration. Soponronnarit et al.[20] studied the field trial of in-store drying and storage using ambient temperature and airflow rate of 0.57 m^3/min-m^3 of paddy. During 19-week storage, the air ventilation was taken twice a week, at least 2 or 3 hours in each time. The moisture migration was not found and the paddy qualities in terms of whiteness and head rice yield obtained did not change, comparing to the samples at the beginning.

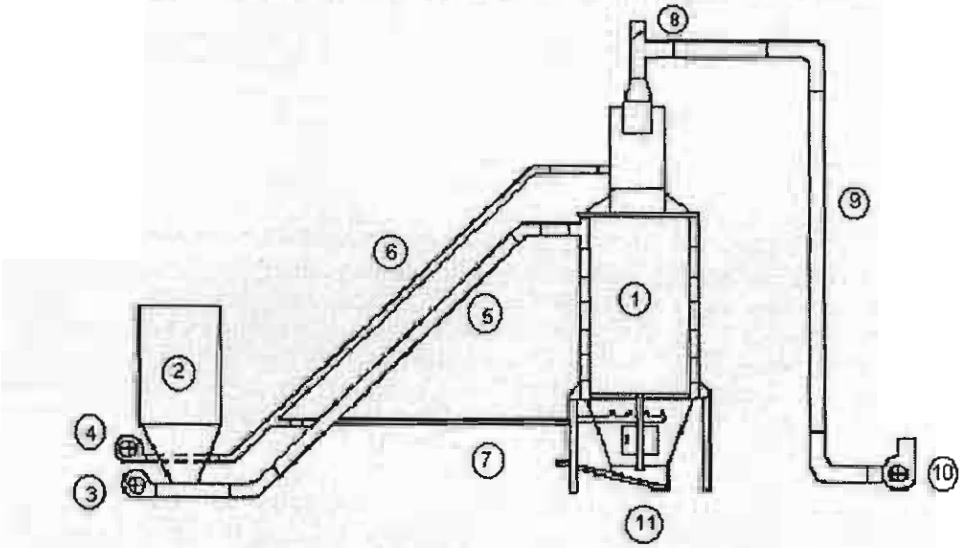
Another quality index of commercial interest, besides the head rice yield, is the rice yellowing. The rice yellowing is a serious problem in the tropical region. Trashing and drying delays may cause the yellowing[21]. The yellow kernels were found in the moist paddy having the moisture content higher than 25% dry basis, corresponding to the higher water activity of 0.96. The resulting rapid micro-organism growth could be occurred and the grains were then heated up to temperatures between 45 and 60°C. Phillips et al.[22] noticed that the kernels at the central area of paddy bulk where high temperature exists had an intense yellow within 2-3 days whereas the kernels at the bulk surface had a fewer yellow. The mechanism of yellowing is not fully understood although a large number of investigations have been attempted to pursue this cause. According to the previous works, we may summarise that the yellowing of paddy is due to the metabolic activities of microbial and the non-enzymatic browning or the Millard reaction[23-25]. Whether the yellowing of paddy takes place by the micro-organisms or by the Millard reaction, the moisture content and the temperature are the important factors contributing to the degree of yellowness. The yellowing of rice produced inside the kernels is not uniform, decreasing a degree of yellowness from the surface to the inner layers[25].

Recently, a quantitative study of influences of the water activity temperature and temperature and storage atmosphere on the yellowing of paddy has been studied. Some workers[26,27] reported that the water activity and the temperature strongly affected the degree of yellowness whilst the O_2 was less

significant. The yellowing kinetic formulated by Gras et al.[26] was described by the following power law model: $k = \alpha . e^{\beta T}(a_w)^{\gamma}[O_2]^{\delta}$ where k is the rate of yellowing (Hunter b unit/day), T is the absolute temperature (K), a_w is the water activity, O_2 is the oxygen content (mol/m^3) and δ, β, α and γ are the constants. By contrast, Soponronnarit et al.[28] found the yellowing rate followed with the zero order kinetic model, $ln\ k = \alpha - \delta a_w - \varepsilon/T + (\gamma a_w)/T$ where δ, ε, α and γ are the constant values.

5. RICE HUSK FURNACE

Singh et al.[29] designed and tested a cyclonic rice husk furnace for drying one ton of paddy with initial moisture content of 35% down to 14% dry basis. Efficiencies of the furnace were different at various rice husk feed rates and air flow rates. The highest efficiency was 80% with the rice husk feed rate of 20 kg/h and air flow rate of 168 m^3/h. Tumambing[30] investigated the performance of the cyclonic rice husk furnace of Padicor for paddy drying and found that the combustion efficiency was 98%. Xuan et al.[31] designed and tested two types of rice husk furnace. The first one was a furnace with inclined grate and cylindrical combustion chamber. The upper part of the furnace was a heat exchanger. Inlet air entered at the lower part of inclined grate on which rice husk with a feed rate of 20-25 kg/h was burnt. The efficiency of the furnace was 70%. The second one was a pneumatic-fed cyclonic furnace. It consisted of combustion chamber and rice husk feed system. Rice husk was fed into the combustion chamber with primary air and was burnt. Then it fell down to the lower part of the chamber. The secondary air entered at the upper part of the combustion chamber in tangent direction in order to eliminate dust from flue gas. Rice husk consumption and furnace efficiency were 10-12 kg/h and 75%, respectively. The past research showed that there were several designs of rice husk furnace, i.e. vortex or inclined grate types and direct use of flue gas or indirect use of thermal energy from combustion via heat exchanger. However, acceptance of the furnace was still limited in the experimental sites.



1 combustion chamber
2 rice husk hopper
3 conveying fan of rice husk feeding system
4 conveying fan of air feeding system
5 primary air duct
6 secondary air duct
7 tertiary air duct
8 butterfly valve
9 exit air duct
10 suction blower
11 screw conveyor

Figure 5 Schematic diagram of the cyclonic rice husk furnace[32].

Soponronnarit et al.[32] reported a success of the development of a commercial-scale prototype of cyclonic rice husk furnace for a commercial fluidized bed paddy dryer with a capacity of 10 tons/h as shown in Figure 5. The furnace consisted of a combustion chamber, feeding systems of air and rice husk, a control system and a suction blower. The combustion chamber was made of steel in cylindrical shape with inner and outer diameters of 1.37 and 1.76 m, respectively and height of 2.75 m. Materials

inside the combustion chamber at the lower part from inner layer to outer layer were the following: fire brick, steel, glass fiber and covering steel. There was a grate with diameter of 1.37 m, thickness of 9.5 mm (583 holes/m^2, hole diameter 0.0127 m) and ash paddle with cross-section 50 x 50 mm and length 1.1 m at the lower part of combustion chamber. The primary air duct was connected to the upper part of the combustion chamber in tangential direction. On the upper part of the combustion chamber, a steel cylinder with inner diameter of 0.8 m and height of 1.6 m was installed and connected to the secondary air duct in tangential direction in order to clean up flue gas. The cylinder was insulated with cement 60 mm thick. Rice husk ash was removed from the combustion chamber by the ash paddle followed by a screw conveyor installed under the combustion chamber. The tertiary air duct was connected to the bottom part of the combustion chamber in order to support complete combustion. The rice husk feeding system consisted of a rice husk hopper with a screw installed at the bottom and driven by a 0.37 kW motor, a 0.152 m diameter primary air duct for pneumatic feed of rice husk and a fan. The secondary air duct was 0.102 m in diameter. The tertiary air duct with diameter of 0.076 m separated from the secondary air duct and then was divided into 4 ducts with distributors at the bottom of the combustion chamber under the grate. Air suction system consisted of a 15 kW blower, a duct with diameter of 0.254 m and a valve for regulating the fraction of fresh air into the combustion chamber.

The experimental results showed that for heights of ash on grate 30, 45, 50 and 60 cm, rice husk feed rates 110-136 kg/h, and excess air 265-350%, the combustion gas temperature was approximately 523-710°C. Thermal efficiency of the furnace system increasing with excess air was approximately 57-73% while carbon conversion efficiency was approximately 89-97%. The height of ash on grate had no effect on the system performance. Financial analysis indicated that the pay-back period of the furnace was 1200 hours, when using in place of the diesel oil burner. Latest information shows that the rice husk furnace has been commercialized for almost 100 units in several countries since 1998.

5. CONCLUSION

The first fluidised bed paddy dryer was first commercialized in Thailand in 1995. It is probably the first commercial large-scale continuous fluidised bed dryer for paddy drying. Since then, more than 200 units with capacities of 5, 10 and 20 t/hour have been sold in Thailand, the Philippines, Indonesia, Malaysia, Myanmar, Laos, Spain, Guyana and Taiwan. Due to high operating cost from using diesel oil, rice husk furnace has become increasingly popular. The cyclonic rice husk furnace as illustrated in this paper has been commercialized for almost 100 units in several countries since the beginning of the year 1998. The fluidised bed paddy dryer is competitive with conventional hot air dryers especially at high moisture level, i.e. low energy consumption, low cost and acceptable paddy quality. Important operating parameters are : drying air temperature of 140 - 150°C, fraction of air recycled of 0.8, air velocity around 2.0 - 2.3 m/s and bed thickness of 10 - 15 cm. Under proper conditions such as high initial moisture content of paddy (higher than 29.9%) and high air temperature (140 - 150°C), head yield can be increased up to 50% compared to ambient air drying. For consumer acceptance, tested rice with fluidised bed drying is not significantly different from that dried by ambient air.

Spouted bed paddy drying has been researched in the ASEAN region especially in Thailand and Vietnam. It is expected to be an alternative technique besides fluidised bed drying. However, the advantage of using spouted bed technique is not very clear. Therefore, it has still been not commercialised yet.

In-store paddy drying has been accepted for a limited number of rice mill in Thailand due to the requirement of long term storage in spite of its advantage in terms of low energy consumption and high quality product of head rice yield. However, this technique has been successfully in several rice mills for aeration of bulk storage of paddy in order to replace grain turning.

6. ACKNOWLEDGMENT

Thanks are due to the Thailand Research Fund, the Australian Centre for International Agricultural Research and the Japan International Research Center on Agricultural Sciences for financial support to the Research Group on Drying Technology, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.

7. REFERENCES

1. Soponronnarit, S., Wongvirojtana, P., Nathakaranakule, A, and Prachayawarakorn, S. 1994. Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climate. Proceedings of the 9th International Drying Symposium, Gold Coast, Australia, 1-4 Aug 1994, pp. 825-832
2. Driscoll, R.H, and Srzednicki, G.S. 1991. Design for a complete grain drying system under Southeast Asian climates. Proceedings of the 12th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-harvest Technology, Surabaya, Indonesia, 29-31 Aug 1989.
3. Sutherland, J.W, and Ghaly, T.F. 1992. Rapid fluid bed drying of paddy rice in the humid tropics. Proceedings of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology, Brunei Darussalam, 4-7 Sep 1990.
4. Tumambing, J.A, and Driscoll, R.H. 1993. Modeling the performance of continuous fluidized bed paddy dryer for rapid pre-drying of paddy. Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology, Manila, Philippines, 5-8 Nov 1991, pp. 193-213.
5. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology*. 12: 1667-1686.
6. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O. 1996. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology*. 14: 2397-2410.
7. Soponronnarit, S., Yapha, M. and Prachayawarakorn, S. 1995. Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization. *Drying Technology*. 13: 2207-2216.
8. Soponronnarit, S., Pongtornkulpanich, A. and Prachayawarakorn, S. 1997. Drying characteristics of corn in fluidized bed dryer. *Drying Technology*. 15: 1603-1615.
9. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwatchai, W. 2000. Fluidised bed drying of soybeans. *J. Stored Products Research*. 37: 133-151.
10. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S, and Wangji, M. 1996. Commercial fluidized bed paddy dryer. Proceedings of the 10th International Drying Symposium, Krakow, Poland. 30 July - 2 Aug 1996, Vol. A: 638-644.
11. Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N. 1999. Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation. *Drying Technology*. 17: 335-344.
12. Soponronnarit, S., Taweerattanapanish, A., Wetchacama, S., Kongseri, N, and Wongpiyachon, S. 1998. Spin-off from paddy drying by fluidization technique. Proceedings of the 7th International Working Conference on Stored-Product Protection, Beijing, China, 14-19 Oct 1998.
13. Mathur,E.B. and Epstein, N. 1974. Spouted Beds. Academic Press, Inc. New York.
14. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer. *Drying technology*. 19: 207-216.
15. Hung-Nguyen, L., Driscoll R.H. and Srzednicki, G. S. 2001. Drying of high moisture content paddy in a pilot scale triangular spouted bed dryer. *Drying Technology*. 19: 375-387.
16. Hung-Nguyen, L., Driscoll, R.H, and Srzednicki, G.S. 1998. Drying characteristics of high moisture paddy in a novel triangular spouted bed dryer. Proceedings of the 11 th Int. Drying Symp. (IDS'98), Thessaloniki, Greece, pp. 1397-1404.
17. Soponronnarit S, Wongvirojtana, P., Nathakaranakule, A. and Chinsakolthanakorn, S. 1995. Design charts for in-store paddy drying under hot and humid climates. *Agri. Enginnering J.* 4: 147-162.
18. Brooker, D.B., Bakker-Arkema, F.W. and Hall, C.W. 1992. Drying and storage of grains and oilseeds. Van Nostrand Reinhold Publisher, New York.
19. Kunze O.R. 1995. Effect of drying on grain quality. Proceedings of the International Conference on Grain Drying in Asia, Bangkok, 17-20 Oct 1995.
20. Soponronnarit S., Amatachaya, P., Prachayawarakorn, S., Nathakaranakule, A. and Inchan, S. 1997. Field trial of in-store drying and storage. *Kasetsart J.* 18: 86-100.
21. Mendoza, E.E., Jr. and Rigor, A.C. 1982. Grain quality deterioration in on-farm level of operation. Proceddings of the 5th Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology, pp. 101-107.
22. Phillips S., Mitfa, R. and Wallbridge, A. 1989. Rice yellowing during drying delays. *J. Stored Product Research*. 25: 155-164.
23. Quitco, R.T. 1982. Studies of fungal infection and heating of paddy. Proceedings of GASGA Seminar, Paddy Deterioration in the Humid Tropics, Baguio, 1981, Philippines, pp. 52-56, GTZ, Eschborn.
24. Indudhara Swamy, Y.M., Ali, S.Z. and Bhattacharya, K.R. 1971. Relationship of moisture and temperature to discoloration of rice during storage. *J. Food Sci Technol*. 8:150-152.

25. Yap, A.B., Juliano, B.O, and Perez, C.M. 1988. Artificial yellowing of rice at 60°C. Proceedings of 11 th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-Harvest Technology, Kuala Lumpur, Malaysia, 23-26 Aug 1988.
26. Gras, P.W., Banks, H.J., Bason, M.L. and Arriola, L.P. 1989. A quantitative study of the influence of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of milled rice. *J. Stored Prod Res.* 9: 77-89.
27. Bason, M.L., Gras, P.W., Banks, H.J. and Esteves, L.A. 1990. A quantitative study of the influence of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of paddy endosperm. *J. Cereal Science.* 9: 77-89.
28. Soponronnarit, S., Srisubati, N. and Yoovidhya, T. 1998. Effect of temperature and relative humidity on yellowing rate of paddy. *J. Stored Product Research.* 34: 323-330
29. Singh, R., Maherhweri, R.C. and Ojha, T.P. 1980. Development of husk fired furnace. *The British Society for Research in Agricultural Engineering.* India, pp. 109-120.
30. Tumambing, J.A., 1984. Testing and evaluation of rice hull-fed furnaces for grain drying. National Post Harvest Institute for Research and Extension, the Philippines, pp. 197-214
31. Xuan, N.V., Vinh, T., Anh, P.T, and Hien, P. 1995. Development of rice husk furnaces for grain drying. Proceedings of the International Conference on Grain Drying in Asia, Bangkok, Thailand, 17-20 Oct 1995, pp. 109-120.
32. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat. A. 2000. Cyclonic rice husk furnace and its application on paddy drying. *International Energy Journal.* 1: 67-75.

ANNEX 1

DEVELOPMENT OF MATHEMATICAL MODEL OF FLUIDISED BED GRAIN DRYING

It was assumed that there is thermal equilibrium between the drying air and the product, and that the air and grain flow were in plug type. Experimental results reported by Sripawatakul[1] indicated that the flow regime of paddy was between near plug flow and high dispersion flow. Though dispersion was a known factor in the fluidised bed, the mathematical model assumed plug flow in order to simplify calculation. The model is similar to that presented by Soponronnarit and Prachayawarakorn[2]. Figure 1 shows control volumes (CVs) for the derivation of energy and mass balance equations.

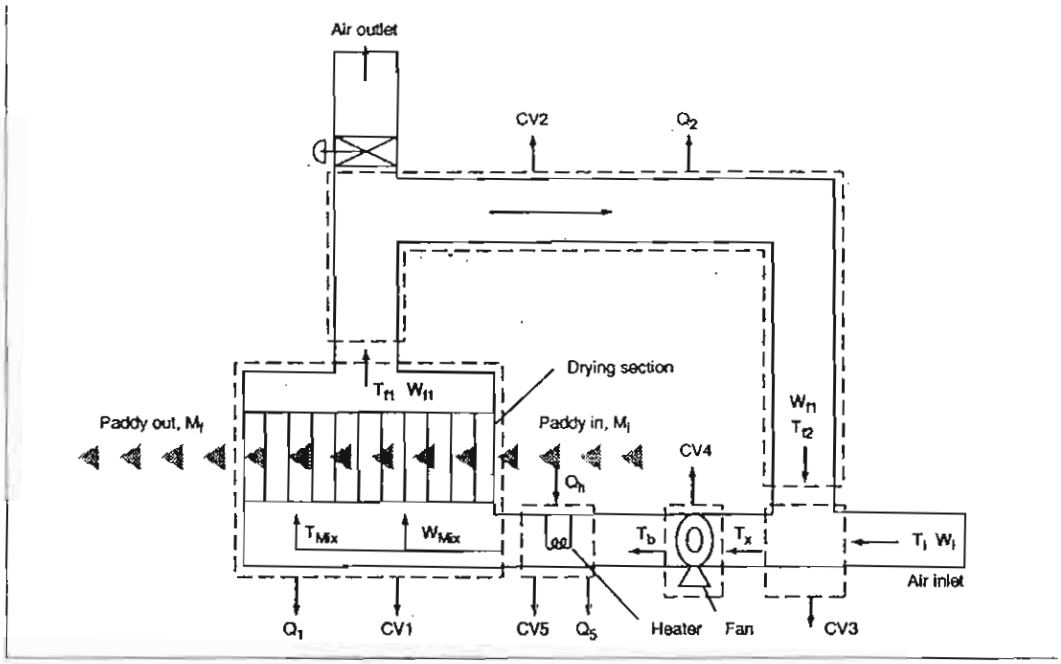


Figure 1 Control volumes of continuous cross-flow fluidised bed drying system: ◂ grain flow; ← air flow; T, temperature; W, humidity ratio; M, grain moisture content; Q, heat; CV, control volume.

1. Equation of Mean Residence Time

The empirical equation of mean residence time of paddy developed by Sripawatakul[1] was used. It is written as follows:

$$\tau = hu/F \qquad (1)$$

where τ = mean residence time, second (s)
hu = hold up, kg
F = feed rate, kg/s

and $hu = [\{-0.0095000 + 0.59870\ F - (0.00020000 + 0.17360\ F)\ V\} + \{1.1728 - 0.082300\ V + (2.2093 - 0.15050\ V)\ F\}\ h]\ \rho_p A$

where A = paddy bed area, m^2
V = air velocity, m/s
ρ_p = average product density, kg/m^3
h = weir height, m

It is valid for weir heights in the range 0.04 - 0.10 m, air velocities in the range 1.7 - 2.3 m/s, and paddy feed rates in the range 0.025 - 0.058 kg/s. For a rough calculation, hu is approximately equal to $hA\rho_p$ and can be applied to other grains.

Dividing the paddy bulk into n layers, changes in moisture content of paddy, temperature, and the humidity ratio of air were calculated for each layer. The following basic equations were employed.

2. Equation for the Drying Rate

The empirical equation for fluidised bed paddy drying in the form of the equation of Page[3], developed by Sripawatakul[1], was used. It is written as follows:

$$MR = \exp\{-x(t/60)^y\} \quad (2)$$

where $MR = (M - M_{eq})/(M_{in} - M_{eq})$

t = drying time, s

$x = 0.00163100\ T_{mix} - 1.16202\ (m_{mix}/hu) + 0.00415300\ (m_{mix}/hu)\ T_{mix} + 0.147383\ \ln(m_{mix}/hu) + 0.474743$

$y = -0.00322000\ T_{mix} - 0.835960\ (m_{mix}/hu) + 0.0203190\ (m_{mix}/hu)\ T_{mix} - 0.143150\ \ln(m_{mix}/hu) + 0.548493$

Equation (2) is similar to that developed by Soponronnarit and Prachayawarakorn[2] for higher specific airflow rate (m_{mix}/hu). It is valid for temperatures of 90 - 140°C and specific airflow rates of 0.03 - 0.16 kg/s/kg dry matter of paddy. The symbols are defined as follows:

M = moisture content of paddy at time t, decimal dry basis
M_{in} = moisture content of paddy at the inlet of drying section, decimal dry basis
M_{eq} = equilibrium moisture content, decimal dry basis
T_{mix} = air temperature at the inlet of drying section, °C
m_{mix} = airflow rate at the inlet of drying section, kg/s

During calculation, Equation (2) was differentiated with time, and finite difference was employed to obtain the solution. Equilibrium moisture content was determined using the equation developed by Laithong[4].

For the drying rates of maize and soybean, they are available in Soponronnarit et al.[5] and Soponronnarit et al.[6], respectively.

3. Equation of Mass Conservation

$$W_{fl,i} = R(M_i - M_f) + W_{mix} \quad (3)$$

where $W_{fl,i}$ = humidity ratio of outlet air at the i^{th} layer, kg water/kg dry air
W_{mix} = humidity ratio of inlet air at the i^{th} layer, kg water/kg dry air
M_i = moisture content of paddy at the inlet of i^{th} layer, decimal dry basis
M_f = moisture content of paddy at the outlet of i^{th} layer, decimal dry basis
R = ratio of dry mass of paddy to mass of dry air.

4. Equation of Energy Conservation

$$T_{fl,i} = [Q_l/m_{mix} + C_a T_{mix} + W_{mix}(h_{fg} + C_v T_{mix}) - W_{fl,i} h_{fg} + RC_{pw} T_{mix}]/(C_a + W_{fl,i} C_v + C_{pw}) \quad (4)$$

where $T_{fl,i}$ = temperature of outlet air at the i^{th} layer, °C
Q_l = heat loss, kW
C_a = specific heat of dry air, kJ/kg °C
C_v = specific heat of vapour, kJ/kg °C
C_{pw} = specific heat of moist paddy, kJ/kg °C

h_{fg} = latent heat of moisture vaporisation, kJ/kg

Average temperature and humidity ratio of the outlet air from n layers were determined by arithmetic mean.

For other calculations such as mixing of air streams, and consumption of energy at the fan and the heater, solutions can be achieved by the application of first law of thermodynamics [see Soponronnarit and Prachayawarakorn[2] for details].

The equations were solved by iteration. Firstly, the value of exit humidity ratio of air was assumed. The equations presented by Wilhelm[7] were used to determine properties of moist air.

The accuracy of the mathematical model was tested and found to be in good agreement with the experimental results. The model was employed to investigate optimum operating parameters such as air temperature, specific airflow rate, and fraction of air recycled. Details for paddy drying and maize drying are available in Soponronnarit et al.[8] and Soponronnarit et al.[5], respectively.

5. Further Development of the Mathematical Model

In simulation of multi-stage drying including the tempering between each stage, the moisture profile in a grain kernel at the end of each drying stage must be known. Unfortunately, the moisture profile in a grain kernel cannot be predicted by the empirical drying equations such as Equation (2). But, it can be determined only by using a theoretical equation, mostly described by the Fick's unsteady state diffusion equation in which an effective moisture diffusion coefficient is taken into account.

Poomsa-ad et al.[9] developed the mathematical model for the simulation of multi-stage drying including the tempering between each stage. It was assumed that water moves in the combined radial and axial direction and paddy is an isotropic solid. The partial differential equation of moisture diffusion for a single paddy kernel considered geometrically to be a finite cylindrical shape can be written as follows:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D\left[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \left(\frac{1}{r}\right)\frac{\partial M}{\partial r} + \frac{\partial^2 M}{\partial z^2}\right] \tag{5}$$

where D = effective moisture diffusion coefficient, m/s^2
r = coordinate along the radius of cylinder, m
z = coordinate along the length of cylinder, m

The initial and boundary conditions for paddy drying are given by

$t = 0,\ 0 \le r \le r_o$	$M = M_{in}$ or $M = M(r,z)$
$-\ell \le z \le +\ell$	$M = M_{in}$ or $M = M(r,z)$
$t > 0,\ r = r_o$	$M = M_{eq}$
$z = \pm\ell$	$M = M_{eq}$
$t > 0,\ r = 0$	$\frac{\partial M}{\partial r} = 0$

where ℓ = half length of cylinder, m
r_o = radius of cylinder, m

The effective moisture diffusion coefficient described by the Arrhenius type equation is given as follows:

$$D = 5.41141 \times 10^{-6} \exp\left(\frac{-28436.4}{R(273.15+T)}\right) \quad (6)$$

where R = universal gas constant, kJ/kmol-K

For tempering process, moisture profile at the end of the first stage drying is used as the initial condition. During this period, the moisture inside a paddy kernel transports to the exterior surface, but it does not evaporate to the environment. The redistribution of moisture inside the kernel can be described again by Eqn. (5) with the new boundary and initial conditions as follows:

$t = 0, \qquad M = M(r,z)$

$t > 0, \ r = r_o \qquad \frac{\partial M}{\partial r} = 0$

$z = \pm \ell \qquad \frac{\partial M}{\partial z} = 0$

$t > 0, \ r = 0 \qquad \frac{\partial M}{\partial r} = 0$

The finite difference method was employed for solving Equation (5) using proper initial and boundary conditions for each process. The simulation results are in good agreement with the experimental results including a series of drying, tempering and subsequent drying.

References

1. Sripawatakul, O. 1994. Study of drying paddy by cross-flow fluidization technique. Master's thesis, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.
2. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology.* 12:1667-1686.
3. Page, G.E. 1949. Factors influencing the maximum rate of drying shelled corn in layers. Unpublished thesis, Master of Science, Purdue University.
4. Laithong, C. 1987. Study of physico-thermal properties of rough rice. Master's thesis, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.
5. Soponronnarit, S., Kittiporn, K. and Prachayawarakorn, S. 1997. Appropriate operating parameters for fluidized bed corn drying. *RERIC International Energy Journal.* 19: 1-13.
6. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwatchai, W. 2000. Fluidised bed drying of soybeans. *Journal of Stored Product Research.* 37: 133-151
7. Wilhelm, L.R. 1976. Numerical calculation on psychrometric properties in SI units. *Transactions of the American Society of Agricultural Engineers.* 19: 318-321, 325
8. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O. 1996. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology.* 14: 2397-2410.
9. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidisation technique, *Drying Technology.* 20: 195-210.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนโดยใช้แป้งมันสำปะหลังเป็นตัวกลางในการดูดซับ

Multistage Reduction of Moisture of Paddy by using Tapioca Flour as Adsorption Media

พรรณี ยางโว[1], ทรงชัย วิริยะอำไพวงศ์[1], สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2]
Panner Yangwo[1], Songchai Wiriyaumpaiwong[1], Somchart Soponronnarit[2]

Abstract

This research are to study the reduction of moisture of paddy by using tapioca flour as an adsorbent and to study the reduction of moisture of paddy by single and multistage. The reduction of moisture of paddy operates at the mixed ratio between paddy and tapioca flour of 1:0.3 by mass basis and the initial moisture contents of of tapioca flour of 11 %d.b. The initial moisture content of paddy is 33% d.b. After drying, the final moisture content of paddy and tapioca flour, relative head rice yield, and whiteness are measured. The experimental results showed that, when compared at the adsorption time of 6 hr, the multistage moisture reduction can be reduced the moisture of paddy higher than that single stage. For the results of relative head rice yield and whiteness, it is rerealed that the relative head rice yield and whiteness of milled rice are slightly decreased from 17-30 % of reference head rice yield (control) and 44-49 of reference whiteness, respectively. However, the whiteness for single and multistage moisture reduction lie in the range of acceptable level.

Keyword : Adsorption/ Moisture Content/ Paddy Rice/ Tapioca Flour

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้แป้งมันสำปะหลังเป็นตัวกลางในการดูดซับ และศึกษาการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว และแบบหลายขั้นตอน ทำการทดลองลดความชื้นข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้น 33% db ที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกต่อแป้งมันสำปะหลัง 1:0.3 โดยมวล และความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 11 %d.b เพื่อทดสอบหาความชื้นสุดท้ายของแป้งมันสำปะหลังและข้าวเปลือก ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว จากการทดลองพบว่า เมื่อเปรียบเทียบที่เวลาในการดูดซับ 6 ชั่วโมง การลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ดีกว่าการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว ส่วนผลของร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว พบว่า ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาวของข้าวสารมีค่าลดลงเล็กน้อย จากร้อยละต้นข้าวอ้างอิง (17-30) และความขาวอ้างอิง (44-49) ตามลำดับ อย่างไรก็ตามความขาวทั้งแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนมีค่าอยู่ในช่วงที่ยอมรับได้

คำสำคัญ : การดูดซับ/ ข้าวเปลือก/ ปริมาณความชื้น/ แป้งมันสำปะหลัง

---

[1] คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม วิทยาเขตกันทรวิชัย มหาสารคาม 44150,
Faculty of Engineering, Mahasarakham University, Kuntarawichai, Mahasarakham 44150
[2] คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140,

บทนำ

ข้าวจัดเป็นพืชผลทางการเกษตรที่สำคัญของประเทศไทยมากทั้งทางด้านบริโภคและยังเป็นสินค้าส่งออกที่สำคัญ แต่เนื่องจากการส่งออกมีคู่แข่งทางการตลาดเป็นจำนวนมาก ดังนั้นจึงจำเป็นที่ต้องศึกษาและพัฒนาคุณภาพข้าวให้สูงขึ้น ให้ได้มาตรฐานของตลาด ตัวกำหนดคุณภาพในการซื้อขาย คือ คุณภาพการสีโดยพิจารณาปริมาณข้าวเต็มเมล็ดและความขาว สำหรับการปลูกข้าวในประเทศไทย ส่วนใหญ่เกษตรกรจะปลูกข้าวในหน้าฝนและเก็บเกี่ยวในฤดูแล้ง เรียกว่า ข้าวนาปี ส่วนเกษตรกรที่อยู่ใกล้กับชลประทานจะมีน้ำใช้ตลอดทั้งปีจึงมีการปลูกข้าวในฤดูแล้ง และเก็บเกี่ยวในฤดูฝน เรียกว่า ข้าวนาปรัง ซึ่งข้าวที่ได้จะมีความชื้นค่อนข้างสูง ซึ่งชาวบ้านส่วนใหญ่จะลดความชื้นโดยการตากลาน หากวันนั้นไม่มีแดดก็ไม่สามารถตากลานได้ และปัญหาที่ตามมาคือข้าวที่มีความชื้นสูงจะมีผลต่อคุณภาพของข้าว เนื่องจากข้าวเป็นสิ่งมีชีวิตเกิดการหายใจ ทำให้เกิดความร้อนในสภาพร้อนชื้น ทำให้เชื้อราเจริญเติบโตได้ดี เป็นผลทำให้ข้ามเสื่อมคุณภาพได้ง่าย เมื่อนำไปขัดสี คุณภาพการสีจะต่ำ

แป้งมันสำปะหลัง เป็นวัสดุที่มีความสามารถในการดูดซับได้ค่อนข้างดี และมีความหนาแน่นโดยรวมต่ำ ทำให้ถังผสมที่ใช้มีขนาดเล็กลง

ดังนั้นจึงมีแนวคิดที่จะนำแป้งมันสำปะหลังมาลดความชื้นของข้าวเปลือก โดยเฉพาะอย่างยิ่งในเขตชลประทานซึ่งประสบปัญหาผลผลิตข้าวนาปรังมีความชื้นสูง และคาดหวังว่าแป้งมันสำปะหลังจะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ระดับหนึ่ง เพื่อยืดระยะเวลาในการเก็บรักษาข้าวเปลือก เมื่อทำการลดความชื้นแบบตากลานไม่ทัน ดังนั้นวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาการลดความชื้นของข้าวเปลือกโดยใช้แป้งมันสำปะหลังเป็นตัวกลางในการดูดซับ

อุปกรณ์การทดลอง

อุปกรณ์ที่นำมาใช้ในการทดลองนี้ ถังที่ใช้ในการผสมข้าวเปลือกและตัวดูดซับได้พยายามไม่ให้มีผลกระทบจากอุณหภูมิแวดล้อมมาเกี่ยวข้องจึงหุ้มฉนวนหนาประมาณ 7 มิลลิเมตรรอบถังผสมเพื่อป้องกันการถ่ายเทความร้อนออกจากถัง ทำให้อุณหภูมิของของผสมระหว่างข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลังภายในถังมีค่าคงที่ โดยทำการทดลองในถังผสมขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.5 เมตร. ยาว 1 เมตร และฝาที่ใช้เปิด-ปิดถังขนาด 25 x 25 เซนติเมตรเพื่อใช้ในการเก็บตัวอย่างข้อมูลและเพื่อใส่สายของเครื่องมือ Testo 625 สำหรับวัดอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของของผสมภายในถัง

การเตรียมข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลังในการทดลอง

1. การเตรียมข้าวเปลือก

นำข้าวเปลือกที่จะทำการทดลองมาหามวลแห้ง โดยนำตัวอย่างของเมล็ดข้าวเปลือกใส่ในกระป๋องหาความชื้น 3 กระป๋อง กระป๋องละ 10 กรัม แล้วนำไปเข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมงคำนวณหาน้ำหนักน้ำที่ต้องใช้คลุกเคล้ากับข้าวเปลือก แล้วนำข้าวเปลือกที่จะทำการทดลองทั้งหมดมาผสมกับน้ำที่คำนวณไว้เพื่อให้ได้ความชื้นตามเงื่อนไข คือ 33% d.b. เมื่อผสมเสร็จแล้วนำไปเก็บในห้องเย็นอุณหภูมิ 4-8 °C เป็นเวลา 3 วันก่อนการทดลองต้องนำข้าวเปลือกมาผึ่งไว้ในอากาศแวดล้อมจนอุณหภูมิของข้าวเปลือกเท่ากับอุณหภูมิแวดล้อมจึงนำไปทดลอง

2. การเตรียมแป้งมันสำปะหลัง

จากเงื่อนไขการทดลอง ต้องใช้แป้งมันสำปะหลังที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับตัวดูดซับ คือ 1: 0.3 โดยมวล (20:6 กิโลกรัม) และอุณหภูมิเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 30 °C

วิธีการทดลอง

การลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว

ในกรณีของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวนำข้าวเปลือกที่ผ่านการทำความชื้นมาชั่งน้ำหนัก 20 kg จากนั้นนำข้าวเปลือกและตัวดูดซับมาผสมกันตามเงื่อนไขการทดลอง วัดค่า %RH และ อุณหภูมิเริ่มต้นของของผสม แล้วเปิดเครื่องให้ถังหมุนเพื่อให้ข้าวเปลือกกับตัวดูดซับผสมกันอย่างทั่วถึง เมื่อถึงเวลาที่กำหนดทำการวัดค่า %RH และ อุณหภูมิภายในถังของของผสม จากนั้นเก็บตัวอย่างของของผสมระหว่างข้าวเปลือกและตัวดูดซับและนำมาแยกออกจากกันโดยใช้เครื่องเขย่าตะแกรงร่อนมาตรฐาน (seive analyzer) ซึ่งแป้งมันสำปะหลังและข้าวเปลือกที่แยกแล้วส่วนหนึ่งจะนำไปหาความชื้นสุดท้ายหลังการดูดซับ ณ เวลาต่างๆและนำข้าวเปลือกอีกส่วนนำไปผึ่งจนกระทั่งความชื้นเหลือ 16% d.b. เพื่อนำไปทดสอบหาคุณภาพการสีข้าว

การลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน

ส่วนในกรณีการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน ทำการทดลองตามการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว แต่เปลี่ยนตัวดูดซับทุกๆ 2 ชั่วโมง ซึ่งทำทั้งหมด 3 ครั้ง และหาความชื้นสุดท้ายหลังการดูดซับของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง และทดสอบคุณภาพการสีจากการทดลองลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนเพื่อเปรียบเทียบกับการทดลองแบบขั้นตอนเดียว

การหาความชื้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง

การหาความชื้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง นำตัวอย่างของเมล็ดข้าวเปลือกและแป้งที่เก็บตามเวลาต่างๆ ใส่ในกระป๋องหาความชื้น ตัวอย่างละ 3 กระป๋อง กระป๋องละ 10 กรัม สำหรับข้าวเปลือก และ 5 กรัม สำหรับแป้งมันสำปะหลัง นำกระป๋องทั้งหมดใส่ในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103 $^{\circ}$C เป็นเวลา 72 ชั่วโมงนำกระป๋องที่ผ่านการอบแห้งไปชั่งน้ำหนักตัวอย่างหลังอบ แล้วคำนวณหาเปอร์เซ็นต์ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง

การทดสอบคุณภาพการสีข้าว

1. ร้อยละต้นข้าว

ตัวอย่างเมล็ดข้าวเปลือกที่จะใช้ทดสอบหาคุณภาพต้องมีความชื้นต่ำกว่า 16 %d.b. ซึ่งมีขั้นตอนดังต่อไปนี้

นำตัวอย่างข้าวเปลือกไปแยกข้าวลีบออกโดยใช้เครื่องสูบอากาศ (aspriator) จากนั้นนำตัวอย่างข้าวเปลือกที่แยกข้าวลีบออกแล้วไปชั่งน้ำหนัก ตัวอย่างละ 250 กรัม จากนั้นข้าวเปลือกเข้าเครื่องกะเทาะเปลือก (SATAKE THU 35A) เพื่อแยกแกลบและข้าวกล้องออกจากกัน นำข้าวกล้องที่ได้ไปชั่งน้ำหนัก หลังจากชั่งน้ำหนักแล้วนำไปเข้าเครื่องขัดขาว (SATAKE MODEL TM-50) เป็นเวลา 1.30 นาที เพื่อแยกรำออกจะได้ข้าวสาร จากนั้นนำข้าวสารที่ได้ไปชั่งน้ำหนัก และนำข้าวสารไปแยกขนาดด้วยเครื่องคัดแยกปลายข้าว (SATAKE MODEL 05A) เพื่อแยกข้าวเต็มเมล็ดและข้าวหักออกจากกัน เมื่อแยกเสร็จแล้วนำข้าวเต็มเมล็ดที่ได้ไปชั่งน้ำหนัก ซึ่งน้ำหนักข้าวที่ชั่งได้จะนำมาคำนวณหา ร้อยละต้นข้าว ข้าวหัก และร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ ได้ดังสูตรต่อไปนี้

$$\text{ร้อยละต้นข้าว} = \frac{\text{มวลข้าวสารเต็มเมล็ด}}{\text{มวลข้าวเปลือก}} \times 100$$

ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ = ร้อยละต้นข้าว ณ เวลาใดๆ x100
ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง

ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง คือ ร้อยละต้นข้าวสารที่ได้จากการสีข้าวเปลือกก่อนทำการทดลองโดยการผึ่งด้วยอากาศแวดล้อม

2. การทดสอบหาค่าความขาวของข้าวสาร

การทดสอบความขาวของข้าวสาร ได้ทำการทดสอบด้วยเครื่อง Whiteness Tester KETT Model C-300-3 (ใช้ความขาวอ้างอิง 84.4)

ผลการทดลอง

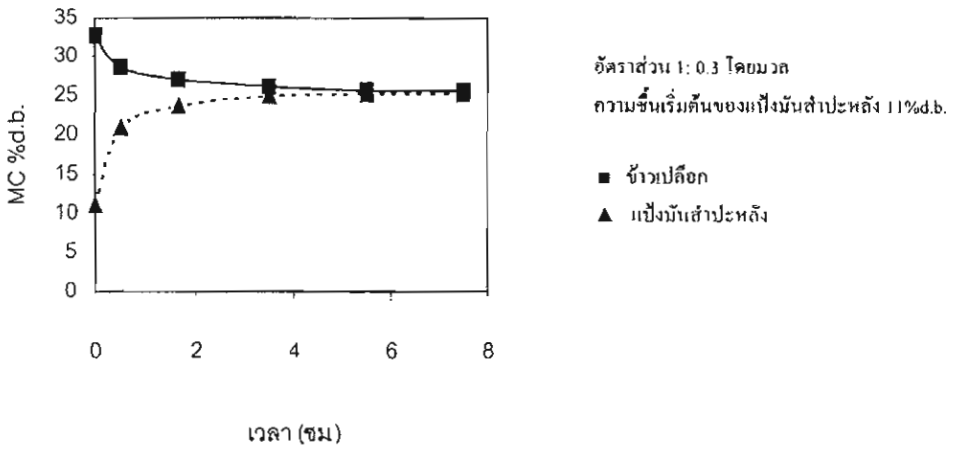
ผลการทดลองเปรียบเทียบระหว่างการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว และแบบหลายขั้นตอนที่ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกประมาณ 33 %d.b. ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง 11% d.b. โดยมีอัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแป้งมันสำปะหลัง 1: 0.3 โดยมวล หลังจากทดลองได้ทำการหาความชื้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง และวิเคราะห์คุณภาพการสีข้าว ได้แก่ ร้อยละต้นข้าว และความขาว

อิทธิพลของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนที่มีต่อค่าความชื้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลังระหว่างการดูดซับ

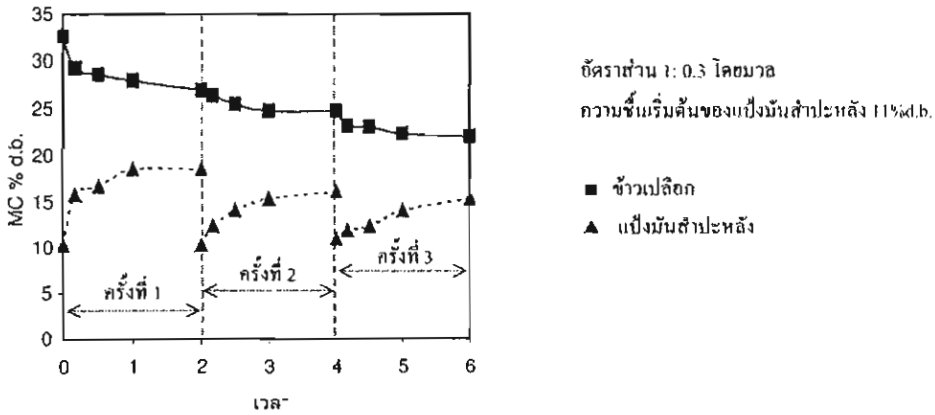
ผลการทดลองการเพิ่มขึ้นของความชื้นของแป้งมันสำปะหลัง และการลดลงของความชื้นข้าวเปลือกระหว่างการดูดซับของการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว ที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแป้งมันสำปะหลังที่ 1: 0.3 โดยมวล ความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 11% d.b. ดังรูปที่ 1 พบว่า ความชื้นของแป้งมันสำปะหลังเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงเวลา 4 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ หลังจากชั่วโมงที่ 4 จนถึงชั่วโมงที่ 8 ทั้งความชื้นของแป้งมันสำปะหลังและความชื้นของข้าวเปลือกมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย จนถือได้ว่าความชื้นทั้งของแป้งมันสำปะหลังและข้าวเปลือกเข้าสู่สภาวะสมดุล เนื่องจากช่วงแรกๆของการดูดซับมีความแตกต่างระหว่างความชื้นของแป้งมันสำปะหลังกับความชื้นของอากาศภายในถังผสมและมีความแตกต่างระหว่างความชื้นของข้าวเปลือกกับความชื้นของอากาศภายในถังผสมค่อนข้างสูง จึงทำให้ความชื้นของแป้งมันสำปะหลังเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว เมื่อเวลาในการดูดซับนานขึ้น ความแตกต่างที่กล่าวข้างต้นนั้นจะมีค่าน้อยลงจนมีความแตกต่างกันน้อยมาก เกิดสภาวะสมดุลความชื้นระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศภายในถังผสมและแป้งมันสำปะหลังกับอากาศภายในถังผสม หากเปรียบเทียบกับการดูดซับโดยใช้แกลบเป็นตัวดูดซับ พบว่า ความชื้นสุดท้ายของแกลบและข้าวเปลือกที่สภาวะสมดุลแตกต่างกันค่อนข้างมาก ในขณะที่ การดูดซับความชื้นโดยใช้แป้งมันสำปะหลังเป็นตัวดูดซับ ความชื้นสุดท้ายของแป้งมันสำปะหลังและข้าวเปลือกที่สภาวะสมดุลแตกต่างกันไม่มากนักและการใช้แป้งมันสำปะหลังเป็นตัวดูดซับ ระยะเวลาของการเข้าสู่สภาวะสมดุลจะช้ากว่าการใช้แกลบเป็นตัวดูดซับ เนื่องจากกลไกการดูดซับของแป้งมันสำปะหลังไม่เหมือนกับกลไกการดูดซับของแกลบ เมื่อแป้งมันสำปะหลังสัมผัสกับความชื้นของข้าวเปลือกสามารถเกาะติดอยู่กับข้าวเปลือกตามซอกพื้นผิวที่ขรุขระของข้าวเปลือกได้ ดังนั้นกลไกการดูดซับความชื้นของแป้งจึงเกิดได้ 2 กลไก พร้อม ๆกัน คือ

1. ความชื้นจากข้าวเปลือกถ่ายโอนไปยังอากาศภายในถังผสม และความชื้นในถังผสมถ่ายโอนไปยังแป้งมันสำปะหลัง

2.ความชื้นจากข้าวเปลือกถ่ายโอนไปยังแป้งมันสำปะหลังที่เกาะติดอยู่กับข้าวเปลือกโดยตรง



รูปที่ 1 แสดงผลการทดลองการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าความชื้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลัง ณ เวลาต่างๆ (ที่อัตราส่วน 1: 0.3 โดยมวล, ความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง11% d.b.)

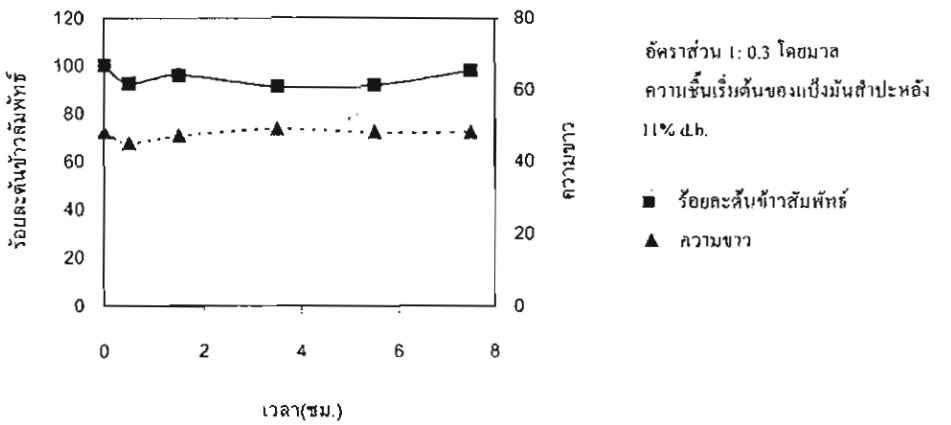


รูปที่ 4.2 แสดงผลการทดลองการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าความชื้นของข้าวเปลือกและแป้งมันสำปะหลังณ เวลาต่างๆ (ที่อัตราส่วน 1: 0.3 โดยมวล, ความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 11% d.b.)

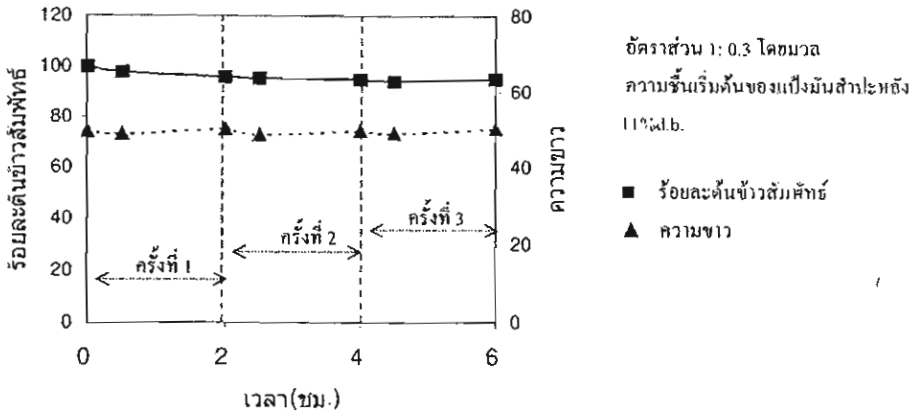
ในกรณีของการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน โดยมีการเปลี่ยนตัวดูดซับทุกๆ 2 ชั่วโมง และทำการทดลองที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแป้งมันสัมปะหลังคงที่ที่ 1: 0.3 โดยมวล ดังรูปที่ 2 จากการทดลองพบว่า เมื่อทำการเปลี่ยนตัวดูดซับทุกๆ 2 ชั่วโมง การลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนในช่วง 2 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ ค่าความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลงได้มีค่าเท่ากับการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว และเมื่อการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนใช้เวลาในการดูดซับนานขึ้น ในช่วง 2-6 ชั่วโมง และมีการเปลี่ยนตัวดูดซับ พบว่าการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ดีกว่าการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว เนื่องจากในช่วง 2-6 ชั่วโมง มีการเปลี่ยนตัวดูดซับใหม่ทำให้ความสามารถในการดูดซับสูงขึ้นทำให้การลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนลดความชื้นได้ดีกว่าการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวที่ระยะเวลาในการดูดซับเท่ากัน

อิทธิพลของการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนที่มีต่อค่าร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว

อิทธิพลของการการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนที่มีผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาวในระหว่างการลดความชื้นของข้าวเปลือกโดยใช้แป้งมันสำปะหลังเป็นตัวกลางในการดูดซับ ที่ความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 11% d.b. โดยมีอัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแป้งมันสำปะหลัง 1:0.3 โดยมวล ในกรณีของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว แสดงดังรูปที่ 3 จากผลการทดลองพบว่า ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์มีค่าลดลงจากค่าร้อยละต้นข้าวอ้างอิง (17-30) เล็กน้อยในช่วง 3 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ และหลังจากชั่วโมงที่ 3 จนถึงชั่วโมงที่ 8 ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์มีค่าค่อนข้างคงที่ เนื่องจากในช่วง 3 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ (ดังรูปที่ 1) อัตราการลดความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว ส่งผลทำให้ข้าวเปลือกเกิดการแตกหักได้ ทำให้ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ที่ได้มีค่าลดลงอย่างรวดเร็ว แต่เมื่อระยะเวลาในการดูดซับนานขึ้นอัตราการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกค่อนข้างคงที่จึงไม่ส่งผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ ส่วนผลของค่าความขาว พบว่าเมื่อระยะเวลาในการดูดซับนานขึ้น ค่าความขาวที่ได้มีค่าแตกกันเล็กน้อย



รูปที่ 3 แสดงผลการทดลองการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวที่มีผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว ณ เวลาต่างๆ (ที่อัตราส่วน 1: 0.3 โดยมวล, ความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 11% d.b.)



รูปที่ 4 แสดงผลการทดลองการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนที่มีผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว ณ เวลาต่างๆ (ที่อัตราส่วน 1: 0.3 โดยมวล, ความชื้นเริ่มต้นของแป้งมันสำปะหลัง 11% d.b.)

ในกรณีของการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอน เมื่อทำการเปลี่ยนตัวดูดซับทุกๆ 2 ชั่วโมง ดังรูปที่ 4.4 พบว่า การลดความชื้นข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนที่มีผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ เมื่อมีการเปลี่ยนตัวดูดซับที่ชั่วโมงที่ 2 และชั่วโมงที่ 4 ส่งผลทำให้ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ลดลงเล็กน้อยในช่วงแรกๆ ที่ทำการเปลี่ยนตัวดูดซับ เนื่องจากการเปลี่ยนตัวดูดซับทำให้อัตราการลดความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว (ดังรูปที่ 2) ส่งผลทำให้ข้าวเปลือกเกิดการแตกหักได้ ทำให้ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ที่ได้มีค่าลดลงเล็กน้อย ส่วนผลของความขาว พบว่าความขาวที่ได้จากการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนมีแนวโน้มเป็นไปในลักษณะเดียวกันกับการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว เนื่องจากการเปลี่ยนตัวดูดซับหลายครั้งส่งผลต่อการลดความชื้นของข้าวเปลือกเท่านั้นไม่น่าจะส่งผลต่อความขาว

สรุปผลการทดลอง

1. การลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนให้ผลการลดความชื้นของข้าวเปลือกเท่ากันในช่วง 2 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ และเมื่อใช้ระยะเวลาในการดูดซับนานขึ้น ในช่วง 2-6 ชั่วโมง พบว่าการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ดีกว่าการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว เนื่องจากในช่วง 2-6 ชั่วโมง ลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนมีการเปลี่ยนตัวดูดซับใหม่ทำให้ความสามารถในการดูดซับสูงขึ้น ในขณะที่การลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวใช้ตัวดูดซับตัวเดิม

2.ผลของร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาวที่ได้จากการลดความชื้นทั้งแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนมีค่าแตกต่างกันเล็กน้อย เนื่องจากระยะเวลาในการดูดซับที่นานขึ้นและการเปลี่ยนตัวดูดซับหลายๆครั้งน่าจะส่งผลต่อการลดความชื้นของข้าวเปลือกเท่านั้น ไม่น่าจะส่งผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว ทำให้ผลการทดลองที่ได้ไม่แตกต่างกันมากนัก

คำขอบคุณ

ขอขอบพระคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย และสำนักงานคณะกรรมการอุดมศึกษาที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

กิตติศักดิ์ วิธินันทกิตต์. (2546). *การอบแห้งข้าวเปลือก โดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในกาดูดซับ*, ปริญญานิพนธ์การศึกษามหาบัณฑิต, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์. (2540). *การอบแห้งเมล็ดพืชและ อาหารบางประเภท*, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 63-81

A.D. Roman-Gutierrez, Z. Guilbert and B. Cuq. (2002). Distribution of water between wheat flour Components: A dynamic water vapour adsorption study. *Cereal Science*, 36, 347-355

A.H. Al-Muhtaseb,W.A.M. McMinn andT.R.A. Magee. (2004). Water sorption isotherms of satarch powders Part 1: mathematical description of experimental data, *Journal of food engineering*, 61, 297-307

A. Ibarz, C.gonzalez and G.V. Barbosa-Canovas. (2004). Kinetic model for water adsorption and cooking time in chickpea soaked and treated by high pressure, *Journal of food engineering*, 63, 467-472

Ger man Elbert, Marcela P. Tolaba and Constantino Suarez, (2001). Effects of drying condition on head rice yield and browning index of parboiled rice. *Journal of food engineering*. 47, 37-41

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23 - 24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ

Multistage Reduction of Moisture of Paddy by using rice husk as Adsorption Media

กิตติพร ไร่ขาม[1], ทรงชัยวิริยะอำไพวงศ์ [1], สมชาติโสภณรณฤทธิ์ [2]
Kittiporn Rikham[1], Songchai Wiriyaumpaiwong[1], somchat soponronnarit[2]

Abstract

The aim of this research is the reduction of moisture of paddy by using rice husk as adsorption media. Comparative study between single stage and multistage moisture reduction of paddy is investigate. The reduction of moisture of paddy operates at the mixed ratio between paddy and rice husk of 1:0.3 by mass basis and the initial moisture contents of rice husk of 10 % d.b. The initial moisture content of paddy is 33% d.b. After drying , the final moisture contents of paddy and rice husk , relative head rice yield , and whiteness are detected. From the result of single stage moisture reduction of paddy , it is found that the increase of contact time provide the higher of moisture for rice husk and the lower of moisture for paddy until reach to equilibrium moisture content for both of rice husk and paddy. When compared between single stage and multistage moisture reduction , the later process can be reduced faster than that the first one.

In addition, when compared the results of milling quality after single and multistage moisture reduction. The results showed that relative head rice yield of single stage gave the higher percentage than multistage and whiteness of single stage lie in the range of unacceptable level. Howeven , whiteness of multistage and still in the range of acceptable level.

Keyword : Adsorption , Rice husk , Paddy , Moisture content

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ โดยศึกษาเปรียบเทียบการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน ทำการทดลองลดความชื้นของข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33 %db และอัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบ 1 : 0.3 โดยมวล และความชื้นเริ่มต้นของแกลบประมาณ 10 %db. และนำไปทดสอบหาความชื้นสุดท้ายของแกลบและข้าวเปลือก ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว จากการทดลองเมื่อนำแกลบไปลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวพบว่า ระยะเวลาในการทดลองเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงและความชื้นของแกลบเพิ่มขึ้นจนกระทั่งไม่มีการเปลี่ยนแปลงความชื้นทั้งของข้าวเปลือกและแกลบ เมื่อเปรียบเทียบการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน พบว่าการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอน สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ต่ำกว่าแบบขั้นตอนเดียว

---

[1] คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม 44150
[1]Faculty of Engineering, Mahasarakham University, Kuntarawichai, Mahasarakham 44150
[2] คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 10140

นอกจากนี้เมื่อเปรียบเทียบผลการทดสอบคุณภาพการสีข้าวของการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน พบว่า ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว มีค่าสูงกว่าการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน และความขาวของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวมีค่าลดลงต่ำกว่าความขาวที่ยอมรับได้ แต่เมื่อใช้การลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน จะทำให้ความขาวมีค่าที่อยู่ในช่วงยอมรับได้

คำสำคัญ : การดูดซับ , แกลบ , ข้าวเปลือก , ปริมาณความชื้น

บทนำ

ข้าวเป็นพืชและเป็นสินค้าที่ความสำคัญต่อการดำรงชีวิตของคนไทยมาก คนไทยส่วนใหญ่บริโภคข้าวเป็นอาหารหลัก การผลิตข้าวในปัจจุบันนอกจากจะคำนึงถึงผลผลิตแล้ว คุณภาพก็เป็นสิ่งหนึ่งที่ต้องคำนึงถึง เนื่องจากข้าวมีการแข่งขันทางการตลาดเพิ่มมากขึ้น ดังนั้นจึงจำเป็นที่จะต้องศึกษาและพัฒนาคุณภาพของข้าวให้สูงขึ้นเพื่อให้ได้มาตรฐานตามความต้องการของตลาดและแข่งขันในตลาดโลกได้

การปลูกข้าวในประเทศไทยส่วนมากเกษตรกรจะทำการเพาะปลูกในฤดูฝนและเก็บเกี่ยวในฤดูแล้ง ซึ่งข้าวที่ปลูกในช่วงนี้เรียกว่าข้าวนาปี ส่วนในบริเวณที่มีระบบชลประทานหรือมีน้ำเพียงพอเกษตรกรจะทำการเพาะปลูกอีกครั้งในช่วงฤดูแล้งและเก็บเกี่ยวในช่วงฤดูฝน ซึ่งข้าวที่ปลูกในช่วงนี้เรียกว่า ข้าวนาปรัง ปัญหาที่พบหลังการเก็บเกี่ยวคือ ความชื้นของข้าวเปลือกค่อนข้างสูงประมาณ 20-25 %wb. ที่ความชื้นระดับนี้เมล็ดพันธ์จะมีการอัตราการหายใจสูงทำให้เกิดการสะสมความร้อน และอาจมีเชื้อจุลินทรีย์และแมลงเข้าทำลายทำให้เมล็ดเสื่อมคุณภาพได้ ดังนั้นการลดความชื้นจึงเป็นเรื่องจำเป็น ซึ่งช่วยป้องกันความเสียหายจากการสะสมของเชื้อจุลินทรีย์ ช่วยรักษาความงอกและความแข็งแรงของเมล็ดข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่สูง ทำให้สามารถเก็บเมล็ดพันธ์ไว้ได้อย่างปลอดภัย และในการลดความชื้นแบบตากลานนั้นใช้พื้นที่ในการตากลานมาก อาจจะไม่เพียงพอกับปริมาณข้าว ซึ่งทำให้ลดความชื้นของข้าวเปลือกไม่ทัน

แกลบนับว่าเป็นผลพลอยได้ส่วนหนึ่งจากการสีข้าวเปลือก แกลบมีลักษณะที่บางและมีรูพรุนมากและแกลบยังมีคุณสมบัติในการดูดซับความชื้นได้ดีจึงมีแนวความคิดที่จะนำแกลบมาลดความชื้นข้าวเปลือกในระดับหนึ่ง เพื่อยืดระยะเวลาในการเก็บรักษาข้าวเปลือกเมื่อทำการอบแห้งไม่ทัน โดยคาดหวังว่าแกลบจะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ในระดับหนึ่งและไม่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพของข้าวเปลือกทั้งด้านร้อยละต้นข้าวและความขาว เนื่องจากเป็นการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ดังนั้นวัตถุประสงค์ของงานวิจัยเพื่อศึกษาการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับทั้งแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน

วิธีการทดลอง

อุปกรณ์การทดลอง

ทำการทดลองโดยพยายามที่จะไม่ให้อุณหภูมิแวดล้อมมาเกี่ยวข้องจึงหุ้มฉนวนหนาประมาณ 7 มิลลิเมตรรอบถังผสมเพื่อป้องกันการถ่ายเทความร้อนออกจากถัง ทำการทดลองในถังผสมมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในประมาณ 0.5 m ยาว 1 m และฝาที่ใช้ปิดถังมีขนาด 25 X 25 เซนติเมตรเพื่อใช้ในการเก็บตัวอย่าง และทำการทดลองโดยใช้อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบ 1: 0.3 โดยมวล คือ 20 kg : 6 kg

ในกรณีของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว นำข้าวเปลือกที่ผ่านการทำความชื้นมาชั่งน้ำหนัก 20 kg จากนั้นนำข้าวเปลือกและตัวดูดซับมาผสมกันตามเงื่อนไขการทดลอง วัดค่าความชื้นสัมพัทธ์ และอุณหภูมิเริ่มต้นของของผสมแล้วเปิดเครื่องให้ถังหมุนเพื่อให้ข้าวเปลือกกับตัวดูดซับผสมกันอย่างทั่วถึง เมื่อถึงเวลาที่กำหนดทำการวัดค่า8ความชื้นสัมพัทธ์ และอุณหภูมิภายในถังของของผสม หลังจากนั้นเก็บตัวอย่างของของผสมระหว่างข้าวเปลือกและตัวดูดซับนำมา

แยกออกจากกันโดยใช้เครื่องเขย่าตะแกรงร่อนมาตรฐาน (seive analyzer) ซึ่งแกลบและข้าวเปลือกที่แยกแล้วส่วนหนึ่งจะนำไปหาความชื้นสุดท้ายหลังการดูดซับ ณ เวลาต่างๆ และนำข้าวเปลือกอีกส่วนนำไปผึ่งจนกระทั่งความชื้นเหลือประมาณ 16 % d.b. เพื่อนำไปทดสอบหาคุณภาพการสีข้าว

ส่วนในกรณีการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน จะทำการเปลี่ยนตัวดูดซับทุกๆ 2 ชั่วโมง ซึ่งทำทั้งหมด 3 ครั้ง และในส่วนของการทดลองนั้น หาความชื้นสุดท้าย และทดสอบคุณภาพการสีเปรียบเทียบกับการทดลองแบบขั้นตอนเดียว

การเตรียมข้าวเปลือกและแกลบ

แกลบที่นำมาใช้ในอุณหภูมิแวดล้อมสามารถนำไปใช้ได้ทันที จากนั้นชั่งน้ำหนักตามอัตราส่วนและนำตัวอย่างข้าวเปลือกที่จะทำการทดลองมาหามวลแห้ง โดยนำไปเข้าตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103^{o}C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง เพื่อคำนวณหาน้ำหนักน้ำที่ต้องใช้คลุกเคล้ากับข้าวเปลือก แล้วนำข้าวเปลือกที่จะทำการทดลองทั้งหมดมาผสมกับปริมาณน้ำที่คำนวณไว้เพื่อให้ได้ความชื้น 33 %db คลุกเคล้าให้ทั่วกันเสร็จแล้วนำไปเก็บไว้ในห้องเย็นอุณหภูมิ 4 - 8 ^{o}C เป็นเวลา 3 วัน โดยต้องนำออกมาคลุกเคล้ากันทุกวันเพื่อให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นสม่ำเสมอกัน ก่อนการทดลองต้องนำข้าวเปลือกที่เก็บไว้ในห้องเย็นออกมาผึ่งไว้ในอากาศแวดล้อม จนกระทั่งอุณหภูมิของข้าวเปลือกใกล้เคียงกับอุณหภูมิแวดล้อมจึงจะนำไปทำการทดลอง

วิธีการทดสอบ

(ก) การหาปริมาณความชื้น

นำตัวอย่างเมล็ดข้าวเปลือกและแกลบที่เก็บเวลาต่างๆ มาชั่งน้ำหนักแล้วบันทึกค่าไว้ เป็นน้ำหนักเริ่มต้น จากนั้นจึงนำมาอบในตู้อบที่อุณหภูมิ 103^{o}C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

$$\%\text{ความชื้นมาตรฐานแห้ง} = \frac{(\text{น้ำหนักเริ่มต้น-น้ำหนักแห้ง})}{\text{น้ำหนักแห้ง}}$$

(ข) การหาร้อยละต้นข้าว

นำตัวอย่างเมล็ดข้าวเปลือกที่จะใช้ทดสอบหาคุณภาพต้องมีความชื้นต่ำกว่า 16 % db. ไปแยกข้าวลีบออกโดยใช้เครื่องแยกข้าวลีบรุ่น TWS จากนั้นนำข้าวเปลือกที่แยกข้าวลีบออกแล้วไปชั่งน้ำหนัก ตัวอย่างละ 250 g จากนั้นนำข้าวเปลือกเข้าเครื่องกะเทาะเปลือก รุ่น SATAKE THU 35A เพื่อแยกแกลบและข้าวกล้องออกจากกัน จากนั้นนำข้าวกล้องไปชั่งน้ำหนัก นำข้าวกล้องเข้าเครื่องขัดขาว รุ่น SATAKE MODEL TM – 50 เป็นเวลา 90 วินาที เพื่อแยกรำออกจะได้ข้าวสารจากนั้นนำข้าวสารที่ได้ไปชั่งน้ำหนัก แล้วจึงนำข้าวสารไปแยกขนาดด้วยเครื่องคัดขนาดข้าว SATAKE MODEL 05A เพื่อแยกข้าวเต็มเมล็ดและข้าวหักออกจากกัน จากนั้นนำข้าวเต็มเมล็ดไปชั่งน้ำหนักนำน้ำหนักที่ชั่งได้มาคำนวณหาร้อยละต้นข้าว และร้อยต้นละข้าวสัมพัทธ์ได้ดังสูตรข้างล่างนี้

$$\text{ร้อยละต้นข้าว} = \frac{\text{มวลข้าวสารเต็มเมล็ด} \times 100}{\text{มวลข้าวเปลือก}}$$

$$\text{ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์} = \frac{\text{ร้อยละต้นข้าว ณ เวลาใด} \times 100}{\text{ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง}}$$

ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง คือ ร้อยละต้นข้าวสารที่ได้จากการสีข้าวเปลือกก่อนทำการทดลอง โดยการผึ่งไว้ในบรรยากาศที่อุณหภูมิแวดล้อม เมื่อร้อยละต้นข้าวอ้างอิงของการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน มีค่าอยู่ในช่วง (16-25) และ (26-35) ในขณะที่ความขาวอ้างอิงมีค่าอยู่ในช่วง (45-50) และ (47-51) ตามลำดับ

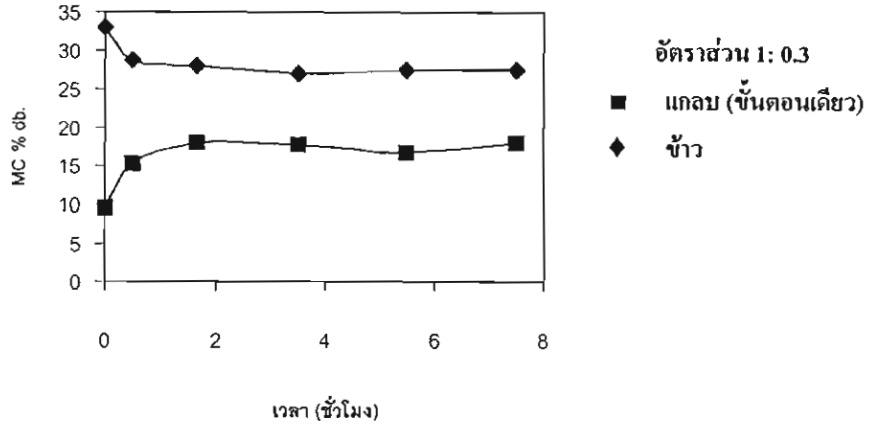
(ค) การทดสอบหาความขาวของข้าวสาร

การทดสอบหาความขาวของข้าวสารได้ทำการทดสอบโดยใช้เครื่อง Kett Whiteness Mester รุ่นC-300 - 3 (ความขาวมาตรฐานสูงสุดคือ 84.4)

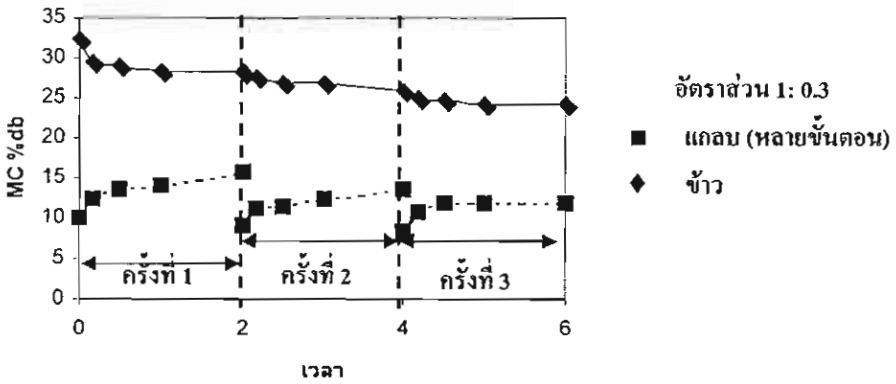
ผลการทดลอง

อิทธิพลของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนที่มีต่อค่าความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบระหว่างการดูดซับ

ผลการทดลองการเพิ่มขึ้นของความชื้นแกลบและการลดลงของความชื้นข้าวเปลือกระหว่างการดูดซับโดยการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว ที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบคงที่ที่ 1 :0.3 โดยมวล ดังรูปที่ 1 พบว่าความชื้นของแกลบจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว และความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็วในช่วง 2 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ หลังจากชั่วโมงที่ 2 จนถึงชั่วโมงที่ 8 ทั้งความชื้นของแกลบและข้าวเปลือกมีการเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย จนถือได้ว่าความชื้นของทั้งแกลบและข้าวเปลือกเข้าสู่สภาวะสมดุล เนื่องจากช่วงแรกๆของการดูดซับ มีความแตกต่างระหว่างความชื้นแกลบกับความชื้นในอากาศภายในถังผสมและมีความแตกต่างระหว่างความชื้นข้าวเปลือกกับความชื้นในอากาศภายในถังผสมค่อนข้างสูง (หรืออีกนัยหนึ่งคือมีความแตกต่างระหว่างความดันไอของน้ำในแกลบกับความดันไอของน้ำในอากาศ และความแตกต่างระหว่างความดันไอของน้ำในข้าวเปลือกกับความดันไอของน้ำในอากาศสูง) จึงทำให้ความชื้นของแกลบเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว เมื่อเวลาในการดูดซับนานขึ้นความแตกต่างที่กล่าวข้างต้นจะมีค่าน้อยลงจนเกิดสภาวะสมดุลความชื้นระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศภายในถังผสมและแกลบกับอากาศภายในถังผสม ส่วนในกรณีที่ลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนนั้น จากผลการทดลองพบว่าเมื่อเปลี่ยนตัวดูดซับในการทดลองทุกๆ 2 ชั่วโมง จำนวน 3 ครั้ง โดยใช้อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบคงที่ที่ 1 : 0.3 โดยมวล การเพิ่มขึ้นของความชื้นของแกลบและการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกนั้น ในช่วง 2 ชั่วโมงแรกของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน อัตราการลดลงของความชื้นข้าวเปลือกมีแนวโน้มเป็นไปในลักษณะเดียวกัน แต่เมื่อเวลาในการทดลองเพิ่มมากขึ้นการลดความชื้นข้าวปลือกแบบหลายขั้นตอนมีการเปลี่ยนตัวดูดซับในการทดลอง ส่งผลให้อัตราการลดความชื้นของข้าวเปลือกสูงกว่าเมื่อเทียบกับการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว เนื่องจากแกลบเมื่อดูดซับไปได้ในระยะเวลาหนึ่ง ความชื้นของแกลบจะเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้ดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือกได้น้อยลง



รูปที่ 1 อิทธิพลของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว ที่มีผลต่อความชื้นข้าวเปลือกและแกลบระหว่างการดูดซับที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบ 1:0.3 โดยมวล,ความชื้นเริ่มต้นของแกลบ 10 % db



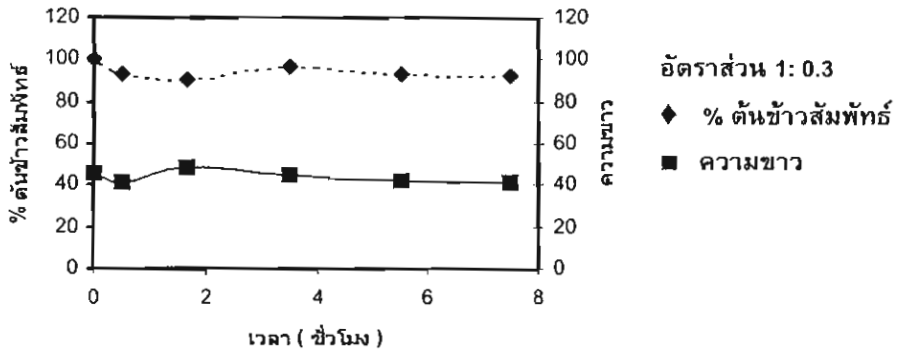
รูปที่ 2 อิทธิพลของการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนที่มีผลต่อความชื้นข้าวเปลือกและแกลบระหว่างการดูดซับที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบ 1:0.3 โดยมวล,ความชื้นเริ่มต้นของแกลบ 10 % db

อิทธิพลของการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอนที่มีต่อค่าร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว

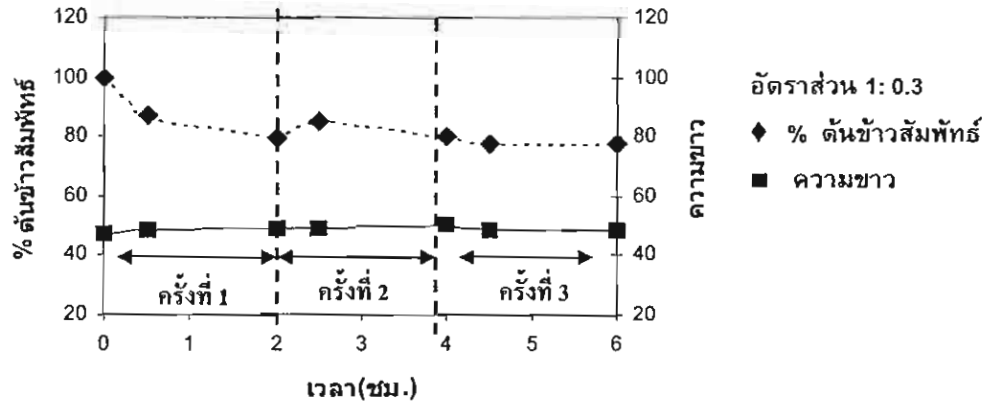
ผลจากการลดความชื้นของข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ ที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบ 1 : 0.3 โดยมวล และความชื้นเริ่มต้นของแกลบคือ 10 % db. เมื่อนำไปทดสอบคุณภาพการสีข้าวคือ ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว พบว่า การลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว ดังรูปที่3 ในช่วง 2 ชั่วโมงแรกของการดูดซับ อัตราการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้ข้าวเปลือกเกิดการแตกหักทำให้ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ที่ได้ลดลง เมื่อระยะเวลาในการดูดซับเพิ่มขึ้น ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ลดลงเล็กน้อย (ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง 16-25) ส่วนผลของค่าความขาว พบว่าเมื่อระยะเวลาในการทดลองเพิ่มมากขึ้น ค่าความขาวลดลงเล็กน้อยแตกต่างจากค่าความขาวอ้างอิงเล็กน้อย (ความขาวอ้างอิง 45 - 50)

ส่วนในกรณีที่ลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอน ดังรูปที่ 4 พบว่า ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์มีค่าต่ำกว่าการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียว เนื่องจากเมื่อมีการเปลี่ยนตัวดูดซับในครั้งที่ 2 และ 3 นั้น จะส่งผลให้อัตราการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้ข้าวเปลือกเกิดการแตกหักทำให้ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ต่ำกว่าการลด

ความชื้นแบบขั้นตอนเดียว เมื่อระยะเวลาในการดูดซับเพิ่มขึ้น ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ลดลงเล็กน้อย (ร้อยละต้นข้าวอ้างอิง 26 -35) ส่วนผลของค่าความขาวพบว่าการลดความชื้นของข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอน ค่าความขาวมีค่าสูงกว่าแบบขั้นตอนเดียว เมื่อระยะเวลาในการทดลองเพิ่มมากขึ้นค่าความขาวมีค่าแตกต่างจากความขาวอ้างอิงเล็กน้อย (ความขาวอ้างอิง 47 - 51)



รูปที่ 3 อิทธิพลของการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวที่มีผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาว ที่เวลาต่างๆ (ที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบ 1: 0.3 โดยมวล , ความชื้นเริ่มต้นของแกลบ 10 % db.)



รูปที่ 4 อิทธิพลของการลดความชื้นแบบหลายขั้นตอนที่มีผลต่อร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาวที่เวลาต่างๆ (ที่อัตราส่วนผสมระหว่างข้าวเปลือกและแกลบ 1: 0.3 โดยมวล , ความชื้นเริ่มต้นของแกลบ 10 % db.)

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองเพื่อศึกษาการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ ข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 33 % db. โดยการลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียวและหลายขั้นตอน สามารถสรุปได้ว่า เมื่อนำแกลบมาลดความชื้นแบบหลายขั้นตอน พบว่าการใช้แกลบในปริมาณมากขึ้น ทำให้ความสามารถในการดูดซับความชื้นของแกลบสูงขึ้น ส่งผลให้อัตราการลดความชื้นของข้าวเปลือกสูงขึ้น ในขณะที่ร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาวลดลงเล็กน้อยจากร้อยละต้นข้าวอ้างอิง (26–35) และความขาวอ้างอิง (47-51)

เมื่อลดความชื้นข้าวเปลือกแบบขั้นตอนเดียว พบว่าความสามารถในการดูดซับความชื้นของแกลบในช่วง 2 ชั่วโมงแรกของการดูดซับมีแนวโน้มเป็นไปในลักษณะเดียวกัน ทั้งแบบขั้นตอนเดียวและแบบหลายขั้นตอน แต่เมื่อเวลาในการดูดซับเพิ่มขึ้น ส่งผลให้อัตราการลดลงของความชื้นข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนสูงกว่าการลดความชื้นของข้าวเปลือก

แบบขั้นตอนเดียว ส่วนร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์และความขาวของการลดความชื้นแบบขั้นตอนเดียวจะลดลงเล็กน้อยจากร้อยละต้นข้าวอ้างอิง (16-25) และความขาว (45-50)

คำขอบคุณ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย และสำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา ที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

กิตติศักดิ์ วิธินันทกิตต์. (2546). *การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวกลางในการดูดซับ*, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์.(2540).*การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารบางประเภท*. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีหน้า 63-81.

A.H. Al-Muhtaseb, W.A.M. McMinn & T.R.A. Magee. (2004). *Water sorption isotherms of satarch powders Part 1: mathematical description of experimental data*, Journal of food engineering 61,297-307

A. Ibarz, C. gonzalez & G.V. Barbosa-Canovas. (2004). *Kinetic model for water adsorption and cooking time n chickpea soaked and treated by high pressur"e*, Journal of food engineering 63, 467-472

A.D. Roman-Gutierrez, Z. Guilbert & B. Cuq. (2002). *Distribution of water between wheat flour Components: A dynamic water vapour adsorption study*, Cereal Science 36, 347-355

Chiachung chen & Po – Ching Wu.(2002). *Thin – layer Drying Model for Rough Rice with Hight Moisture Content* , Agricultural Machinery engineering 80,45-52.

M.G. vizcarra Mendoza , C Martinez Vera & F.V. Caballero Dominguez. (2003). *Thermal and Moisture Diffusion Properties of Amaranth Seeds* , Biosystems engineering 86 , 441-446

Yutthana Tirawanichakul, Somkiat Prachayawakorn, Warunee Varanyanod & Somchart Soponronnarit. (2004). *Simulation and grain quality for in – store drying of paddy*, Journal of food engineering 64,405-415

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การอบแห้งข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนโดยใช้แกลบ

Multi-Pass Drying of Paddy using Rice Husk

กิตติศักดิ์ วิธินันทกิตต์[1], สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2], อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[1] และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1]
Kittisak Witinantakit[1], Somkiat Prachayawarakorn[2], Adisak Nathkaranakule[1] and Somchart Soponronnarit[1]

ABSTRACT

Moisture content of paddy can not be further reduced to the safe level by a single stage drying because high relative humidity within bin is limited its drying rate. To solve this problem, multi-pass drying is applied to achieve the required final moisture content of the material. This research is therefore aimed at studying on multi-pass drying using rice husk to dry paddy from the moisture content of 31.4-32.9% dry-basis to the moisture content of 16.5% dry-basis. Influences of volumetric mixing ratio between rice husk and paddy, bulk density and initial moisture content of rice husk on drying kinetics and quality parameters of paddy in terms of head rice yield and whiteness were investigated. The high-moisture paddy was intimately mixed with rice husk in closed containers. The moist paddy was separated from the rice husk by an electrical fan and it was re-mixed with dry rice husk every 2 hours. The experimental results showed that the moisture content of paddy was reduced to the desire level using low initial moisture content of rice husk and the drying process was accelerated by increasing volumetric mixing ratio and rice husk density and decreasing initial moisture content of rice husk. Considering dried paddy qualities, the head-rice yield clearly tended to decrease when used high temperature rice husk temperature was used. For quality in terms of whiteness, all experimental conditions can maintain whiteness the same value as the reference samples which were dried by shade drying.

Key words: Adsorption, Desiccant, Quality

บทคัดย่อ

การลดความชื้นของข้าวเปลือกโดยวิธีการดูดซับความชื้นขั้นตอนเดียว ไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกจนถึงระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษาเนื่องจากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในห้องลดความชื้นที่สูง ดังนั้นการอบแห้งหลายขั้นตอนจึงถูกนำมาใช้ใน การอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อให้ได้ความชื้นของข้าวเปลือกตามที่ต้องการ งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้แกลบเป็นตัวดูดซับจากข้าวเปลือกความชื้นเริ่มต้นประมาณ 31.4-32.9% d.b. จนได้ความชื้นสุดท้ายประมาณ 16.5% d.b. นอกจากนี้ยังศึกษาอิทธิพลของอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก ความชื้นเริ่มต้นและความหนาแน่นปรากฏของแกลบ ที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งและคุณภาพของข้าวเปลือกในด้านร้อยละต้นและความขาว ข้าวเปลือกความชื้นสูงจะถูกนำมาผสมกับแกลบและเก็บไว้ในภาชนะปิดสนิทจนครบ 2 ชั่วโมง จากนั้นข้าวเปลือกจะถูกแยกออกจากแกลบโดยใช้แรงลมจากพัดลมไฟฟ้าและถูกผสมกับแกลบชุดใหม่ จากการทดลอง พบว่า การใช้แกลบความชื้นเริ่มต้นต่ำสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกจนถึงระดับที่ต้องการได้ และการใช้ความชื้นเริ่มต้นของแกลบต่ำ การเพิ่มอัตราส่วนผสมและความหนาแน่นของแกลบสามารถเร่งอัตราการอบแห้งได้ เมื่อพิจารณาคุณภาพของข้าวเปลือก พบว่า ร้อยละต้นข้าวมีแนวโน้มลดลงเมื่อใช้อุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบที่สูงขึ้น ส่วนความขาวของข้าวสารมีค่าใกล้เคียงกันในทุกๆ เงื่อนไขของการทดลอง

คำสำคัญ การดูดซับ คุณภาพ สารดูดความชื้น

[1]คณะพลังงานและวัสดุ [2]คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[1]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid, Tungkru, Bangkok 10140

บทนำ

ในปัจจุบันการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้อากาศร้อนเป็นวิธีที่นิยมใช้กันอย่างกว้างขวางในโรงสีข้าว ซึ่งการใช้อุณหภูมิของอากาศที่สูงเพื่อลดความชื้นของเมล็ดข้าว ส่งผลให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวลดลงอย่างรวดเร็วก่อให้เกิดความแตกต่างของความชื้นภายในเมล็ดข้าว ทำให้เมล็ดข้าวเกิดการแตกร้าวและส่งผลต่อการลดลงของร้อยละต้นข้าว (Cnossen et al., 2003; Bonazzi et al., 1997 and Tirawanichakul et al., 2004) การเทมเปอริ่งข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งเป็นวิธีหนึ่งที่จะช่วยลดการสูญเสียของร้อยละต้นข้าว (Poomsa-ad et al., 2002 and Steffe et al., 1979) นอกจากวิธีการอบแห้งด้วยอากาศร้อน การอบแห้งโดยใช้สารดูดความชื้นผสมกับเมล็ดพืชก็เป็นอีกวิธีหนึ่งที่สามารถลดความชื้นของเมล็ดพืชให้อยู่ในระดับที่ต้องการได้ ซึ่งกระบวนการดูดซับความชื้นไม่ต้องใช้ความร้อนในการระเหยน้ำจากวัสดุ แต่ความชื้นจะเคลื่อนที่ออกจากเมล็ดพืชเนื่องจากความแตกต่างของแรงดันไอระหว่างไอน้ำที่ผิวของวัสดุและไอน้ำรอบๆ ดังนั้นเมล็ดพืชที่อบแห้งด้วยวิธีนี้จึงไม่เกิดการแตกร้าวเนื่องจากความร้อนจากกระบวนการอบแห้ง

สารดูดความชื้นหลายชนิดถูกใช้ในหลายๆ งานวิจัยเพื่อศึกษาการอบแห้งเมล็ดพืช เช่น silica gel (Danziger et al., 1972 และ Yamaguchi et al., 1994), bentonite (Sturton et al., 1981 และ 1983), molecular sieve (Raghavan et al., 1988) และ ash (Akpaetok, 1974) จากผลการศึกษา สรุปได้ว่าอัตราส่วนโดยมวลระหว่างสารดูดความชื้นและเมล็ดพืช และความชื้นเริ่มต้นของสารดูดความชื้นและเมล็ดพืชมีผลต่อความชื้นสุดท้ายของเมล็ดพืช (Danziger et al., 1972; Sturton et al. 1981 และ 1983; Raghavan et al., 1988 และ Yamaguchi et al., 1994) นอกจากนี้ขนาดและอุณหภูมิของสารดูดความชื้นก็มีอิทธิพลต่ออัตราการดูดซับความชื้นจากเมล็ดพืชด้วย (Raghavan et al., 1988).

จากการศึกษาในครั้งก่อน (Witinantakit et al., 2004) พบว่า การอบแห้งแบบขั้นตอนเดียวโดยใช้แกลบที่ความชื้นเริ่มต้นต่ำและอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกสูงไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษาได้ ซึ่งการเก็บข้าวเปลือกที่ยังมีความชื้นสูงอยู่อาจทำให้คุณภาพของข้าวเปลือกลดต่ำลงเนื่องจากจุลทรีย์หรือการหายใจของเมล็ดพืช ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกแบบหลายขั้นตอนเพื่อให้ได้ความชื้นสุดท้ายตามที่ต้องการ และศึกษาผลของอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก ความชื้นเริ่มต้นและความหนาแน่นของแกลบต่อการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกและคุณภาพของข้าวเปลือกในด้านร้อยละต้นขาวและความขาว

อุปกรณ์และวิธีการ

1. วัสดุทดลอง

ข้าวเปลือกพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 (Khao Dawk Mali 105, low amylose *indica* variety) ทำให้มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 31.4-32.9% d.b. แล้วนำไปเก็บไว้ในห้องเย็นที่อุณหภูมิประมาณ 4-6°C เป็นเวลา 7 วัน ก่อนทำการทดลอง สำหรับแกลบจะทดลองที่เงื่อนไขความชื้นเริ่มต้นประมาณ 11.8 5.9 และ 0.9% d.b. และความหนาแน่นแกลบปรากฏ 105 และ 160 kg/m^3 โดยแกลบที่มีความชื้น 5.9 และ 0.9% d.b. จะนำแกลบความชื้น 11.8% d.b. ไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 45 และ 90°C จนได้ความชื้น 5.9 และ 0.9% d.b. ตามลำดับ ส่วนแกลบที่มีความหนาแน่น 160 kg/m^3 จะนำแกลบความหนาแน่น 105 kg/m^3 ไปบดโดยใช้เครื่องบด Los Angles Abrasion (steel ball 4.5 kg) เป็นเวลา 1 ชั่วโมง แล้วนำไปร่อนเพื่อแยกเอาส่วนที่ละเอียดออกโดยใช้ตะแกรงขนาดช่องเปิด 500μm

2. วิธีการทดลอง

ก่อนทำการทดลองจะนำข้าวเปลือกที่เก็บไว้ในห้องเย็นออกมาทิ้งไว้ในบรรยากาศแวดล้อม จนกระทั่งอุณหภูมิของข้าวเปลือกใกล้เคียงกับอุณหภูมิแวดล้อม ในการทดลองแต่ละครั้งจะใช้ข้าวเปลือกประมาณ 1300 g ผสมกับแกลบตามอัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก 1.5:1 และ 2.0:1 โดยปริมาตร จากนั้นนำไปใส่ถังปิดสนิทขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในประมาณ 18 cm สูงประมาณ 22 cm หุ้มด้วยฉนวนหนาประมาณ 10 cm แล้ววัดอุณหภูมิของผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบภายในถังโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกผล Yogokawa (ความละเอียด ±1°C ของค่าที่อ่านได้) และวัดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในถังโดยใช้เครื่องวัดความชื้นสัมพัทธ์ (รุ่น SK-110TRH ความละเอียด ±4%RH ของค่าที่อ่านได้) เมื่อครบ 2 ชั่วโมงจะนำของผสมระหว่างข้าวเปลือกกับแกลบมาแยกแกลบออกจากข้าวเปลือกโดยใช้แรงลมจากพัดลมไฟฟ้าแล้วนำข้าวเปลือกที่ผ่านการแยกแกลบไปผสมกับแกลบใหม่ สำหรับข้าวเปลือกที่มีความชื้นสุดท้ายสูงกว่า

16.5%d.b. จะนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนมีความชื้นตามที่ต้องการ ส่วนการหาความชื้นของข้าวเปลือกจะเก็บตัวอย่างครั้งละประมาณ 50 g ไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง (AOAC 1995) คุณภาพหลังการสีในด้านของร้อยละต้นข้าวสามารถหาได้จากอัตราส่วนระหว่างมวลของข้าวเต็มเมล็ดกับมวลของข้าวเปลือกก่อนทำการกระเทาะเปลือก ส่วนความขาวของข้าวสารหาได้โดยใช้เครื่องวัดความขาว Kett C-300-3

ผลและวิจารณ์

1. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ

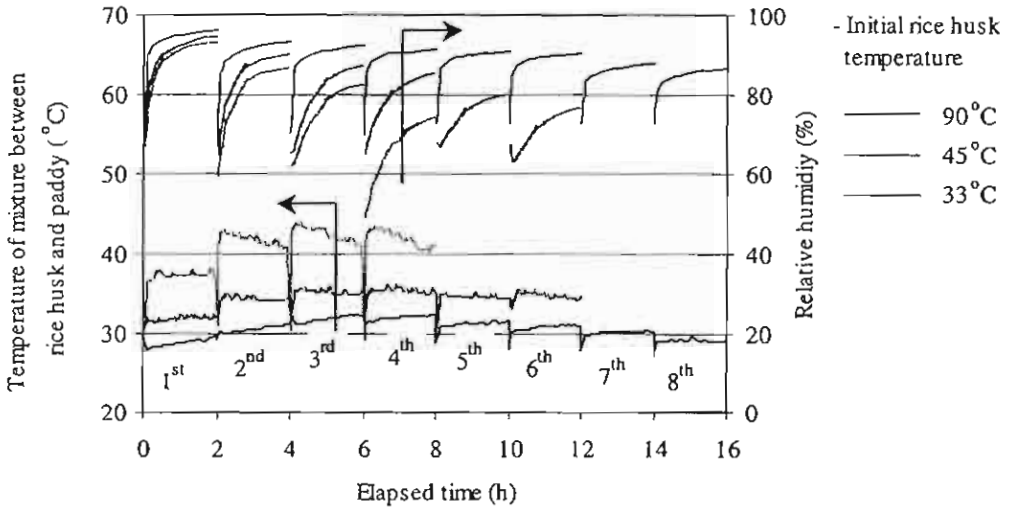
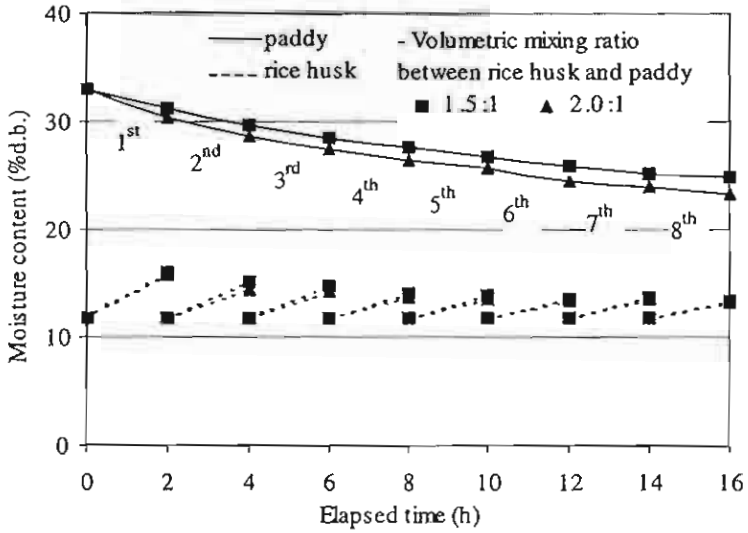


Figure 1. Temperature and relative humidity change of mixture between rice husk and paddy at volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5 and rice husk density of 105 kg/m^3

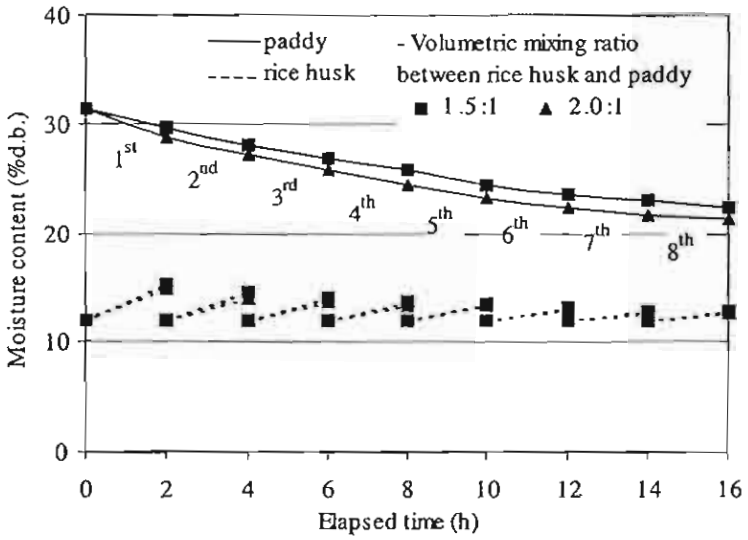
อุณหภูมิของผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในถังแสดงดังรูปที่ 1 จากรูปจะสังเกตได้ว่า ที่จุดเริ่มต้นของการทดลองอุณหภูมิภายในถังจะเริ่มต้นที่อุณหภูมิ 28 31.5 และ 36°C ซึ่งตรงกับความชื้นเริ่มต้นของแกลบที่อุณหภูมิ 33 45 และ 90°C เมื่อเวลาผ่านไปอุณหภูมิของผสมภายในถังจะเกิดการเปลี่ยนแปลงประมาณ 1-3°C ในแต่ละรอบของการเปลี่ยนแกลบ และจะสังเกตได้ว่าอุณหภูมิของของผสมในถังจะเพิ่มขึ้นในช่วงแรกของกระบวนการอบแห้ง จากนั้นจะมีแนวโน้มลดลงเนื่องจากอุณหภูมิของอากาศแวดล้อมที่ลดต่ำลง สำหรับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในถังพบว่า จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในชั่วโมงแรกของการเปลี่ยนแกลบและเพิ่มขึ้นอย่างช้าๆ ในชั่วโมงต่อมา นอกจากนี้ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในถังมีแนวโน้มลดลงตลอดกระบวนการอบแห้ง

2. ผลของอัตราส่วนผสมต่อการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้นของแกลบสูง

รูปที่ 2 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกและแกลบ ที่เงื่อนไขความชื้นเริ่มต้นของแกลบประมาณ 11.8% d.b. และอัตราส่วนระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก 1.5:1 และ 2:1 จากรูปที่ 2a และ 2b หลังจากมีการเปลี่ยนแกลบทั้งหมด 8 ครั้ง พบว่า ไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษาได้ ในรูปที่ 2a การเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกจาก 1.5:1 เป็น 2:1 ช่วยเพิ่มอัตราการอบแห้งได้ไม่มากนัก และให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกประมาณ 24.7 และ 23.2% d.b. ตามลำดับ เมื่อเปรียบเทียบรูป 2a และ 2b แสดงให้เห็นว่าความหนาแน่นของแกลบมีผลไม่มากนักต่อการลดความชื้นของข้าวเปลือก แกลบที่ความชื้นเริ่มต้นสูงไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ต้องการได้ เนื่องจากความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายในถังที่จุดเริ่มต้นของการเปลี่ยนแกลบแต่ละครั้งมีค่าค่อนข้างสูงประมาณ 63-74% ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับความชื้นสัมพัทธ์ที่ผิวของแกลบ ดังนั้นแกลบจึงดูดซับความชื้นจากข้าวเปลือกได้ช้า สังเกตได้จากการเปลี่ยนแกลบครั้งที่ 7 และ 8 ความชื้นของข้าวเปลือกเปลี่ยนแปลงค่อนข้างน้อย



(a) Rice husk bulk density of 105 kg/m^3



(b) Rice husk bulk density of 160 kg/m^3

Figure 2. Moisture changes of paddy and rice husk at rice husk bulk density of 105 and 160 kg/m^3 and initial rice husk moisture content of 11.8%d.b.

3. ผลของความชื้นและอุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบต่อความชื้นของข้าวเปลือก

การใช้แกลบที่ความชื้นเริ่มต้นสูงไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา ได้ รูปที่ 3 แสดงผลความชื้นเริ่มต้นของแกลบต่ออัตราการลดความชื้นของข้าวเปลือก จากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าแกลบที่ความชื้นเริ่มต้นต่ำให้อัตราการลดความชื้นของข้าวเปลือกสูงกว่าแกลบที่ความชื้นเริ่มต้นสูง ซึ่งแกลบที่ความชื้นเริ่มต้น 0.9% d.b. จะใช้เวลาในการอบแห้งน้อยที่สุดและให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกอยู่ในระดับที่ต้องการ เมื่อสิ้นสุดกระบวนการ อบแห้งแกลบที่ความชื้นเริ่มต้น 11.8 5.9 และ 0.9%d.b. จะให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก 24.7 18.1 และ 17.3%d.b. ตามลำดับ

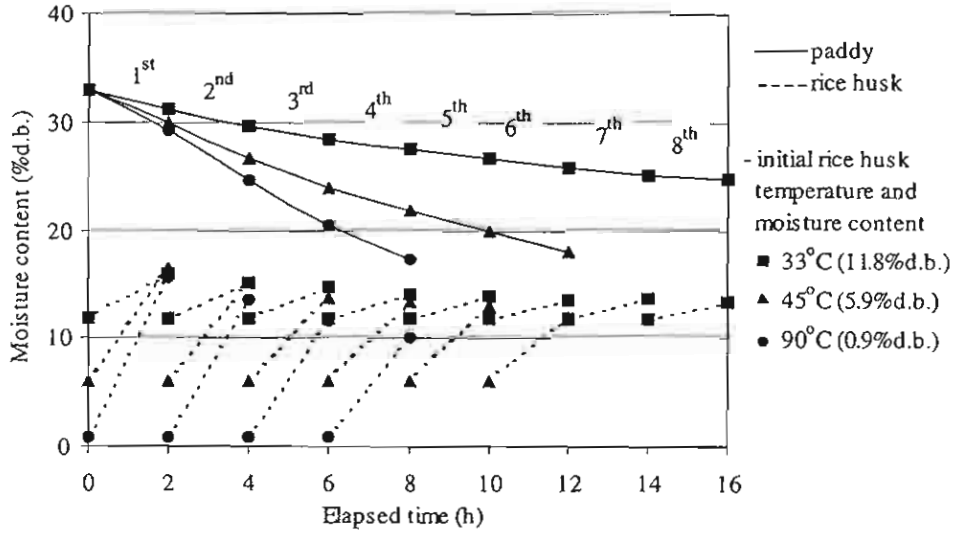


Figure 3. Effect of rice husk initial moisture content on moisture change of paddy at rice husk bulk density of 105 kg/m^3 and volumetric mixing ratio of 1.5:1

4. ผลของอัตราส่วนผสมและความหนาแน่นของแกลบ

จากรูปที่ 3 แสดงให้เห็นว่าการใช้แกลบที่อุณหภูมิเริ่มต้น 90°C เป็นตัวกลางในการดูดซับความชื้นสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษาได้ โดยใช้เวลาในการดูดซับความชื้นประมาณ 8-9 ชั่วโมง ซึ่งเป็นเวลาที่ค่อนข้างนาน ดังนั้นเพื่อต้องการลดเวลาในการอบแห้งโดยไม่สูญเสียคุณภาพของข้าวเปลือก การเพิ่มความหนาแน่นของแกลบและอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกจึงเป็นวิธีหนึ่งที่สามารถเร่งอัตราการอบแห้งให้สูงขึ้นได้ จากรูปที่ 4 แสดงให้เห็นว่าการเพิ่มความหนาแน่นปรากฏของแกลบจาก 105 เป็น 160 kg/m^3 สามารถลดเวลาในการอบแห้งได้ 1-1.5 ชั่วโมง และเมื่อสิ้นสุดกระบวนการอบแห้งแกลบที่ความหนาแน่นปรากฏ 105 และ 160 kg/m^3 จะให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกใกล้เคียงกันคือ 17.3 และ 17.1% d.b. ตามลำดับ

ผลของอัตราส่วนผสมโดยปริมาตรระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกแสดงดังรูปที่ 5 พบว่าการเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกจาก 1.5:1 เป็น 2:1 มีผลต่อความสุดท้ายของข้าวเปลือกไม่มากนัก เมื่อสิ้นสุดกระบวนการอบแห้งการใช้อัตราส่วนผสม 1.5:1 และ 2:1 จะให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก 17.1 และ 15.8% d.b. ตามลำดับ

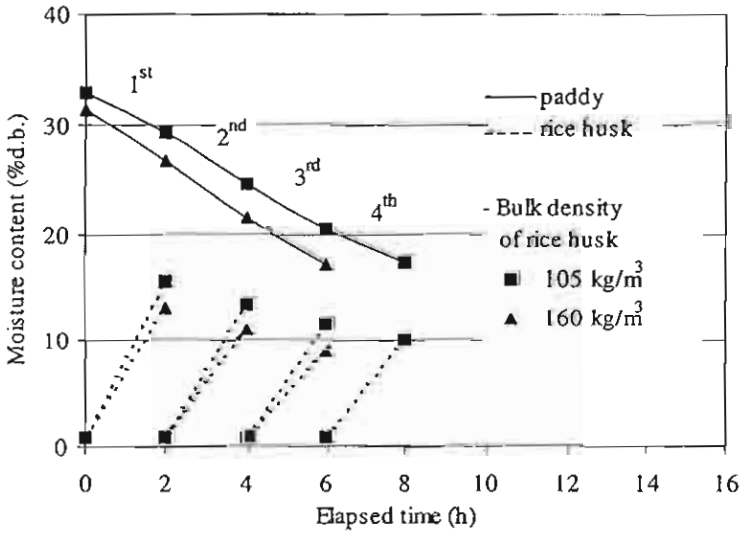


Figure 4. Effect of bulk density of rice husk on moisture change of paddy at volumetric mixing ratio of 1.5:1 and initial rice husk moisture content of 0.9% d.b.

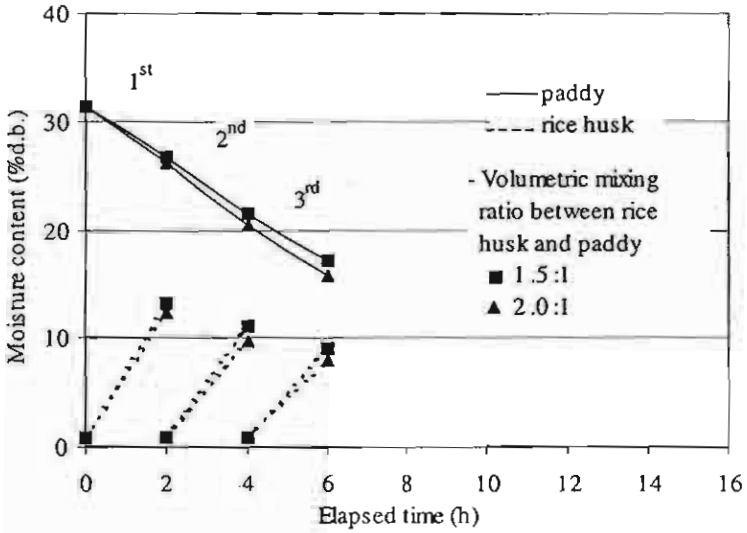


Figure 5. Effect of volumetric mixing ratio on moisture change of paddy at rice husk bulk density of 160 kg/m^3 and initial rice husk moisture content of 0.9% d.b.

5. ร้อยละต้นข้าวและความขาวของข้าวสาร

Table 1. Head-rice yield and rice whiteness value

Bulk density of rice husk (kg/m^3)	Volumetric ratio of rice husk to paddy	Initial rice husk temperature (°C)	Final paddy moisture content (%d.b.)	Drying time (h)	Head-rice yield	Rice whiteness
Reference		-	-	-	53.5±0.9	44.7±0.1
105	1.5:1	33	24.7±0.2	16	53.8±1.0	44.7±0.1
		45	18.1±0.2	12	52.2±0.1	45.1±0.1
		90	17.3±0.1	8	50.2±0.4	44.8±0.3
	2.0:1	33	23.2±0.3	16	53.2±1.2	45.4±0.1
		45	17.4±0.2	12	51.0±0.7	45.7±0.2
		90	15.6±0.2	8	45.7±0.7	45.4±0.3
Reference		-	-	-	53.4±0.4	44.3±0.1
160	1.5:1	33	22.4±0.2	16	52.9±0.7	44.3±0.2
		45	17.1±0.2	10	52.6±0.8	44.7±0.4
		90	17.1±0.1	6	48.1±0.4	45.1±0.1
	2.0:1	33	21.3±0.3	16	52.2±0.3	45.1±0.1
		45	16.7±0.1	10	52.5±0.2	44.9±0.6
		90	15.8±0.2	6	41.5±0.2	45.3±0.1

Note: The Initial paddy moisture contents were 32.9±0.1 and 31.4±0.1% d.b. for rice husk bulk density Condition of 105 and 160 kg/m^3

คุณภาพด้านร้อยละต้นข้าวและความขาวของข้าวสารที่ผ่านกระบวนการดูดซับความชื้นแบบหลายขั้นตอนแสดงดังตารางที่1 ซึ่งจากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าที่อุณหภูมิของแกลบเริ่มต้น 33 และ 45°C ส่งผลต่อการลดลงของร้อยละต้นข้าวไม่มากนัก แต่ที่อุณหภูมิของแกลบเริ่มต้น 90 °C ส่งผลกระทบต่อการลดลงของร้อยละต้นขาวอย่างชัดเจน โดยเฉพาะที่อัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือก 2:1 และความหนาแน่นแกลบ 160 kg/m^3 ร้อยละต้นข้าวมีค่าต่ำมากประมาณ 41.5 ส่วนความขาวของข้าวสารอยู่ในช่วง 43.3-45.7 ซึ่งไม่แตกต่างกับข้าวอ้างอิงที่ถูกอบแห้งโดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมมากนัก

สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกหลายขั้นตอนโดยใช้แกลบเป็นตัวดูดซับสามารถสรุปได้ว่า ความชื้นเริ่มต้นของแกลบสูงไม่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ต้องการได้ แม้ว่าจะเพิ่มอัตราส่วนผสมระหว่างแกลบกับข้าวเปลือกและความหนาแน่นปรากฏของแกลบให้สูงขึ้น ส่วนการใช้ความชื้นเริ่มต้นของแกลบต่ำ การเพิ่มอัตราส่วนผสมและความหนาแน่นปรากฏของแกลบให้สูงขึ้น สามารถเร่งอัตราการอบแห้งได้และส่งผลให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกมีค่าต่ำลง ดังนั้นแกลบที่ความชื้นเริ่มต้น 0.9% d.b. จึงสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ต้องการได้โดยใช้เวลาประมาณ 6-8 ชั่วโมง ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับอัตราส่วนผสมและความหนาแน่นปรากฏของแกลบ สำหรับคุณภาพของข้าวเปลือกด้านร้อยละต้นข้าวมีแนวโน้มลดลงเมื่อใช้อุณหภูมิเริ่มต้นของแกลบที่สูงขึ้น ส่วนความขาวของข้าวสารมีค่าแตกต่างกันน้อยมาก ดังนั้นกระบวนการดูดซับความชื้นโดยใช้แกลบน่าจะเป็นแนวทางหนึ่งที่สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงได้จนถึงระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และ The Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย

เอกสารอ้างอิง

Akpaetok, O.I. (1974). Drying and storage of cowpeas with ashes in air-tight containers. Journal of Agricultural Engineering Research, 19, 279-287.

AOAC (1995). Official Methods of Analysis, Association of Official Analytical Chemists. 16th Ed; Washington, D.C., USA.

Bonazzi, C., du Peuty, M.A. & Themelin, A. (1997). Influence of drying conditions on the processing quality of rough rice. Drying Technology, 15(3&4), 1141-1157.

Cnossen, A.G., Jiménez, M.J. & Siebenmorgen, T.J. (2003). Rice fissuring response to high drying and tempering temperatures. Journal of Food Engineering, 59, 61-69.

Danziger, M.T., Steinberg, M.P. & Nelson, A.I. (1972). Drying of field corn with silica gel. Transactions of the ASAE, 15(6), 1071-1074.

Witinantakit, K., Prachayawarakorn, S., Nathakaranakule, A. & Soponronnarit, S. (2004). Drying of paddy using rice husk as adsorbent. In CD-Rom Proc. of ICFPTE'04, Asian Institute of Technology, 11-13 January 2005, 312-319.

Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. & Terdyothin, A. (2002). Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidisation technique. Drying Technology, 20, 195-210.

Raghavan, G.S.V., Alikhani, Z., Fanous, M. & Block, E. (1988). Enhanced grain drying by conduction heating using molecular sieves. Transactions of the ASAE, 31(4), 1289-1294.

Steffe, J.F., Singh, R.P. & Bakshi, A.S. (1979). Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. Transactions of the American Society of Agricultural Engineering, 22, 1214-1218.

Sturton, S.L., Bilanski, W.K. & Menzies, D.R. (1981). Drying of cereal grains with the desiccant bentonite. Canadian Agricultural Engineering, 23, 101-103.

Sturton, S.L., Bilanski, W.K. & Menzies, D.R. (1983). Moisture exchange between corn and the desiccant bentonite in an intimate mixture. Canadian Agricultural Engineering, 25(1), 139-141.

Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Varanyanond, W., Tungtrakul, P. & Soponronnarit, S. (2004). Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy. Drying Technology, 22(7), 1731-1754.

Yamaguchi, S. & Kawasaki, H. (1994). Basic research for rice drying with silica gel. Drying Technology, 12(5), 1053-1067.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การดูดซับภายใต้อุณหภูมิเสมอของแป้งทุเรียนที่ได้จากเทคนิคการอบแห้ง 3 แบบ

Adsorption Isotherms of Durian Flour Undergoing Three Different Drying Techniques

จินดาพร จำรัสเลิศลักษณ์[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[2] และ สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3]
Jindaporn Jamradloedluk[1], Somchart Soponronnarit[2], Adisak Nathakaranakule[2] and Somkiat Prachayawarakorn[3]

Abstract

Information of sorption isotherm is essential for design of drying process and management of product storage. Adsorption isotherms, at 40 and 60°C, of durian powder processed by hot air, freeze, and vacuum drying were investigated and fitted with the GAB and BET equations. Average pore size, specific surface area, specific pore volume, and pore size distribution of the flours obtained by different drying techniques were evaluated to describe the moisture adsorption behaviors of the flours. The experimental data revealed that the equilibrium moisture contents of the three products were significantly different at high water activity. The sorption capacity of the freeze dried flour was greater than that of the air and vacuum dried flours. The GAB model was found to adequately describe the isotherm data.

Key words: BET, GAB, Pore

บทคัดย่อ

สมบัติการดูดซับภายใต้อุณหภูมิเสมอเป็นข้อมูลหนึ่งที่สำคัญสำหรับการออกแบบกระบวนการอบแห้งและการเก็บรักษาผลิตภัณฑ์ งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการดูดซับที่อุณหภูมิ 40 และ 60°C ของแป้งทุเรียนที่ได้จากการอบแห้งด้วยอากาศร้อน การอบแห้งแบบแช่เยือกแข็ง และการอบแห้งแบบสุญญากาศ โดยได้นำสมการ GAB และสมการ BET มาทำนายผลการทดลองที่ได้ นอกจากนี้ยังได้ศึกษาพื้นที่ผิวจำเพาะ ปริมาตรจำเพาะ ขนาดของรูพรุนเฉลี่ย และการกระจายตัวของขนาดของรูพรุนในเม็ดแป้งเพื่อนำไปใช้อธิบายพฤติกรรมการดูดซับภายใต้อุณหภูมิเสมอดังกล่าว จากผลการทดลองพบว่า ความชื้นสมดุลของผงแป้งที่ได้จากกระบวนการอบแห้งที่แตกต่างกันมีค่าต่างกันที่ค่า water activity สูงๆ โดยผงแป้งที่ผ่านกระบวนการอบแห้งแบบแช่เยือกแข็งสามารถดูดซับความชื้นได้มากกว่าแป้งที่ผ่านกระบวนการอบแห้งด้วยลมร้อน และแป้งที่ผ่านกระบวนการอบแห้งแบบสุญญากาศ นอกจากนี้ยังพบว่า สมการ GAB สามารถใช้ทำนายค่าความชื้นสมดุลของผงแป้งได้สอดคล้องกับผลการทดลอง

คำสำคัญ การอบแห้งแบบสุญญากาศ การอบแห้งแบบแช่เยือกแข็ง รูพรุน

Introduction

Food powders are generally prone to some problems when they are exposed to high relative humidity and temperature. As the relative humidity of the surrounding air increases, powders tend to absorb water and form liquid bridge between powder particles leading to greater powder cohesion. As the temperature increases, dissolution of particles in the powder is increased. This may facilitate changes in crystalline form, resulting in caking and flow problem (Teunou & Vasseur, 1996). Since water is the factor responsible for such problems, moisture adsorption isotherms are thus useful. Moisture sorption isotherms for powder describe the equilibrium relationship between the moisture content of the powder and the relative humidity of the surrounding environment (Labuza, 1968). Knowledge of isotherms for food powders as, together with grass transition temperature profiles can indicate the stability of the powders (Foster, 2005). To predict the moisture sorption behavior of material,

several mathematical models have been proposed in the literatures. Some are based on theories of the mechanism of the sorption process (BET model, based on a mono-layer and GAB model, based on multi-layer and condensed film), others are semi-empirical (Ferro-Fontan, Henderson and Halsey models), and empirical models, Smith and Oswin models (Al-Muhtaseb, McMinn, & Margee, 2004).

Since the knowledge of moisture sorption characteristics of material is useful but the information for durian flour is not available in the literature. The present study is therefore aimed at determination of adsorption isotherms of durian flour underwent three drying processes (freeze, vacuum and air drying). BET and GAB models were proposed to fit the experimental data and the goodness of the models is reported. Details in pore characteristics i.e., pore size distribution, average pore size, specific surface area, and pore volume of the durian flours were proposed as well.

Materials and methods

1. Materials and experimental procedure

Unripe peeled durian cv. Monthong was purchased from a local market. The durian flesh was cut into 30X30X2.5 mm. Freeze dried durian was produced by drying the durian slices in a freeze dryer (EYELA, FD-5N, Hong Kong) for 36 h. Vacuum dried durian was prepared by drying the sliced durian at operating temperature and pressure of 80°C and 3 kPa respectively. For conventional air dried sample, durian slices were placed on mesh trays and dried, in a batch type hot air dryer, at temperature and the air velocity of 50°C and 0.3 m/s respectively. To obtain flour, all dried samples were manually ground by a mortar and sieved through a 140-mesh screen. The dried powders were then kept in a desiccator, at room temperature, to allow equilibration of internal temperature and moisture content profiles prior to the adsorption experiments.

The sorption isotherms were determined using the standard static gravimetric method developed by the European Cooperative Project COST 90 (Spiess & Wolf, 1983). Air-tight glass jars containing saturated salt solutions (LiCl, $MgCl_2 \cdot 6H_2O$, $Mg(NO_3) \cdot 6H_2O$, NaCl, KCl, and KNO_3) were prepared to obtain relative humidities ranging from 10 to 90%. The jars were placed in air ovens to the fixed temperatures (40 and 60°C) for 24 h, to bring the salt solution to a stationary temperature, before placing the samples (2 g) in sample holders hanging over the saturated salt solutions. The samples were periodically weighed until there was no considerable weight change (±0.001 g). The moisture content of each sample was determined by air oven at 105°C (AOAC, 1980).

2. Modeling equations for sorption isotherms

To predict the sorption curves of durian flour processed by different drying methods, the BET and GAB models are applied in this present work.

2.1 BET model

The BET equation, developed by Brunauer, Emmett and Teller, is one of the most popular due to its thermodynamic base. The BET equation can be written as: (Brunauer, Emmettt, & Teller, 1983).

$$X = \frac{X_m Ca_w}{\left[(1-a_w)+(1-a_w+Ca_w)\right]} \quad (1)$$

where a_w is water activity, X is the moisture content (% d.b.), X_m is the monolayer moisture content (% d.b.), and C is a constant.

2.2 GAB model

The GAB equation has been widely used to fit the isotherms of various fruits and vegetable. The relationship between water activity and the moisture content in the GAB equation is given by: Van den Berg & Bruin (1981).

$$X = \frac{X_m CKa_w}{(1-Ka_w)(1-Ka_w+KCa_w)} \quad (2)$$

where K is a constant.

2.3 Statistical analysis

Parameters of the sorption models were estimated from the experimental results using the nonlinear regression analysis. The adequacy of the fit obtained by using the two models to simulate the experimental data, was evaluated through the coefficient of determination (R^2), the root mean square error (RMSE) and the chi-square (χ^2). RMSE and χ^2 are defined as:

$$RMSE = \left[\frac{1}{N}\sum_{i=1}^{N}(X_{pre,i} - X_{exp,i})^2\right]^{1/2} \quad (3)$$

$$\chi^2 = \frac{\sum_{i=1}^{N}\left(X_{exp,i} - X_{pre,i}\right)}{N-n} \quad (4)$$

where $X_{exp,i}$ is the moisture content obtained from the experiment and $X_{pre,i}$ is the moisture content predicted by the models. N and n are the number of observations and the number of constants respectively.

3. Pore characteristics

Pore characteristics in terms of average pore size, specific surface area, total pore volume and pore size distribution are investigated using N_2 adsorption method (Quantachrome, Autosorb-1).

Results and discussion

In food products, the main water sorbing constituents are various polymers (protein, starch, cellulose, hemicellulose, ect.) and sugars. The different polymers provide different preferential sites for the water. As a polymer sorbs water, it also undergoes changes of constitution, dimensions and other properties. Adsorption isotherms at 40°C of durian flours processed by different drying methods are depicted in Fig. 1. It was observed that equilibrium moisture contents of all flours increased with increasing water activity. Comparison of the sorption isotherms of durian flours prepared by different drying methods showed that at a low water activity, durian obtained by the three drying techniques viz. freeze, vacuum and hot air drying had similar adsorption potential. At low water activity, the moisture molecules are adsorbed on the polar component and the hydrophilic macromolecular components such as protein and polysaccharide (Van den Berg, 1986). This indicated that the sorption sites of flours dried by the three methods were not much different. However, at elevated water activity,

freeze dried flour had a little higher sorption capacity than vacuum and hot air dried flours. At the high water activity (≥0.7), moisture will fill up the pores inside the material structure (Van den Berg, 1986). The differences in pores sizes and number of pores therefore resulted in differences in the amount of water entrapped in the pores. The greater total pore volume of durian flour produced by freeze drying (see Table 1) was the reason why freeze dried flour had the higher adsorption potential than the vacuum and air dried flours. Similar trend of the sorption curve was found for the adsorption isotherm at 60°C.

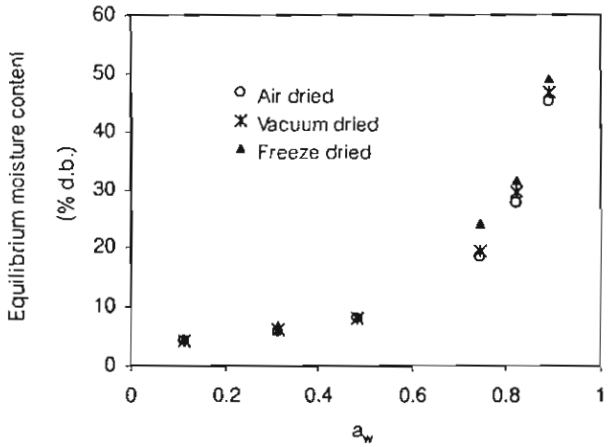


Fig. 1 Adsorption isotherms at 40°C of durian flours processed by different drying methods

Effect of temperature on adsorption isotherm of air dried durian flour is shown in Fig. 2. It was found that the equilibrium moisture content decreased as temperature increased. This can be explained by the fact that at elevated temperature, water molecules are activated to the higher energy levels, causing them to become less stable and break away from the water binding sites of the food material, thus decreasing the equilibrium moisture content (Palinpane, & Driscoll, 1992; Mazza & Lemaguer, 1980; Mohsenin, 1986; Medeiros et al., 2005; McLaughlin & Magee, 1998). Influence of temperature on adsorption isotherms of vacuum and freeze dried durian flours were as the same as that of air dried flour.

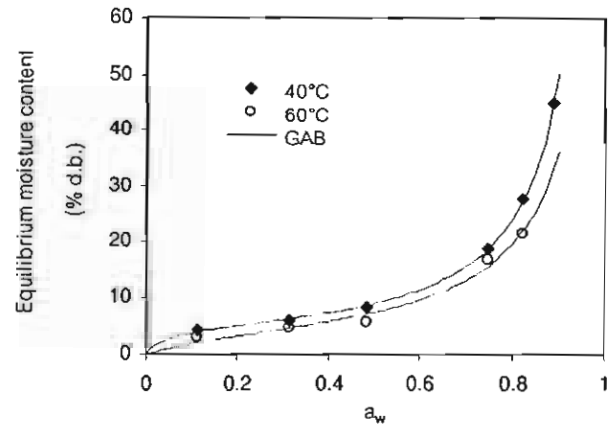


Fig. 2 Adsorption isotherms at temperatures of 40 and 60°C of air dried durian powder.

2. Model

Comparison performances of the two models (see Table 1), the GAB model was observed to provide the better description of the flour isotherms as expressed by higher values of R^2 and lower values RMSE and χ^2.

Table 1 Estimated parameters and statistical data of the BET and GAB models fitted to the adsorption sorption data for durian flours

Model	Constant	Freeze dried flour		Vacuum dried flour		Air dried flour	
		40°C	60°C	40°C	60°C	40°C	60°C
BET	X_m	5.530	4.768	5.184	4.223	4.964	3.983
	C	17.439	8.377	12.946	8.603	13.140	9.215
	R^2	0.993	0.958	0.999	0.977	0.999	0.984
	RMSE	1.370	1.821	0.584	1.184	0.558	1.487
	χ^2	0.062	0.019	-0.112	-0.007	-0.157	0.714
GAB	X_m	6.244	5.976	5.047	5.639	4.611	4.437
	C	7.965	1.329	15.757	3.136	24.054	5.905
	K	0.983	0.922	1.004	0.941	1.010	0.978
	R^2	0.995	0.969	0.999	0.979	0.999	0.985
	RMSE	1.168	1.562	0.560	1.127	0.322	0.900
	χ^2	-0.041	0.905	-0.113	0.290	-0.089	0.036

3. Pore characteristics

The variation in pore characteristics i.e., porosity, average pore size, pore size distribution, and specific surface area has significant effects on the mechanical, textural, and other quality characteristics of the dried foods (Karathanos, Anglea, & Karel, 1993). Influence of drying process on pore characteristics of durian powder is presented in Table 2. The freeze dried sample showed the highest specific surface area and pore volume followed by vacuum and then air dried flours. This may be the explanation of the higher hygroscopic behavior of freeze dried flour than vacuum and air dried flour as earlier reported. However, it was found from Table 2 that the average pore size of freeze dried flour was smaller than those of vacuum and hot air dried flours. Due to possessing greater pore volume but smaller pore size, freeze dried sample was likely to have more number of pore than the other two dried samples. This is probably because for freeze drying, with the drying temperature below or close to T_g, the material is in the glassy state. Shrinkage is thus negligible resulting in porous structure. In hot air drying, on the other hand, with drying temperature above T_g, the material is in the rubbery state, and substantial shrinkage occurs causing lower level of pore formation. In the case of vacuum drying, a puffing effect is provided due to lower environmental pressure, which counterbalances the pore pressure, thus allowing the formation of more pores, when compared to hot air drying (Rahman, 2001).

Table 2 Pore characteristics of durian flours dried by various processing

Sample	Specific surface area (m^2/g)	Specific pore volume (cc/g)	Average pore size (Å)
Freeze dried	5.593	17.63×10^{-3}	1.261×10^{2}
Vacuum dried	2.249	9.986×10^{-3}	1.776×10^{2}
Air dried	1.379	8.065×10^{-3}	2.340×10^{2}

Pore size distribution curves of durian flours prepared by the three drying methods are shown in Figs. 3-5.

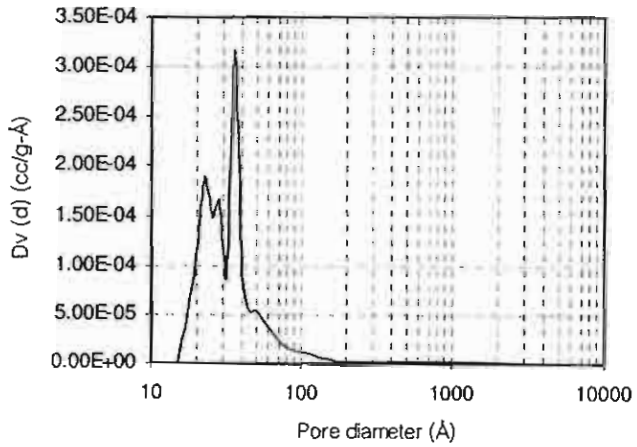


Fig 3. Pore size distribution of durian flours obtained by freeze drying

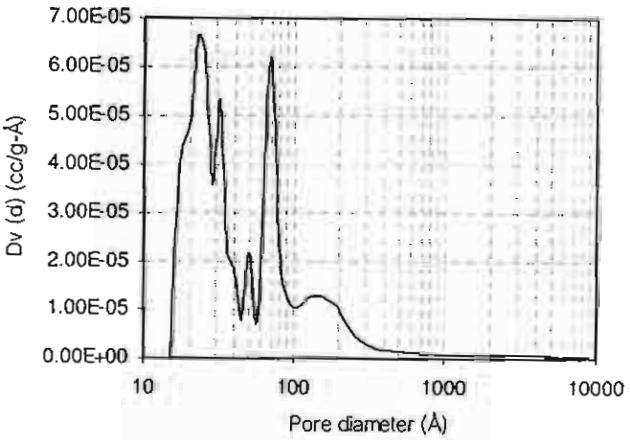


Fig 4. Pore size distribution of durian flours obtained by vacuum drying

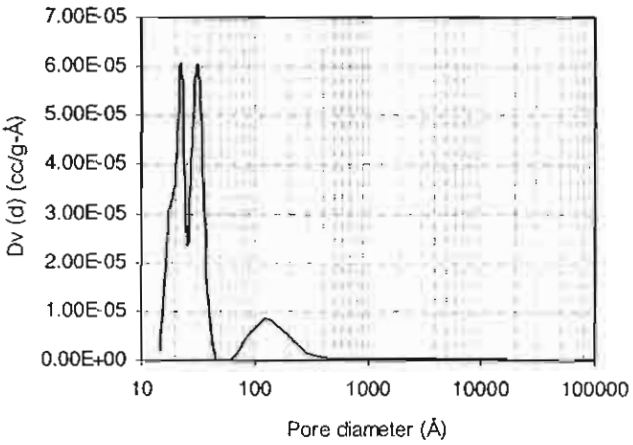


Fig 5. Pore size distribution of durian flours obtained by air drying

Completely different pore size distribution curves were observed for dried flour produced by different drying methods. Compared to vacuum and air drying, freeze drying provided the greater number of both micropore volume and mesopore volume of the product. Replacing air drying by vacuum drying resulted in significant increase of mesopore volume, while the micropore volume remained nearly the same.

Conclusions

Adsorption isotherms of durian flours obtained by freeze, vacuum and air drying were investigated. The isotherms can be adequately described by the GAB model. At high relative humidity, freeze dried sample was found to adsorb greater amount of moisture content than vacuum and air dried samples. The study of pores developed in the flour indicated that flour prepared by freeze drying had higher specific surface area and pore volume than the flour prepared by vacuum and air drying.

Acknowledgements

Acknowledgements are given to the Thailand Research Fund for financial support.

References

Al-Muhtaseb, A. H., McMinn, W. A. M. & Magee, T. R. A. (2004). Water sorption isotherms of starch powders part 1: mathematical description of experimental data. Journal of Food Engineering, 61, 297-307.

Brunauer, S., Emmett, P.H. & Teller, E. (1983). Adsorption of gases in mulitmolecular layers. Journal of the American Chemical Society seed, 60, 309-319.

Foster, K. D., Bronlund, J. E. & Paterson, A. H. J. (2005). The prediction of moisture sorption isotherms for dairy powders. International Dairy Journal, 15, 411-418.

Karathanos, V. T., Anglea, S. A. & Karel, M. (1993). Collapse of structure during drying of celery. Drying Technology, 11, 1005-1023.

Labuza, T. P. (1968). Sorption phenomena in foods. Journal of Food Technology, 22, 15-24.

Mazza, G. & Lemaguer, M. (1980). Dehydration of onion: some theoretical and practical consideration. Journal of Food Technology, 15, 181-194.

Medeiros, M. L., Bartolomeu Ayrosa, A. M. I., Moraes Pitombo, R. N. D. & Silva Lannes, S. C. D. (2006). Sorption isotherms of cocoa and cupuassu products. Journal of Food Engineering, 73, 402-406.

McLaughlin, C. P. & Magee, T. R. A. (1998). The determination of sorption isotherm and the isosteric heats of sorption for potatoes. Journal of Food Engineering, 35, 267-280.

Mohsenin, N. N. (1986). Physical properties of plant and animal materials, Gordon & Breach, New York.

Palipane, K. B. & Driscoll, R. H. (1992). Moisture sorption characteristics of in-shell macadamia nuts. Journal of Food Engineering, 18, 63-76.

Rahman, M. S. (2001). Towards prediction of porosity in foods during drying: a brief review. Drying Technology, 19, 3-15.

Spiess, W. E. L and Wolf, W. (1983). The results of the COST 90 project on water activity. In Physical properties of foods, Jowitt, R. et al. (Eds.), Applied Science Publishers, London, 65-91.

Teunou, E., & Vasseur, J. (1996). Time flow function: means to estimate water effect on dissoluble bulk materials flow. Powder Handing and Processing, 8, 111-116.

Tsami, E., Maroulis, Z. B., Marinos-Kouris, D. & Saravacos, G. D. (1990). Heat of sorption of water in dried fruits. International Journal of Food Science and Technology, 25, 350-359.

van den Berg, C. and Bruin, S. (1981). Water activity and its estimation in food systems: theoretical aspects. In Water activity: influences on food quality, Rockland, L. B. and Stewart, G. F. (Eds.), Academic Press, New York, 1-61.

van den Berg, C. (1986). Water activity. In concentration and drying of foods, MacCarthy, D. (Ed.), Elsevier Applied Science Publishers, New York, 11-36.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

Superheated Steam Pork Meat Drying

พลสันต์ วงษ์ศรี[1]*, ธนิต สวัสดิ์เสวี[2], สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3] และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2]
Pholsan Wongsri[1], Thanit Swasdsevi[2], Somkiat Prachayawarakon[3] and Somchart Soponronnarit[2]

ABSTRACT

Nowsday, instant food was very popular sine it was easy to consume but instant food in the local market was not enough nutrient especially the protein from meat. Since the objective of this research were to investigate drying kinetics and physical properties of pork meat with superheated steam at temperatures of 130-150°C. The sirloin pork meat was a malerial used for drying. It was cut parallel (longitudinal section) to the fiber direction. The physical properties of pork meat in case of untreated pork meat and salt treated pork meat (20g/kg NaCl) were also investigated. The initial moisture content of untreated pork meat was approximately 270-284% d.b. and that of salt treated pork meat (20g/kg NaCl) was approximately 245-257% d.b. The samples were dried until the final moisture content reached 11% d.b. was reached. The experimental results revealed that higher drying temperatures resulted in the faster decrease of moisture content and higher degree of shrinkage. Considering effect of salt treatment, it was observed that the treated samples were more reddish and shrinking than the untreated samples. However, the treated samples possessed the higher rehydration potential and hardness value than the untreated samples.

Key words: Hardness, Pork Meat, Rehydration, Shrinkage, Superheated Steam

บทคัดย่อ

ในปัจจุบันอาหารกึ่งสำเร็จรูปได้รับความนิยมอย่างแพร่หลายเนื่องจากมีความสะดวกในการบริโภค แต่อาหารกึ่งสำเร็จรูปที่มีขายในท้องตลาดยังมีคุณค่าทางอาหารไม่เพียงพอโดยเฉพาะโปรตีนจากเนื้อสัตว์ ดังนั้นงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งและสมบัติทางกายภาพของเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 130-150°C เพื่อนำไปประยุกต์ใช้กับอาหารกึ่งสำเร็จรูป โดยใช้เนื้อหมูสันนอก (Sirloin) ที่ทำการหั่นในทิศทางตามเส้นใย (Longitudinal Section)โดยทำการศึกษาเปรียบเทียบสมบัติทางกายภาพของเนื้อหมูในกรณีที่ไม่หมักเกลือและกรณีเนื้อหมูที่หมักเกลือ โดยเนื้อหมูในกรณีที่ไม่หมักเกลือมีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 270-284% d.b. และเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือมีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 245-257% d.b. ทำการอบแห้งเนื้อหมูจนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 11% d.b. จากผลการทดลองพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่า, เกิดการหดตัวมากกว่า และคืนตัวได้น้อยกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ

[1]นักศึกษา, [2]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ, [3]อาจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์,
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[1]Graduate student, [2]School of Energy and Materials, [3]Faculty of Engineering,King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid, Tungkru, Bangkok 10140 *Corresponding author. Tel.: 0-24708695 ext. 112; fax: 0-24708663; E-mail address: Pholsan_w@hotmail.com

และเมื่อพิจารณาเปรียบเทียบเนื้อหมูกรณีหมักเกลือกับกรณีไม่หมักเกลือพบว่า เนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่าเนื้อหมูที่หมักเกลือ ส่วนด้านคุณภาพพบว่าเนื้อหมูที่หมักเกลือจะมีสีแดงเข้มกว่า, มีการหดตัวมากกว่า, คืนตัวน้อยกว่า และมีค่าความแข็งที่น้อยกว่าเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือ
คำสำคัญ การหดตัว การคืนตัว ความแข็ง เนื้อหมู ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

คำนำ

ประเทศไทยเป็นประเทศที่มีศักยภาพในการเลี้ยงสุกร โดยในแต่ละปีจะเลี้ยงสุกรได้ประมาณ 7-8 ล้านตัว โดยแหล่งที่เลี้ยงสุกรหลักของประเทศอยู่ในเขตภาคกลางและภาคตะวันออก แถบราชบุรีนครปฐม ฉะเชิงเทรา และชลบุรี การเลี้ยงสุกรส่วนใหญ่เป็นการเลี้ยงเพื่อบริโภคภายในประเทศประมาณ 98-99% การส่งออกยังมีน้อยมาก และจำกัดอยู่ในแถบเอเชีย เช่น ฮ่องกง ทั้งที่ยังมีประเทศผู้นำเข้าที่สำคัญอีกหลายประเทศ เช่น ญี่ปุ่น รัสเซีย และสิงคโปร์ (กลุ่มสารสนเทศและข้อมูลสถิติ ศูนย์สารสนเทศ กรมปศุสัตว์, 2547) ในบางครั้งเนื้อสุกรที่ได้จากการผลิตอาจมีมากเกินความต้องการ ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีการแปรรูปเนื้อสุกรเพื่อเก็บรักษาด้วยวิธีการต่างๆ โดยการถนอมอาหารด้วยวิธีการอบแห้งเป็นวิธีหนึ่งที่ช่วยยืดระยะเวลาในการเก็บรักษาอาหาร ซึ่งในปัจจุบันความนิยมในการบริโภคอาหารแห้ง, อาหารกึ่งสำเร็จรูปภายในประเทศมีมากขึ้น การนำเนื้อสุกรมาแปรรูปโดยวิธีการอบแห้ง เพื่อนำไปใช้เป็นส่วนประกอบในอาหารทานเล่นหรืออาหารกึ่งสำเร็จรูป จึงสามารถเพิ่มคุณค่าให้กับเนื้อสุกรได้ อีกทั้งยังสามารถนำไปพัฒนาเพื่อใช้ในระดับอุตสาหกรรมได้

โปรตีนเป็นองค์ประกอบหลักของเนื้อสัตว์โดยส่วนประกอบทางเคมีของเนื้อสัตว์จะคล้ายคลึงกันกับส่วนประกอบของเนื้อเยื่อในร่างกายมนุษย์ ดังนั้นโปรตีนจากเนื้อสัตว์จึงถูกย่อยและถูกดูดซึมเอาไปใช้ในร่างกายได้ง่าย นอกจากเนื้อสัตว์จะมีโปรตีนที่มีคุณภาพสูงแล้วยังมีแร่ธาตุที่จำเป็นอยู่จำนวนมาก โปรตีนคุณภาพสูงเป็นสิ่งจำเป็นสำหรับมนุษย์ และต้องการเพื่อให้ร่างกายเจริญเติบโตได้อย่างเต็มศักยภาพ มีการพัฒนาสมองอย่างสมบูรณ์ (ชัยณรงค์ คันธพนิต, 2546) โดยโปรตีนส่วนใหญ่ที่มนุษย์ได้รับจะมาจากเนื้อสัตว์ซึ่งมีน้ำเป็นองค์ประกอบประมาณ 70-75 % ดังนั้นการจะเก็บรักษาเนื้อสัตว์ไว้ให้ได้ระยะเวลานานๆ จึงต้องทำการแปรรูป ซึ่งทำได้หลายวิธีและหนึ่งในนั้นได้แก่การให้ทำแห้งซึ่งมีจุดประสงค์เพื่อถนอมอาหารโดยคุณค่าทางอาหารยังคงเดิม อีกทั้งยังเป็นการเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์โดยการทำแห้งสามารถทำได้หลายวิธี เช่น การตากแห้งโดยใช้แสงแดดซึ่งต้องใช้ระยะเวลาค่อนข้างมาก และยังมีปัญหาทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์เนื่องจากฝุ่นและแมลง การทำให้แห้งโดยใช้เครื่องอบแห้งด้วยอากาศร้อนซึ่งสามารถลดระยะเวลาในการอบแห้งลง แต่เมื่อใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนสูงๆ จะทำให้คุณภาพบางประการของผลิตภัณฑ์สูญเสียไป ด้วยเหตุนี้จึงได้มีการนำเอาไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาใช้เป็นตัวกลางอบแห้งแทนอากาศร้อน (Mujumdar, 1995) และการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีข้อดีเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนหลายประการ (Wimmerstedt, 1994) เช่น ประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงเนื่องจากมีการนำความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอกลับมาใช้ใหม่ ไม่มีออกซิเจนในระบบทำให้ลดการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชั่น และมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสูงทำให้ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยลง จากเหตุผลดังกล่าวข้างต้น งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนพลศาสตร์ของการอบแห้งและสมบัติทางกายภาพของเนื้อหมูที่อบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิสูง

อุปกรณ์และวิธีการ

1. อุปกรณ์การทดลอง

Figure 1 แสดงระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก คือ 1) เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler) เพื่อผลิตไอน้ำที่ใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้ง 2) อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater) เพื่อทำให้ไออิ่มตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีขนาด 13.5 kW โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID ที่มีความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$ 3) ห้องอบแห้งแบบงวด

(Batch Dryer) ขนาด 30 x 30 x 10 cm^3 4) พัดลม (Blower) ชนิดแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลังขนาด 2.2 kW อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม โดยในการทดลอง ได้วัดอุณหภูมิภายในระบบและอุณหภูมิของเนื้อหมูโดยใช้ Thermocoupple Type K ต่อเข้ากับเครื่องวัดอุณหภูมิ Yokogawa รุ่น 437012 μR 1800 Recorder มีความถูกต้อง $\pm$ 1.5°C และการชั่งน้ำหนักตัวอย่างจะใช้เครื่องชั่ง Sartorius รุ่น CP 3202 S มีค่าความถูกต้อง $\pm$ 0.01 กรัม

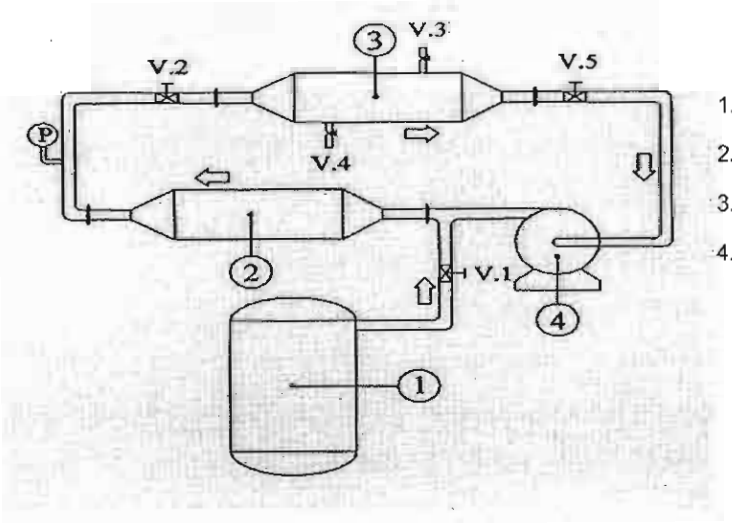


Figure 1 Schematics of superheated steam dryer system

2. การเตรียมตัวอย่าง

เนื้อหมูที่ใช้ทำการศึกษาจะใช้เฉพาะส่วนเนื้อสันนอก (Sirloin) โดยทำการแช่แข็งเนื้อหมูที่อุณหภูมิ -10°C เพื่อให้เนื้อหมูสามารถที่จะนำมาหั่นให้เป็นแผ่นได้ จากนั้นนำเนื้อหมูไปหั่นให้มีความหนาประมาณ 3 mm (หั่นเนื้อหมูตามเส้นใยกล้ามเนื้อ)โดยใช้เครื่องสไลด์เนื้อ SAVIOLI ประเทศอิตาลี Model 250 S หลังจากนั้นตัดตัวอย่างให้มีขนาด 3 x 3 cm แล้วนำเนื้อหมูไปหมักเกลือ โดยใช้สัดส่วนของเกลือ 2% โดยมวลของเนื้อหมู จากนั้นนำตัวอย่างไปแช่เย็นที่อุณหภูมิ 4°C เป็นเวลา 20 นาที ก่อนทำการอบแห้งสำหรับความชื้นของตัวอย่างหาได้จากการนำตัวอย่างอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C จนน้ำหนักคงที่

3. กระบวนการอบแห้ง

ทำการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในกรณีหมักเกลือและไม่หมักเกลือที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C โดยใช้เนื้อหมูสันนอก (Sirloin) ที่ทำการหั่นในทิศทางตามเส้นใย (Longitudinal Section) โดยเนื้อหมูในกรณีที่ไม่หมักเกลือมีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 270-284% d.b. และเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือมีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 245-257% d.b. อบแห้งจนเหลือความความชื้นสุดประมาณ 11% d.b. ในทั้ง 2 กรณี หลังจากนั้นนำผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งไปทดสอบคุณภาพดังนี้ คุณภาพด้านสี, การหดตัว, การคืนตัว และความแข็ง

4. การทดสอบคุณภาพด้านสี

คุณภาพด้านสีของเนื้อหมูหลังการอบแห้งทำการวัดโดยเครื่องวัดสีอาหาร MINOLTA รุ่น CR 400 และวัดค่าสีของตัวอย่างโดยใช้ระบบ Hunter ซึ่งแสดงในเทอมของตัวแปร L, a และ b โดยค่า L (lightness Parameter) แสดงค่าความสว่าง ค่า a (Redness Parameter) แสดงค่าสีแดงและสีเขียว และค่า b (Yellowness Parameter) แสดงค่าสีเหลืองและสีน้ำเงิน โดยเครื่องวัดสีจะปรับความถูกต้องก่อนการวัดด้วยแผ่นสีขาวมาตรฐานก่อนทำการทดลองทุกครั้ง

5. การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัว

การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของเนื้อหมู จะใช้วิธีการแทนที่ปริมาตรของเนื้อหมูในของเหลว โดยของเหลวที่ใช้ทดสอบคือ n-heptane [$CH_3(CH_2)_5CH_3$] โดยคำนวณหาค่าจากสมการ (Maskan, 2001)

$$\%\,\text{Shrinkage} = \frac{V_0 - V}{V_0} \times 100 \quad (1)$$

เมื่อ V_0, V คือ ปริมาตรของเนื้อหมูก่อนและหลังการอบแห้ง ตามลำดับ (m^3)

6. การทดสอบคุณภาพด้านการคืนตัว

การทดสอบคุณภาพด้านการคืนตัว ใช้วิธีการคืนตัวในน้ำร้อนที่อุณหภูมิประมาณ 90°C เป็นเวลา 15 นาที และใช้เครื่องชั่ง Sartorius รุ่น CP3202s ค่าความถูกต้อง ±0.01 กรัม โดยคำนวณหาค่าจากสมการดังนี้ (Maskan, 2001)

$$\text{Rehydration} = \frac{W_t - W_d}{W_d} \times 100 \quad (2)$$

เมื่อ W_d, W_t คือ มวลเนื้อหมูแห้งและมวลเนื้อหมูที่คืนตัวที่เวลาใดๆ ตามลำดับ (g)

7. การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์

การทดสอบเนื้อสัมผัสของเนื้อหมูหลังการอบแห้งจะทำการวัดโดยใช้ Texture Analyser รุ่น TA.XT 2 Verion 5.15 ค่าความถูกต้อง ± 0.001 N โดยจะทำการทดสอบในลักษณะของแรงกด ซึ่งหัวกดที่ใช้ทดสอบมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 mm และความเร็วในการกด 1 mm/s ใช้ร่วมกับชุดโปรแกรม XT.RA Dimension Version ซึ่งจะอ่านค่าเป็นค่าของยอด peak หน่วยเป็นนิวตัน

ผลและวิจารณ์

1. ผลของอุณหภูมิตัวกลางต่ออัตราการลดความชื้น

ผลการอบแห้งเนื้อหมูทั้งในกรณีไม่หมักเกลือและกรณีหมักเกลือด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 130,140 และ 150°C แสดงใน Figure 2 จากการทดลองพบว่าการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกรณีไม่หมักเกลือที่อุณหภูมิ 130,140 และ 150°C จากความชื้นเริ่มต้น 270-284% d.b. จนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 11% d.b. จะใช้เวลาในการอบแห้ง 52,

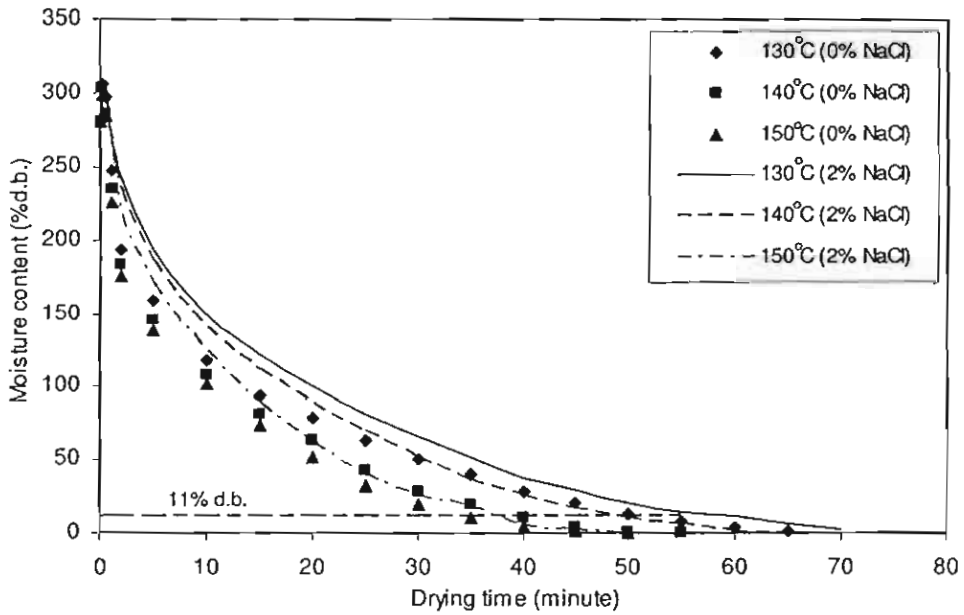


Figure 2 Comparison the effect of medium temperature and decreased moisture content of salt treated pork and untreated pork

40 และ 34 นาที ตามลำดับ และการอบแห้งเนื้อหมูกรณีหมักเกลือที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C จากความชื้นเริ่มต้น 245-257% d.b. จนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 11% d.b. จะใช้เวลาในการอบแห้ง 62, 50 และ 38 นาที ตามลำดับ สังเกตได้ว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นของเนื้อหมูในการอบแห้งได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงมีผลต่างของอุณหภูมิระหว่างไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับผลิตภัณฑ์มีค่าสูงกว่า ทำให้สามารถถ่ายเทความร้อนจากตัวกลางไปยังผลิตภัณฑ์ได้มากกว่าจึงสามารถระเหยน้ำได้ดีกว่า ส่งผลให้ระยะเวลาในการอบแห้งของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิสูงใช้ระยะเวลาในการอบแห้งน้อยกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิต่ำ จากผลการทดลองเปรียบเทียบระหว่างการอบแห้งเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือกับเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือที่อุณหภูมิเดียวกัน ดังแสดงใน Figure 2 พบว่าการอบแห้งเนื้อหมูที่ไม่ได้หมักเกลือสามารถลดความชื้นได้รวดเร็วกว่าเนื้อหมูที่หมักเกลืออย่างเห็นได้ชัดในการอบแห้งที่ทุกอุณหภูมิ โดยที่ความชื้นเริ่มต้นของเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือสูงกว่าความชื้นเริ่มต้นของเนื้อหมูกรณีหมักเกลือ ซึ่งสาเหตุที่ความชื้นเริ่มต้นของเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือมีค่าน้อยกว่าเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือนั้น เนื่องจากเมื่อทำการหมักเกลือแล้วเกลือจะแทรกซึมเข้าไปในเนื้อหมูและทำให้เกิดการดึงน้ำออกมาที่บริเวณผิวของเนื้อหมูได้ตามหลักการของ Osmosis Pressure และเกลือก็ยังไปละลายโปรตีนเส้นใยย่อย (Myofibrilar protein) (Verbeken, et al. 2005) ซึ่งเป็นโปรตีนที่สามารถละลายได้ในน้ำเกลือ (Salt-Soluble Meat Proteins) และเมื่อโปรตีนถูกทำละลายโดยน้ำเกลือโปรตีนก็จะแปลงสภาพ (Denature) กลายเป็นเจลและไปเคลือบอยู่รอบๆ เส้นใยกล้ามเนื้อ ซึ่งจะทำให้น้ำระเหยได้ยากขึ้นเป็นผลให้เมื่อทำการอบแห้งเนื้อหมูที่หมักเกลือจะมีอัตราการลดความชื้นที่น้อยกว่าการอบแห้งเนื้อหมูที่ไม่ได้หมักเกลือ

2. ผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเนื้อหมู

จากผลการทดลองการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกรณีหมักเกลือและไม่หมักเกลือที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C เมื่อทำการเปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเนื้อหมู ดังแสดงใน Figure 3 พบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งนั้นอุณหภูมิของเนื้อหมูจะเพิ่มสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว เนื่องเกิดการควบแน่นของไอน้ำ และไอน้ำจะคายความร้อนให้กับเนื้อหมู ทำให้อุณหภูมิของเนื้อหมูสูงขึ้นอย่างรวดเร็วจนถึงอุณหภูมิประมาณ 100°C ซึ่งเป็นอุณหภูมิจุดเดือดของน้ำ ส่งผลให้อัตราส่วนความชื้นในช่วงแรกของการอบแห้งลดลงอย่างรวดเร็ว ต่อจากนั้นอุณหภูมิของเนื้อหมูจะมีอัตราการเพิ่มที่ลดลง เนื่องจากน้ำที่อยู่ภายในเนื้อหมูได้รับความร้อนแฝงในการเปลี่ยนสถานะให้กลายเป็นไอ และหลังจากนั้นอุณหภูมิของเนื้อหมูจะค่อยๆ เพิ่มขึ้นอีกครั้งจนกระทั่งอุณหภูมิในเนื้อหมูมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการอบแห้งและจาก Figure 3

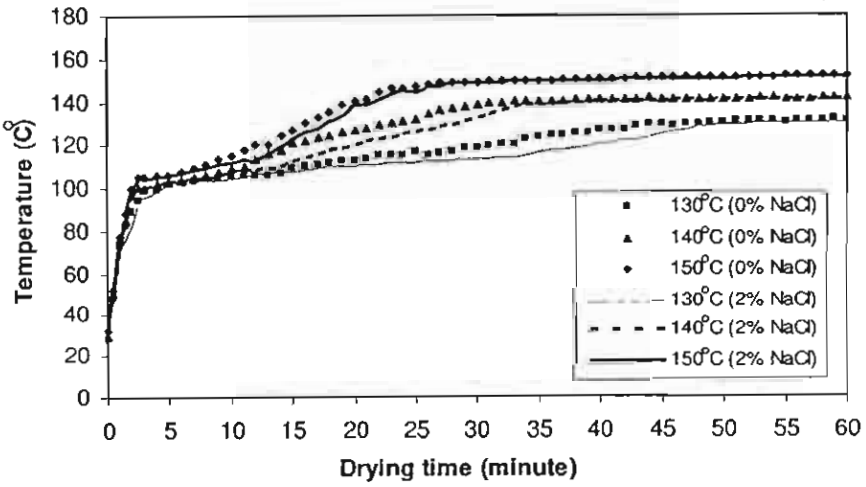


Figure 3 Effect of salt on pork temperature at various temperatures (initial moisture content 270-284% d.b. for untreated and 245-257% d.b. for salt treated pork)

ก็จะสังเกตได้ว่าช่วงต้นของการอบแห้งทั้งที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C อุณหภูมิของเนื้อหมูจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วใกล้เคียงกันและจะคงที่อยู่ช่วงเวลาหนึ่งแต่ที่อุณหภูมิ 150°C อุณหภูมิของเนื้อหมูจะเพิ่มขึ้นเร็วกว่า เนื่องจากเกิดการควบแน่นที่ผิวของเนื้อหมูน้อยกว่าจึงทำให้ระเหยน้ำที่บริเวณผิวได้เร็วกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C และอุณหภูมิของเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือจะมีอุณหภูมิต่ำกว่าเนื้อหมูกรณีที่ไม่หมักเกลือ

3. สัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล

จากผลการทดลองการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ดังแสดงใน Figure 2 สามารถนำมาหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่อบแห้งด้วยไอน้ำยวดยิ่งที่อุณหภูมิต่าง ๆ โดยการนำค่าอัตราส่วนความชื้น, อุณหภูมิและเวลาในทุกกรณีมาฟิตสมการ โดยสมการที่ใช้จะเป็นการแทนสมการที่ 3 (สมการค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลในรูปแบบของ Arrhenius) ลงในสมการที่ 4 (สมการอัตราส่วนความชื้นแบบแผ่นกว้างมาก (1-D Slab Model)) จากนั้นทำการฟิตสมการโดยใช้วิธี Quasi – Newton จะได้ค่าคงที่ D_0 และE_a ดัง Table 1

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลในรูปแบบของ Arrhenius

$$D_{eff} = D_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \tag{3}$$

สมการอัตราส่วนความชื้นแบบแผ่นกว้างมาก (1-D Slab Model)

$$MR = \frac{8}{\pi^2}\sum_{m=0}^{\infty}\left(\frac{1}{(2m+1)^2}\exp\left[-(2m+1)^2\pi^2\frac{Dt}{L^2}\right]\right) \tag{4}$$

Table 1 The constant of diffusion coefficient for pork drying

Medium	Treatment	D_0 ($\times 10^{-5}$ m^2/min)	E_a (kJ/kmol)	R^2 (%)
Superheated steam	Untreated pork	2.6	25,449.91	99.31
	Salt treated pork	7.5	30,218.42	99.78

จากนั้นนำค่าคงที่ D_0 และ E_a กับค่าอุณหภูมิอบแห้งแทนลงในสมการในรูปแบบของ Arrhenius (Crank, 1975) ก็จะได้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล ดัง Table 2

Table 2 The effective diffusion coefficient of pork drying at various temperatures

Medium	Treatment	Temperature (°C)	D_{eff} ($\times 10^{-9}$ m^2/min), (Exp)	D_{eff} ($\times 10^{-9}$ m^2/min), (Arrhenius)
Superheated steam	Untreated pork	130	12.31	13.06
		140	16.42	15.70
		150	18.44	18.71
	Salt treated pork	130	9.23	9.08
		140	10.74	11.29
		150	14.28	13.91

จาก Table 2 พบว่าเมื่ออุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูมีค่ามากขึ้นตามลำดับซึ่งสอดคล้องกับการอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (ณรงค์ อึ้งกิมบ้วน, 2544) เมื่อเปรียบเทียบผลของการหมักเกลือต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่อบแห้งด้วยไอน้ำยวดยิ่ง จะ

พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือมีค่ามากกว่าเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองเปรียบเทียบอัตราการลดความชื้นของการอบแห้งเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือและหมักเกลือที่อุณหภูมิต่างๆ

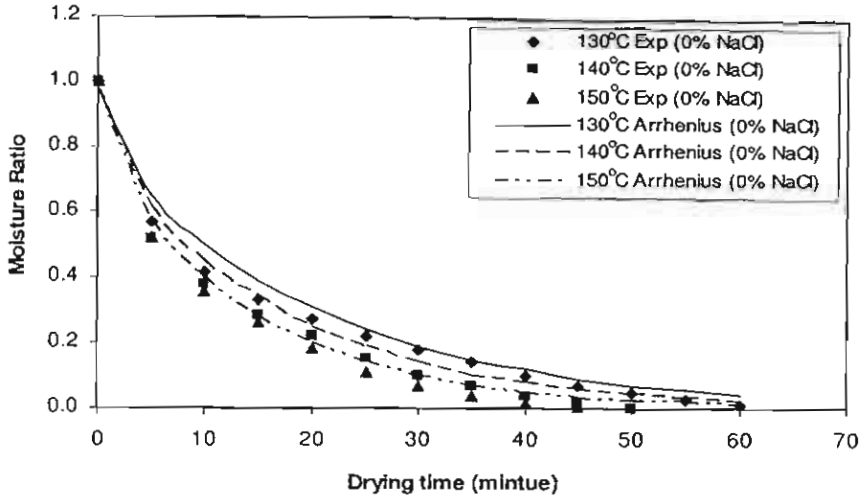


Figure 4 Comparison of decreased moisture ratio for salt treated pork and untreated pork at various temperatures

โดยเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือจะมีอัตราการลดความชื้นมากกว่าเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือ ดังแสดงใน Figure 1 นอกจากนี้จาก Figure 4 จะเห็นได้ว่าสมการของ Arrhenius สามารถอธิบายการเปลี่ยนแปลงของค่าอัตราส่วนการลดความชื้นเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือได้ค่อนข้างดี ซึ่งในกรณีของเนื้อหมูหมักเกลือกราฟที่ได้จากสมการ Arrhenius จะสอดคล้องกับผลการทดลองและมีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกัน

4. คุณภาพด้านสี

จากผลการทดสอบคุณภาพด้านสี ดัง Table 3 พบว่าเมื่ออบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิต่ำทั้งในกรณีเนื้อหมูหมักเกลือและไม่หมักเกลือ จะให้ค่า Lightness (L) ซึ่งแสดงค่าความสว่างเพิ่มสูงขึ้นมากกว่าการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิสูงอยู่เล็กน้อย ทั้งนี้สาเหตุที่ทำการอบที่อุณหภูมิต่ำกว่าให้ค่าความสว่าง (Lightness) มากกว่าเนื่องจากการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิสูงจะทำให้เกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาล (Maillard Browning) มากกว่าทำให้สีของเนื้อหมูมีสีน้ำตาลคล้ำมากกว่า ส่วนค่าสีแดง Redness (a) จะมีค่ามากขึ้นเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งที่อุณหภูมิสูงซึ่งเมื่อวิเคราะห์ค่าทางสถิติพบว่าค่าสีแดง Redness (a) มีความต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ ส่วนค่าสีเหลือง Yellowness (b) พบว่าในกรณีที่อุณหภูมิตัวกลางสูงขึ้นจะมีค่า

Table 3 The results color test for drying pork

Drying Temperature (°C)	Colour		
	L	a	b
130°C Untreated pork	35.71 ± 0.59^{c}	9.58 ± 0.67^{a}	19.45 ± 0.90^{a}
140°C Untreated pork	35.42 ± 1.04^{bc}	10.29 ± 0.78^{a}	19.52 ± 1.81^{a}
150°C Untreated pork	34.93 ± 1.10^{b}	12.40 ± 0.79^{c}	19.55 ± 1.27^{a}
130°C Salt treated pork	33.07 ± 0.81^{a}	11.47 ± 1.22^{b}	18.72 ± 1.19^{a}
140°C Salt treated pork	32.83 ± 1.16^{a}	12.98 ± 1.77^{c}	18.70 ± 1.03^{a}
150°C Salt treated pork	32.78 ± 0.84^{a}	14.21 ± 1.01^{d}	18.78 ± 2.24^{a}

Different letters (a,b,c,d) following number in the same column indicate significant differences between means $p<0.05$)

แตกต่างกับการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำน้อยมาก ซึ่งเมื่อนำมาวิเคราะห์ค่าทางสถิติพบว่าไม่มีความแตกต่าง และเมื่อเปรียบเทียบค่าความสว่าง Lightness (L), ค่าสีแดง Redness (a) และค่าสีเหลือง Yellowness (b) ระหว่างการอบแห้งเนื้อหมูที่หมักเกลือกับเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือ พบว่าเนื้อหมูกรณีหมักเกลือจะมีค่าความสว่าง Lightness (L) น้อยกว่า และมีค่าสีแดงมากกว่าเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือในทุกอุณหภูมิการอบแห้ง ทั้งนี้สาเหตุหนึ่งเนื่องจากการอบแห้งเนื้อหมูกรณีหมักเกลือจะใช้เวลาอบแห้งมากกว่าจึงทำให้เกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาล (Maillard Browning) มากกว่าเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือ ส่วนค่าสีเหลือง Yellowness (b) พบว่าไม่มีความแตกต่างกัน

5. คุณภาพด้านการหดตัว

จากผลการทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของเนื้อหมูหลังการอบแห้งทั้งกรณีหมักเกลือและไม่หมักเกลือ ดัง Table 4 ซึ่งผลการทดสอบที่ได้จะมีแนวโน้มเหมือนกันคือ ผลของอุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงกว่าจะทำให้เนื้อหมูหลังการอบแห้งจะเกิดการหดตัวมากกว่าเนื้อหมูหลังการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำเล็กน้อย เนื่องจากการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิสูงจะทำให้โปรตีนเกิดการจับตัวกันแน่นกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ และเมื่อทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบค่าทางสถิติพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 150°C จะเกิดการหดตัวมากกว่า 130 และ 140°C อย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ แต่เมื่อทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบค่าทางสถิติของการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 กับ 140°C พบว่าการหดตัวไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ และจากการเปรียบเทียบการหดตัวของเนื้อหมูหลังการอบแห้งระหว่างเนื้อหมูที่หมักเกลือกับเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือ พบว่าเนื้อหมูที่หมักเกลือจะเกิดการหดตัวมากกว่าเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือในทุกอุณหภูมิอบแห้ง สาเหตุที่เนื้อหมูหมักเกลือเกิดการหดตัวมากกว่าอาจเป็นเพราะใช้เวลาอบแห้งมากกว่า

Table 4 The results of Shrinkage for drying pork at various temperatures

Drying Temperature (°C)	% Shrinkage
130°C Untreated pork	61.40± 0.55 ^{a}
140°C Untreated pork	61.96± 0.46 ^{ab}
150°C Untreated pork	63.11± 0.68 ^{c}
130°C Salt treated pork	62.53± 0.84 ^{bc}
140°C Salt treated pork	63.39± 1.7 ^{c}
150°C Salt treated pork	65.06± 0.91 ^{d}

Different letters (a,b,c,d) following number in the same column indicate significant differences between means $p<0.05$)

6. คุณภาพด้านการคืนตัว

จากผลการทดสอบคุณภาพด้านการคืนตัวของเนื้อหมูหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งทั้งกรณีหมักเกลือและไม่หมักเกลือ ดัง Table 5 ซึ่งผลการทดสอบที่ได้จะมีแนวโน้มเหมือนกันคือเนื้อหมูหลังการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำจะสามารถคืนตัวได้มากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง เนื่องจากการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิสูงจะทำให้โปรตีนจับตัวกันแน่นกว่า (ชัยณรงค์ คันธพนิต, 2546) และหดตัวมากกว่าการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิต่ำ ทำให้มีช่องว่างระหว่างเส้นใยกล้ามเนื้อน้อยจึงทำให้น้ำแทรกซึมเข้าไปในเนื้อหมูได้ยากกว่าการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิต่ำ จึงเป็นเหตุให้ค่าการคืนตัวของการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิสูงมีค่าน้อยกว่าที่อุณหภูมิต่ำ และเมื่อนำค่าการคืนตัวที่ได้ไปวิเคราะห์เปรียบเทียบทางสถิติพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 150°C จะเกิดการคืนตัวน้อยกว่า 130 และ 140°C อย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ แต่เมื่อทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบค่าทางสถิติของการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 กับ 140°C พบว่าการคืนตัวไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ และจากการเปรียบเทียบค่าการคืนตัวของเนื้อหมูหลังการอบแห้งระหว่างเนื้อหมูที่หมักเกลือกับเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือ พบว่าที่

อุณหภูมิ 130 และ 140°C เนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือจะสามารถคืนตัวได้มากกว่าเนื้อหมูที่หมักเกลืออย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ เนื่องจากการอบแห้งเนื้อหมูที่หมักเกลือจะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งมากกว่า จึงเกิดการหดตัวมากกว่าทำให้มีช่องว่างระหว่างเส้นใยที่จะสามารถให้น้ำแทรกซึมเข้าไปได้น้อย จึงทำให้สามารถคืนตัวได้น้อย แต่ที่อุณหภูมิ 150°C พบว่าเนื้อหมูในกรณีหมักเกลือและไม่หมักเกลือการคืนตัวไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งอาจเป็นเพราะว่าโปรตีนเสียสภาพ (Denature) ค่อนข้างมาก จึงทำให้ความสามารถในการดูดน้ำกลับคืนมีค่าน้อย

Table 5 The results of Rehydration for drying pork at various temperatures

Drying Temperature (°C)	% Rehydration
130°C Untreated pork	64.24 ± 0.76^{d}
140°C Untreated pork	63.04 ± 0.66^{cd}
150°C Untreated pork	57.46 ± 0.73^{a}
130°C Salt treated pork	62.04 ± 0.82^{b}
140°C Salt treated pork	61.52 ± 0.57^{b}
150°C Salt treated pork	56.79 ± 0.48^{a}

Different letters (a,b,c,d) following number in the same column indicate significant differences between means $p<0.05$)

7. คุณภาพด้านเนื้อสัมผัส

ผลการทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของเนื้อหมูหลังการอบแห้งทั้งกรณีหมักเกลือและไม่หมักเกลือ ดัง Table 6 พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะทำให้เนื้อหมูหลังการอบแห้งจะมีความแข็งมากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากการอบแห้งเนื้อหมูที่อุณหภูมิสูงจะทำให้โปรตีนเกิดการจับตัวกันแน่นกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำเล็กน้อย แต่อย่างไรก็ตามเมื่อทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบค่าทางสถิติของการอบแห้งเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือปรากฏว่า ที่อุณหภูมิ 150°C จะมีค่าความแข็งมากกว่า 130°C อย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ แต่เมื่อเปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิของตัวกลาง 130 กับ 140°C และ 140 กับ 150°C ค่าความแข็งของเนื้อหมูหลังการอบแห้งไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งอาจจะเป็นเพราะว่าอุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งแตกต่างกันน้อยเกินไป และเมื่อเปรียบเทียบผลของเกลือต่อความแข็งของเนื้อหมูพบว่าเนื้อหมูกรณีหมักเกลือจะมีความแข็งน้อยกว่า เนื่องจากเนื้อหมูที่หมักเกลือนั้นเกลือจะไปละลายโปรตีนเส้นใยย่อย (Myofibrilar protein) ซึ่งทำให้แรงยึดเหนี่ยวระหว่างโมเลกุลของโปรตีนลดน้อยลง

Table 6 The results of texture test of pork

Drying Temperature (°C)	Hardness (N)
130°C Untreated pork	47.33 ± 11.11^{ab}
140°C Untreated pork	59.4 ± 12.61^{bc}
150°C Untreated pork	68.26 ± 7.23^{c}
130°C Salt treated pork	30.1 ± 13.53^{a}
140°C Salt treated pork	30.7 ± 5.82^{a}
150°C Salt treated pork	38.3 ± 7.44^{a}

Different letters (a,b,c,d) following number in the same column indicate significant differences between means $p<0.05$)

สรุป

จากผลการทดลองอบแห้งที่อุณหภูมิ130, 140 และ150°C พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่า, มีสีแดงเข้มกว่า, เกิดการหดตัวมากกว่า, คืนตัวได้น้อยกว่า และมีค่าความแข็งที่มากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ และเมื่อพิจารณาเปรียบเทียบเนื้อหมูกรณีหมักเกลือกับกรณีไม่หมักเกลือพบว่า เนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่า ส่วนคุณภาพด้านต่าง ๆ นั้นพบว่าเนื้อหมูที่หมักเกลือจะมีสีแดงเข้มกว่า, มีการหดตัวมากกว่า, คืนตัวได้น้อยกว่า และมีค่าความแข็งที่น้อยกว่าเนื้อหมูกรณีไม่หมักเกลือ และพบว่าเมื่ออุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งสูงขึ้นจะส่งผลให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูมีค่ามากขึ้นตามลำดับ เมื่อเปรียบเทียบผลของการหมักเกลือต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่อบแห้งด้วยไอน้ำยวดยิ่ง จะพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อหมูที่ไม่หมักเกลือมีค่ามากกว่าเนื้อหมูกรณีที่หมักเกลือ

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย และขอขอบคุณภาควิชาเทคโนโลยีหลังการเก็บเกี่ยว คณะทรัพยากรชีวภาพและเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์เครื่องวัดสีและเครื่องทดสอบความแข็งจนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

กลุ่มสารสนเทศและข้อมูลสถิติ. ศูนย์สารสนเทศ. กรมปศุสัตว์. 2547.

ชัยณรงค์ คันธพนิต. 2546. วิทยาศาสตร์เนื้อสัตว์. ภาควิชาสัตวบาล คณะเกษตร. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์. 544 น.

ณรงค์ อึ้งกิมป้วน. 2544. การอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน. คณะพลังงานและวัสดุ. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 42 น.

Crank, J., 1975, The Mathematics of Diffusion, 2nd ed., J. W. Arrowsmith LTD. Bristol, England, 44-68.

Maskan, M. (2001) Drying, Shrinkage and Rehydration Characteristics of Kiwifruits during Hot Air and Microwave Drying, *Journal of Food Engineering*, Vol. 48,177-182.

Mujumdar, A.S. (1995) Superheated steam drying. Handbook of industrial. 2nd edition Vol. 2. Macel Dekker Inc.

Verbeken, D., Neirinck, N., Ven Der Meeren, P., Dewettinck K. (2005) Influence of K-carrageenan on the thermal gelation of salt-soluble meat proteins, *Meat Science*, Vol 70, 161-166.

Wimmerstedt, R. (1994) steam drying history and future, Drying'94, Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94) Vol. A. Australia, 191-213.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

ผลของการพรีทรีทเมนต์ที่มีต่อจลนพลศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพของกล้วยแผ่น

Effect of Pretreatment on Drying Kinetics and Quality of Banana Slices

นภาภรณ์ พลายโถ[1],สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2],วารุณี เตีย[3], สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
Napaporn Plytho[1], Somkiat Prachayawarakorn[2] , Warunee Tia[3] and Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

Banana when exposed to the air is very sensitive to the enzymatic browning reaction. This browning can be limited by physical or chemical treatments. The objective of this research is to study the effect of pretreatment methods i.e. blanching, dipping in sodium metabisulfite solution and ascorbic solution, on drying kinetics and quality attributes of dried banana slices. Cavendish with a mature ripe stage of 5 containing 20-25%brix was peeled and sliced into approximately 3 mm thickness with the initial moisture content, before pretreatment, 250-300 %d.b. The treated banana samples were dried to the final moisture content was 4 %d.b. using the temperatures of 110 – 140^{o}C. The experiment revealed that the sulfite treated slices dried at lower temperature of 120^{o}C had the lowest drying rate, as compared to the other treatments. At elevated temperature, on the contrary, drying rate of the blanched slices became lowest. Crust formation resulted in relatively less shrinkage of banana slices dried at high temperature than that dried at the low temperature. The blanched sample after drying was the thinnest size. The pretreatment and drying temperature were insignificantly affected on the hardness and number of peaks ($p<0.05$). To avoid the brown pigment formation, two-stage drying, high drying temperature at the first stage followed with low temperature drying, should be applied.
Key words: Banana slices, Enzymatic browning reaction, Pretreatment, Quality

บทคัดย่อ

กล้วยเมื่อสัมผัสอากาศจะเกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาลที่เร่งด้วยเอนไซม์ได้อย่างรวดเร็ว ปฏิกิริยานี้สามารถควบคุมได้ด้วยการพรีทรีทเมนต์ทางกายภาพและทางเคมี วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือเพื่อทำการศึกษาผลของการพรีทรีทเมนต์ เช่น การลวก การแช่ในสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์และการแช่ในสารละลายกรดแอสคอร์บิคที่มีต่อจลนพลศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพของกล้วยแผ่นโดยใช้กล้วยหอมทองระยะสุกที่ 5 ความหวาน 20-25 %brix หั่นตามขวางหนา 3 mm ความชื้นเริ่มต้นของกล้วยแผ่นก่อนการพรีทรีทเมนต์มีค่า 250-300 %d.b. ทำการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 110-140 ^{o}C จนได้ความชื้นสุดท้ายประมาณ 4 %d.b. จากการทดลองพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำกว่า 120^{o}C กล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์มีอัตราการอบแห้งต่ำที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีอื่น และการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงขึ้นกล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยการลวกมีอัตราการอบแห้งต่ำที่สุด กล้วยแผ่นที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงเกิดการหดตัวน้อยกว่าที่อุณหภูมิต่ำ กล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกหลังการอบแห้งมีความบางมากที่สุด การพรีทรีทเมนต์และอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งส่งผลต่อความแข็งและจำนวนยอดอย่างไม่มีนัยสำคัญ ($p<0.05$) เพื่อเป็นการหลีกเลี่ยงการเกิดสีน้ำตาลสามารถใช้วิธีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนโดยช่วงแรกอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงแล้วตามด้วยการอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำในช่วงที่สอง
คำสำคัญ : กล้วยแผ่น, การพรีทรีทเมนต์, คุณภาพ, ปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลที่เร่งด้วยเอนไซม์

[1]นักศึกษา [2]รองศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ [3]รองศาสตราจารย์ [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[1]Graduated student, [2]Associate Professor, Faculty of Engineering, [3]Assistant Professor, [4]Professor, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid, Tungkru, Bangkok 10140

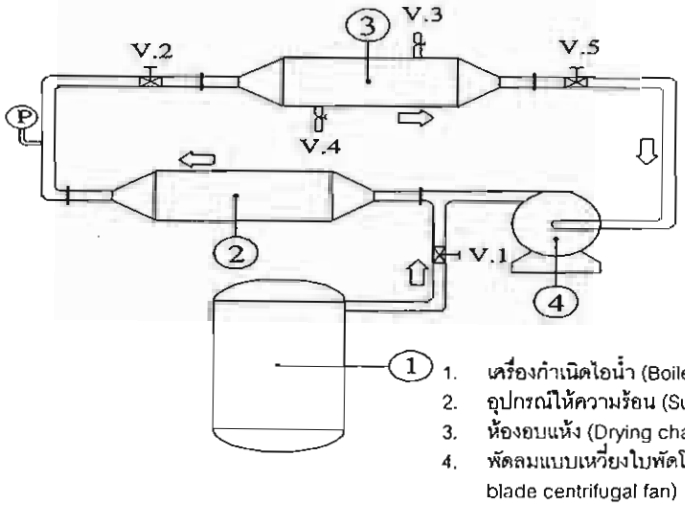
คำนำ

กล้วยเป็นพืชที่เน่าเสียได้ง่ายจึงควรนำกล้วยมาแปรรูปเพื่อให้สามารถเก็บรักษาได้นานขึ้นนอกจากนี้ยังเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับกล้วยได้อีกด้วย การแปรรูปกล้วยที่สำคัญได้แก่ การทำเป็นอาหารเหลวหรือพิวรี (puree) กล้วยอบ กล้วยตาก กล้วยฉาบ กล้วยกวนและกล้วยแผ่น กล้วยแผ่นที่มีขายตามท้องตลาดในปัจจุบันนี้นิยมใช้กล้วยดิบมาทำการแปรรูปโดยการทอดในน้ำมัน กล้วยแผ่นที่ได้จะไม่มีกลิ่นหอมและรสหวานของกล้วย มักจะมีสีเข้ม สีไม่สม่ำเสมอ และเมื่อเก็บไว้นาน ๆ กล้วยแผ่นอาจเกิดกลิ่นหืนเนื่องจากปฏิกิริยาออกซิเดชันของไขมันกับออกซิเจน ซึ่งสามารถป้องกันการเกิดกลิ่นหืนของกล้วยแผ่นได้ด้วยการเปลี่ยนวิธีการแปรรูปเป็นการอบแห้งและเนื่องจากกล้วยเป็นผลไม้ที่ไวต่อปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลที่เร่งด้วยเอนไซม์ซึ่งปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อเนื้อเยื่อสัมผัสกับอากาศ ปฏิกิริยานี้สามารถควบคุมหรือยับยั้งได้ด้วยการพรีทรีทเมนต์ซึ่งสามารถทำได้หลายวิธีด้วยกัน เช่น การให้ความร้อนเพื่อยับยั้งกิจกรรมของเอนไซม์ PPO (Martinez และ Whitaker,1995) การลวกด้วยน้ำร้อนหรือไอน้ำ (Levi และคณะ,1980 , Beveridge และ Weintraub ,1995) การใช้สารเคมีต่างๆ เช่น กรดซิตริก กรดแอสคอร์บิค อิริทอร์บิก ฟูมาริกเพื่อปรับ pH ให้เป็น 4 หรือต่ำกว่า การใช้สารประกอบซัลไฟต์ (Demirel และ Turhan ,2003 , Torsresakul และ Siriwongwilaichat ,1997, Chan และ Cavaletto,1978) การพรีทรีทเมนต์ที่นิยมใช้กันมากในอุตสาหกรรมแปรรูปผักและผลไม้คือการใช้สารประกอบซัลไฟต์ แต่การบริโภคสารประกอบซัลไฟต์ในปริมาณที่มากเกินไปก่อให้เกิดอันตรายต่อผู้บริโภคจึงควรที่จะหลีกเลี่ยงการใช้สารนี้ จากงานวิจัยมากมายที่ผ่านมาได้มีการศึกษาเกี่ยวกับการควบคุมหรือยับยั้งปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลที่เร่งด้วยเอนไซม์ด้วยการพรีทรีทเมนต์ก่อนการอบแห้ง ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของการพรีทรีทเมนต์โดยการลวก การแช่ในสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์ และการแช่ในสารละลายกรดแอสคอร์บิคที่มีต่ออัตราการอบแห้งและคุณภาพของกล้วยแผ่น เช่น สี การหดตัว และเนื้อสัมผัสหลังการอบแห้งเพื่อเป็นแนวทางในการพัฒนาการแปรรูปผลิตภัณฑ์ในระดับอุตสาหกรรมต่อไป

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

1.อุปกรณ์การทดลอง

การอบแห้งด้วยอากาศร้อนในการทดลองใช้เครื่องอบแห้งแบบไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่เป็นห้องอบแห้งแบบงวด ซึ่งสามารถอบแห้งได้ทั้งอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง โดยลักษณะของระบบเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง มีอุปกรณ์หลักแสดงไว้ดังรูปที่ 1 ดังนี้



1. เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler)
2. อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater)
3. ห้องอบแห้ง (Drying chamber)
4. พัดลมแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง (Backward curved blade centrifugal fan)

Figure 1 Schematic diagram of the dryer:

เครื่องกำเนิดไอน้ำ (boiler) เพื่อผลิตไอน้ำความดันสูงกว่าบรรยากาศเล็กน้อย อุปกรณ์ให้ความร้อน (superheater) เพื่อทำให้ไออิ่มตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีขนาด 13.5 kW และควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID มีค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$ ห้องอบแห้งแบบงวด (Drying chamber) ขนาด 30x30x10 cm^3 พัดลม (Backward curved blade centrifugal fan) เป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม

และอุปกรณ์อื่นๆ เช่น วาล์วควบคุมและมาตรวัดความดัน ในการอบแห้งจะทำการปิดวาล์วตัวที่ 1 (V.1) เพื่อใช้อากาศร้อนสำหรับอบแห้งกล้วยแผ่น การทำงานของระบบเริ่มต้นด้วยการปล่อยอากาศร้อนไหลเวียนภายในระบบจนกระทั่งส่วนต่าง ๆ ของระบบอบแห้งมีอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิที่ต้องการทำการอบแห้ง อากาศร้อนจะไหลผ่านห้องอบแห้งในแนวขนานกับวัสดุด้วยความเร็ว 0.87 m/s และทำการวัดอุณหภูมิภายในระบบที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งโดยใช้ Thermocouple Type K ต่อเข้ากับเครื่องวัดอุณหภูมิ Yokogawa รุ่น 437012 μR 1800 Recorder มีค่าความถูกต้อง $\pm$ 1.5°C และการชั่งน้ำหนักกล้วยแผ่นจะใช้เครื่องชั่ง Sartorius รุ่น CP 3202 S มีค่าความถูกต้อง $\pm$ 0.01 กรัม

2.การเตรียมวัสดุ

กล้วยหอมทองระยะสุกที่ 5 (CSIRO,1972) ซึ่งพิจารณาได้จากสีของเปลือกเป็นสีเหลืองแต่ปลายยังเป็นสีเขียวโดยความหวานของเนื้อกล้วยมีค่าประมาณ 23 – 25 %brix ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางประมาณ 25 mm ความชื้นเริ่มต้นของกล้วยแผ่นก่อนการพรีทรีทเมนต์ประมาณ 250-300 %d.b. ปอกเปลือกและหั่นตามขวางด้วยเครื่องหั่นกำหนดความหนาของชิ้นตัวอย่างมีขนาด 3 mm แบ่งกล้วยแผ่นที่ได้เป็น 4 กลุ่มดังนี้ กลุ่มที่ 1 ไม่พรีทรีทเมนต์ กลุ่มที่ 2 นำมาลวกด้วยน้ำร้อนนาน 5 นาที (Levi และคณะ,1980) กลุ่มที่ 3 แช่ในสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์ความเข้มข้น 1% (w/w) นาน 2 นาที และกลุ่มที่ 4 แช่ในสารละลายกรดแอสคอร์บิคความเข้มข้น 0.1% (w/w) นาน 1 นาที (Demirel และ Turhan ,2003) หลังจากนั้นนำตัวอย่างของแต่ละกลุ่มมาล้างด้วยน้ำกลั่นนาน 30 วินาที ซับน้ำให้แห้งทิ้งไว้ 5 นาทีแล้วนำไปจัดเรียงบนตะแกรงที่รองด้วยอะลูมิเนียมฟอยล์ก่อนเข้าเครื่องอบแห้ง (หาน้ำหนักแห้งของกล้วยแผ่นแต่ละกลุ่มก่อนการอบแห้งโดยนำไปอบในตู้อบลมร้อนที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 3 ชั่วโมง)

3.วิธีการทดลอง

ทำการอบแห้งกล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ดังที่ได้กล่าวมาแล้วด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 110, 120, 130 และ 140°C โดยชั่งน้ำหนักกล้วยแผ่นทุก ๆ 5 นาที จนกระทั่งเหลือความชื้นสุดท้าย 4 % d.b. หลังจากนั้นนำผลิตภัณฑ์อบแห้งที่ได้ไปทดสอบคุณภาพในด้านสี การหดตัวและเนื้อสัมผัส

4.การทดสอบคุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์

นำตัวอย่างหลังอบแห้งมาบดให้เป็นผงแล้ววัดสีด้วยเครื่องวัดสีอาหาร MINOLTA รุ่น CR-300 โดยวัดค่าสีของกล้วยแผ่นในเทอมของตัวแปร L, a และ b หรือค่าสีระบบ Hunter Lab โดยค่า L (lightness Parameter) แสดงค่าความสว่าง ค่า a (Redness Parameter) แสดงค่าสีแดงหรือสีเขียว และค่า b (Yellowness Parameter) แสดงค่าสีเหลืองหรือสีน้ำเงิน ซึ่งทำการสอบเทียบ (Calibrate) เครื่องวัดสีอาหารก่อนทำการวัดสีของกล้วยแผ่นหลังอบแห้งด้วยแผ่นสีมาตรฐานที่มีลักษณะเป็นแผ่นสีขาว(L=96.98, a=0.03 ,b=1.84) ทำการวัดสีตัวอย่างละ 10 ครั้ง

5.การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์

การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของกล้วยแผ่น จะใช้วิธีการแทนที่ปริมาตรของกล้วยแผ่นในของเหลวทั้งก่อนและหลังอบแห้งตัวอย่างละ 10 ชิ้น โดยของเหลวที่ใช้ทดสอบคือ n-heptane [$CH_3(CH_2)_5CH_3$] โดยคำนวณหาค่าจากสมการ

$$\%\,\text{Shrinkage} = \frac{V_0 - V}{V_0} \times 100 \qquad (1)$$

โดย V_0 คือ ปริมาตรของกล้วยแผ่นก่อนการอบแห้ง, m^3

V คือ ปริมาตรของเนื้อกล้วยแผ่นจากการอบแห้ง, m^3

6.การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัส

การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสหลังการอบแห้งจะทดสอบโดยใช้เครื่อง Taxture Analyser รุ่น TA-XT2i ค่าความถูกต้อง $\pm$ 0.001 N โดยจะทำการทดสอบในลักษณะของแรงกด โดยใช้หัวกดทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 mm และความเร็วในการกด 1 mm/s โดยกดจนกระทั่งกล้วยแผ่นแตกออกจากกัน พิจารณาคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของกล้วยแผ่นจากค่าความแข็ง (Hardness) และจำนวนยอด (Number of Peaks) ที่มีค่า Threshold force ตั้งแต่ 30 กรัมขึ้นไป

ผลและวิจารณ์การทดลอง

1. ลักษณะทางกายภาพของกล้วยแผ่นก่อนการอบแห้ง

วิธีการพรีทรีทเมนต์ที่ต่างกันส่งผลให้ลักษณะทางกายภาพของกล้วยแผ่นก่อนอบแห้งแตกต่างกัน ตารางที่ 1 แสดงคุณภาพสีของกล้วยแผ่นก่อนอบแห้งในเทอมของตัวแปร L, a และ b ซึ่งทำการวัดสีของกล้วยแผ่นที่ไม่พรีทรีทเมนต์ทันทีหลังการหั่น สำหรับกล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์จะทำการวัดหลังจากพรีทรีทเมนต์และซับให้แห้งแล้วทิ้งไว้เป็นเวลา 5 นาที จะเห็นว่าเริ่มต้นกล้วยแผ่นที่ไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์จะมีความสว่างมาก (มีค่า L มาก) มีสีขาวอมเหลือง (L=81.09 a=-2.85 และ b=25.6) จากการสังเกตพบว่ากล้วยที่ไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์เมื่อสัมผัสกับอากาศจะเกิดการเปลี่ยนแปลงสีจากขาวอมเหลืองไปเป็นสีดำคล้ำอย่างรวดเร็ว เนื่องจากปฏิกิริยาสีน้ำตาลที่เร่งด้วยเอนไซม์ กล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์โดยการลวกจะมีลักษณะอ่อนนิ่ม มีการยุบตัวลง เนื้อกล้วยมีสีขาวอมเหลืองแต่ใสซึ่งค่า L ลดลงจากเดิมเหลือเพียง 66.7 และเกิดการเปลี่ยนแปลงเป็นสีดำคล้ำเมื่อสัมผัสกับอากาศ หากทิ้งไว้ให้สัมผัสกับอากาศนานขึ้นจะเกิดสีดำคล้ำมากขึ้น ณ บริเวณรอบจุดศูนย์กลางของกล้วยแผ่นเนื่องจากบริเวณนี้มีน้ำตาลมากกว่าบริเวณอื่น ความชื้นหลังการพรีทรีทเมนต์จะเพิ่มสูงขึ้นอย่างมากประมาณ 50 -100 %d.b. กล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์โดยการแช่ในสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์ บริเวณผิวกล้วยจะมีลักษณะเสมือนมีเจลใส ๆ เคลือบอยู่ เนื้อกล้วยมีสีขาวมากขึ้นกว่าก่อนพรีทรีทเมนต์ (L=78.75) และเกิดการเปลี่ยนแปลงสีเป็นสีดำคล้ำน้อยมากแม้จะสัมผัสกับอากาศเป็นเวลานานก็ตาม สำหรับกล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ด้วยการแช่ในสารละลายกรดแอสคอร์บิคนั้น สีของเนื้อกล้วยจะใกล้เคียงกับกล้วยที่ไม่พรีทรีทเมนต์ที่ทิ้งไว้เป็นเวลา 5 นาทีมากที่สุด ไม่มีความมันวาวที่ผิวกล้วย โดยมีค่า Lประมาณ 77.8 และยังคงเกิดการเปลี่ยนแปลงสีเป็นสีดำคล้ำได้อย่างรวดเร็วเมื่อสัมผัสกับอากาศ โดยความชื้นก่อนการอบแห้งของกล้วยแผ่นทั้งสองกรณีนี้จะมีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ 20-50 %d.b. สำหรับค่าความเหลือง (b) ของกล้วยแผ่นก่อนอบแห้งนั้นมีค่าใกล้เคียงกันซึ่งอยู่ในช่วง 23.47-25.60

Table 1 Color for banana slices before drying.

Pretreatment	L- value	a - value	b - value
Untreated sample	81.09±2.85	-2.85±0.20	25.60±1.50
Sulfite treated sample	78.75±2.33	-2.86±0.27	23.56±1.40
Ascorbic acid treated sample	77.76±2.20	-1.72±0.60	23.47±1.50
Blanched sample	66.71±3.53	-4.98±1.70	25.60±1.50

2. จลนพลศาสตร์การอบแห้ง

2.1 ผลของอุณหภูมิที่มีต่ออัตราการลดความชื้น

อัตราการระเหยของน้ำออกจากผลิตภัณฑ์สามารถหาได้จากน้ำหนักที่ลดลงโดยการชั่งน้ำหนักกล้วยแผ่นทุก ๆ 5 นาที ตลอดช่วงการอบแห้ง ซึ่งแสดงด้วยสัดส่วนความชื้น จากการทดลองพบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นของกล้วยแผ่นได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ดังแสดงในรูปที่ 2 เนื่องจากผลต่างของอุณหภูมิระหว่างอากาศร้อนกับกล้วยแผ่นในกรณีที่ใช้อุณหภูมิสูงในการอบแห้งมีค่าสูงกว่ากรณีที่ใช้อุณหภูมิต่ำ ดังนั้นอัตราการถ่ายเทความร้อนจึงมีค่าสูงกว่า ทำให้ความร้อนสามารถถ่ายเทจากอากาศร้อนไปยังกล้วยแผ่นเพื่อใช้ในการระเหยน้ำได้มากกว่า ส่งผลให้การระเหยน้ำในการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงเกิดขึ้นได้เร็วกว่าการระเหยน้ำที่อุณหภูมิต่ำ จากการทดลอง การอบแห้งเพื่อให้ได้กล้วยแผ่นที่มีความชื้นสุดท้าย 4 %d.b. นั้นที่อุณหภูมิ 110,120,130 และ 140 ^{o}C จะใช้เวลาในการอบแห้ง 100, 75, 47.5 และ 32.5 นาที ตามลำดับ

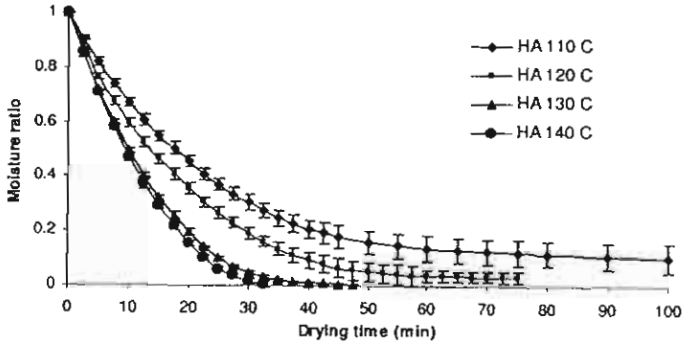


Figure 2 Moisture ratio of sulfite treated slices dried using the temperatures of 110 -140 ^{o}C.

2.2 ผลของการพรีทรีทเมนต์ที่มีต่ออัตราการลดความชื้น

รูปที่ 3 แสดงอิทธิพลของการพรีทรีทเมนต์ต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการลดความชื้นของกล้วยแผ่น พบว่ากล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งนานที่สุด เวลาที่ใช้ในการอบแห้งกล้วยแผ่นที่ไม่พรีทรีทเมนต์ และพรีทรีทเมนต์ด้วยการลวกและการแช่ในสารละลายกรดแอสคอร์บิคไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญและการอบแห้งที่อุณหภูมิ 120 ^{o}C นั้นจะให้ผลเช่นเดียวกับอุณหภูมิ 110 ^{o}C ซึ่งแสดงดังรูปที่ 3 ก่อนการอบแห้งกล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกจะมีลักษณะอ่อนนิ่มและมีการยุบตัวลงเนื่องจากการลวกด้วยน้ำร้อนทำให้ผนังเซลล์แตกและเสียสภาพไป ภายในผนังเซลล์ของเนื้อกล้วยประกอบด้วยสารเพคตินที่ทำหน้าที่เชื่อมเซลล์ที่อยู่ข้างเคียงและให้ความแข็งแรงแก่ผนังเซลล์ (Leshem และคณะ, 1986 ; Seymour และคณะ, 1989, Knee และ Bartley, 1981) สารเพคตินนี้เป็นสารที่ไวต่อความร้อนเมื่อผ่านการลวกจึงเกิดการสูญเสียสารเพคตินที่ละลายน้ำได้ และจากการที่ผนังเซลล์แตกและเสียสภาพไปนั้นส่งผลให้น้ำภายในเนื้อกล้วยแผ่นเคลื่อนที่ออกมาได้เร็วกว่ากรณีอื่น กล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายกรดแอสคอร์บิคและกล้วยแผ่นที่ไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์จะมีอัตราการลดความชื้นใกล้เคียงกับการลวกโดยมีค่าต่ำกว่าเล็กน้อย และกล้วยแผ่นที่ พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จะมีอัตราการลดความชื้นต่ำที่สุด

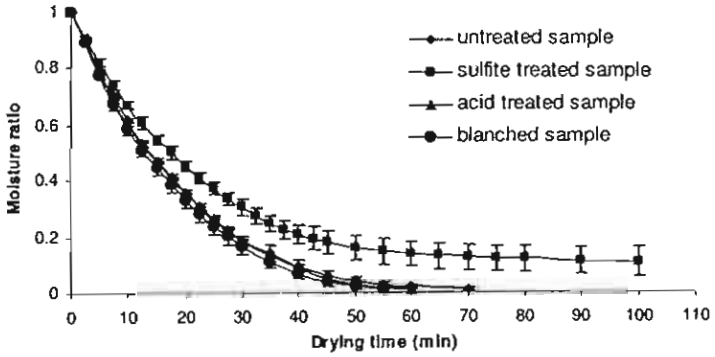


Figure 3 Moisture ratio of banana slices dried using the temperatures of 110 ^{o}C.

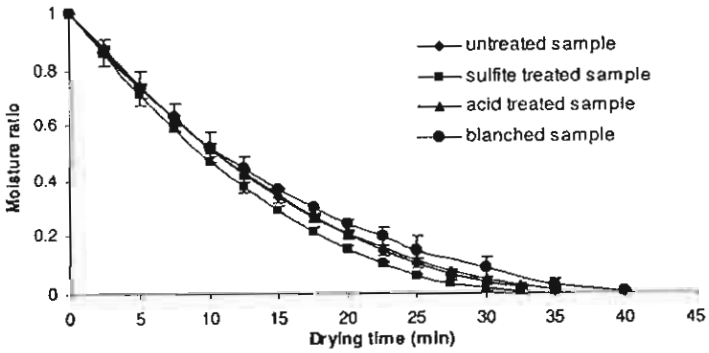


Figure 4 Moisture ratio of banana slices dried using the temperatures of 140 ^{o}C.

สำหรับการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C จะให้ผลตรงข้ามกับกรณีอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำซึ่งแสดงดังรูปที่ 4 กล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งน้อยที่สุด เนื่องมาจากวิธีการ พรีทรีทเมนต์ที่แตกต่างกันส่งผลให้ลักษณะผิวหน้าของกล้วยแผ่นหลังอบแห้งแตกต่างกันซึ่งเกิดขึ้นที่อุณหภูมิสูงกว่า 130 °C ในกรณีนี้อาจเป็นเพราะน้ำภายในกล้วยแผ่นจะระเหยออกมาอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้ผิวหน้าของกล้วยแผ่นมีลักษณะขรุขระ จากการสังเกตกล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จะมีความขรุขระมากที่สุด รองลงมาคือกล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายกรดแอสคอร์บิคและกล้วยแผ่นที่ไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ และสำหรับกล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกนั้นผิวหน้าจะมีลักษณะที่ราบเรียบสม่ำเสมอ กล้วยแผ่นที่มีผิวหน้าขรุขระนั้นจะมีพื้นที่ในการระเหยน้ำมากกว่ากรณีผิวหน้าที่ราบเรียบ ความขรุขระยิ่งเพิ่มมากขึ้นพื้นที่ในการระเหยน้ำก็จะยิ่งเพิ่มมากขึ้นด้วย ดังนั้นกล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จึงมีอัตราการลดความชื้นที่สูงที่สุด

3.คุณภาพของกล้วยแผ่นหลังการอบแห้ง

3.1 สี

กล้วยแผ่นที่ได้หลังการอบแห้งโดยรวมแล้วมีสีน้ำตาลค่อนข้างแดง แต่จะมีความอ่อน-แก่แตกต่างกันเมื่อสังเกตด้วยตาเปล่า จากตารางที่ 2 แสดงผลของการวัดคุณภาพสีของกล้วยแผ่นหลังการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิและการพรีทรีทเมนต์แตกต่างกัน ซึ่งสีของกล้วยแผ่นแสดงในเทอมของตัวแปร L, a และ b จากการทดลองพบว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งและการพรีทรีทเมนต์มีผลต่อคุณภาพสีของกล้วยแผ่นหลังการอบแห้ง เมื่อใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้นจะทำให้กล้วยแผ่นมีสีน้ำตาลเข้มมากขึ้นซึ่งสังเกตได้จากค่า L , b ที่ลดลง และค่า a ที่เพิ่มขึ้น โดยสีของกล้วยแผ่นที่อบด้วยอุณหภูมิ 110 °C มีสีน้ำตาลเข้มน้อยที่สุด ระดับความเข้มค่อยๆเพิ่มขึ้นจนมีสีน้ำตาลเข้มมากที่สุดเมื่ออบแห้งด้วยอุณหภูมิ 140 °C ทั้งนี้เนื่องมาจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงนั้นอิทธิพลของอุณหภูมิจะส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลได้สูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ แม้ ว่าการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงจะใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่าก็ตาม สำหรับผลของการพรีทรีทเมนต์นั้นพบว่า กล้วยแผ่นที่พรี ทรีทเมนต์ต่างกันจะให้คุณภาพทางด้านสีหลังการอบแห้งที่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ซึ่งเป็นผลมาจากระยะเวลาในการอบ แห้งที่แตกต่างกัน กล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกให้ค่าความสว่างน้อยที่สุดทุกอุณหภูมิของการอบแห้ง กล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายกรดแอสคอร์บิคจะให้ค่าความสว่างมากกว่าสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์ เมื่อเปรียบเทียบระหว่างกล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์กับกล้วยแผ่นที่ไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์หลังการอบแห้งพบว่า เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของการอบแห้ง การ พรีทรีทเมนต์จะช่วยลดการเปลี่ยนแปลงสีเป็นสีน้ำตาลเข้มได้เพียงเล็กน้อยเท่านั้น ซึ่งการพรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายกรดแอสคอร์บิคจะช่วยลดการเปลี่ยนแปลงสีได้มากที่สุดที่สภาวะการอบแห้งเดียวกันโดยเฉพาะการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ และไม่จำเป็นต้องทำการพรีทรีทเมนต์กล้วยแผ่นก่อนอบแห้งหากทำการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงตั้งแต่ 110 °C ขึ้นไป เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงสีของกล้วยแผ่นที่ได้หลังอบแห้งนั้นไม่ได้เกิดมาจากกิจกรรมของเอนไซม์แต่เป็นผลเนื่องมาจากอุณหภูมิสูงที่ใช้ในการอบแห้ง โดยค่า L, a และ b ของกล้วยแผ่นทุกการพรีทรีทเมนต์เมื่อสิ้นสุดการอบแห้งที่อุณหภูมิ 110 -140 °C มีค่าอยู่ในช่วง 35.2±0.7-51.2±1.7, 12.8±0.4 - 16.9±0.7 และ 21.5±0.8 - 31.3±0.6 ตามลำดับ ซึ่งมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$

Table 2 Color for banana slices dried.

temperature (°C)	Pretreatment	L- value	a - value	b - value
110	Untreated	47.0 ± 2.0^{h}	13.4 ± 0.4^{bc}	29.7 ± 0.7^{g}
	Sulfite	50.7 ± 1.0^{i}	13.8 ± 0.5^{de}	31.3 ± 0.6^{i}
	Ascorbic acid	51.0 ± 1.3^{i}	12.8 ± 0.4^{a}	30.6 ± 0.6^{h}
	Blanched	45.8 ± 2.1^{g}	16.9 ± 0.7^{i}	29.4 ± 0.5^{fg}
120	Untreated	41.5 ± 1.5^{e}	13.6 ± 0.4^{bc}	28.9 ± 0.6^{ef}
	Sulfite	39.5 ± 1.1^{d}	14.0 ± 0.4^{ef}	28.6 ± 0.7^{e}
	Ascorbic acid	43.9 ± 1.2^{f}	13.3 ± 0.2^{b}	29.3 ± 0.7^{fg}
	Blanched	40.9 ± 0.6^{e}	14.8 ± 0.3^{g}	27.0 ± 0.5^{c}
130	Untreated	39.8 ± 0.9^{d}	14.1 ± 0.3^{f}	26.9 ± 0.5^{c}
	Sulfite	38.7 ± 0.8^{cd}	14.2 ± 0.2^{f}	26.6 ± 0.3^{c}
	Ascorbic acid	39.1 ± 0.9^{cd}	14.7 ± 0.3^{g}	27.9 ± 0.5^{d}
	Blanched	37.0 ± 0.6^{b}	15.5 ± 0.2^{h}	25.3 ± 0.8^{b}
140	Untreated	38.1 ± 0.8^{bc}	13.7 ± 0.5^{cde}	26.7 ± 0.9^{c}
	Sulfite	51.2 ± 1.7^{i}	12.9 ± 0.3^{a}	29.8 ± 1.2^{g}
	Ascorbic acid	43.3 ± 1.5^{f}	13.8 ± 0.3^{de}	27.9 ± 0.9^{d}
	Blanched	35.2 ± 0.7^{a}	13.7 ± 0.3^{cde}	21.5 ± 0.8^{a}

Different superscripts in the same column mean that the values are significantly different as 95%

3.2 การหดตัว

ตารางที่ 3 แสดงผลของการวัดการหดตัวของกล้วยแผ่นหลังการอบแห้ง พบว่ากล้วยแผ่นเกิดการหดตัวมาก เมื่อทำการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำซึ่งใช้เวลาในการอบแห้งนานกว่าการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูง และจะมีการหดตัวน้อยลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิการอบแห้ง ทั้งนี้เนื่องมาจากกล้วยแผ่นที่อบแห้งภายใต้อุณหภูมิที่ทำให้เกิดอัตราการอบแห้งที่รวดเร็วนั้น น้ำที่อยู่ที่ผิวของกล้วยแผ่นจะระเหยไปอย่างรวดเร็วทำให้ผิวที่อยู่ข้างนอกแห้งเกิดการแข็งตัวที่ผิว ซึ่งการแข็งตัวที่ผิวนี้จะช่วยรักษาสภาพรูปทรงและปริมาตรของกล้วยแผ่นไม่ให้มีการหดตัวมาก ดังนั้นกล้วยแผ่นที่ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยจึงมีการหดตัวน้อยกว่ากล้วยแผ่นที่ต้องใช้เวลาในการอบแห้งนาน นอกจากนี้การพรีทรีทเมนต์ส่งผลต่อการหดตัวของผลิตภัณฑ์อีกด้วย กล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกจะมีการหดตัวมากที่สุด เนื่องจากมีการสูญเสียสารเพคตินและการเสื่อมสภาพของเซลล์ซึ่งเป็นผลจาก cooking effect (Levi และคณะ,1980,Leshem และคณะ, 1986 ; Seymourและคณะ, 1989 ,Knee และ Bartley, 1981) รองลงมาคือกล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายกรดแอสคอร์บิคและสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์ ตามลำดับ จากการทดลองพบว่ากล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกและอบแห้งที่อุณหภูมิ 110 ^{o}C มีการหดตัวมากที่สุดถึงร้อยละ 72.4

Table 3 Shrinkage for banana slices dried.

temperature (^{o}C)	Pretreatment	%Shrinkage
110	Untreated	42.9 ± 4.4^{e}
	Sulfite	52.2 ± 5.6^{g}
	Ascorbic acid	56.5 ± 2.9^{h}
	Blanched	72.4 ± 2.5^{i}
120	Untreated	37.2 ± 6.0^{d}
	Sulfite	32.8 ± 4.7^{c}
	Ascorbic acid	39.6 ± 6.9^{de}
	Blanched	55.3 ± 4.4^{gh}
130	Untreated	29.1 ± 2.4^{bc}
	Sulfite	23.9 ± 7.9^{a}
	Ascorbic acid	29.4 ± 3.3^{bc}
	Blanched	47.2 ± 6.4^{f}
140	Untreated	23.9 ± 1.5^{a}
	Sulfite	25.2 ± 2.2^{ab}
	Ascorbic acid	31.0 ± 2.0^{c}
	Blanched	37.1 ± 5.8^{d}

Different superscripts in the same column mean that the values are significantly different as 95%

Table 4 Hardness and number of peaks for banana slices dried.

temperature (^{o}C)	Pretreatment	Hardness (N)	Number of peaks
110	Untreated	5.8 ± 0.8^{ab}	3.6 ± 0.6^{ab}
	Sulfite	9.0 ± 2.4^{c}	4.3 ± 1.5^{abc}
	Ascorbic acid	6.0 ± 1.0^{ab}	4.0 ± 1.1^{abc}
	Blanched	6.1 ± 1.2^{ab}	4.3 ± 1.5^{abc}
120	Untreated	9.3 ± 2.8^{c}	3.5 ± 1.1^{ab}
	Sulfite	9.5 ± 1.4^{c}	3.7 ± 1.7^{ab}
	Ascorbic acid	6.1 ± 1.3^{ab}	4.5 ± 2.1^{abc}
	Blanched	5.6 ± 1.6^{ab}	3.5 ± 1.5^{ab}
130	Untreated	6.6 ± 1.5^{b}	2.8 ± 1.3^{a}
	Sulfite	7.3 ± 1.7^{b}	4.5 ± 1.6^{ab}
	Ascorbic acid	6.3 ± 0.2^{ab}	3.2 ± 1.3^{ab}
	Blanched	4.6 ± 1.2^{a}	3.9 ± 1.3^{abc}
140	Untreated	9.9 ± 0.7^{c}	4.9 ± 2.1^{abc}
	Sulfite	12.5 ± 1.5^{d}	6.1 ± 2.8^{cd}
	Ascorbic acid	9.1 ± 1.9^{c}	4.5 ± 2.7^{d}
	Blanched	9.1 ± 2.5^{c}	5.2 ± 1.9^{bcd}

Different superscripts in the same column mean that the values are significantly different as 95%

3.3 คุณภาพด้านเนื้อสัมผัส

คุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของกล้วยแผ่นจะพิจารณาค่าความแข็ง (Hardness) และจำนวนยอด (Number of Peaks) ซึ่งจำนวนยอดนั้นแสดงถึงความกรอบของอาหาร หากมีจำนวนยอดมากก็แสดงว่าผลิตภัณฑ์มีความกรอบมาก เนื่องจากยอดเกิดจากการเปลี่ยนแปลงความชันของกราฟความสัมพันธ์ระหว่างแรงกับระยะทางซึ่งการเปลี่ยนแปลงความชันที่เกิดขึ้นเกิดจากผลิตภัณฑ์มีช่องว่างหรือโพรงอากาศภายในที่ค่อนข้างเปราะและแตกง่าย (Vickers,1979) ผลิตภัณฑ์ที่มีความกรอบมากจะมีค่าความแข็งน้อยและมีจำนวนยอดมาก จากตารางที่ 4 แสดงความแข็งและจำนวนยอดหลังการอบแห้ง จากข้อมูลการทดลองที่ได้มีแนวโน้มว่าอุณหภูมิในการอบแห้งและวิธีของการพรีทรีทเมนต์ไม่มีผลกระทบต่อค่าความแข็งและจำนวนยอด ความแข็งที่ได้โดยส่วนใหญ่อยู่ในช่วง 6 – 9 N และจำนวนยอดส่วนใหญ่อยู่ในช่วงประมาณ 3 – 5 นอกจากนี้ในงานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบกับกล้วยแผ่นที่ได้จากทอดซึ่งมีขายตามท้องตลาดทั่วไป พบว่าค่าความแข็งและจำนวนยอดประมาณ 14 N และ 5 ตามลำดับ ซึ่งค่าความแข็งของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทอดมีค่าสูงกว่าที่ได้จากการทดลอง

สรุป

จากการศึกษาผลของการพรีทรีทเมนต์กล้วยแผ่นโดยการลวก การแช่ในสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์และการแช่ในสารละลายกรดแอสคอร์บิคที่มีต่ออัตราการอบแห้งและคุณภาพของกล้วยแผ่น สามารถสรุปได้ว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งและการพรีทรีทเมนต์มีผลต่ออัตราการลดความชื้น เมื่อทำการเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งระหว่างกล้วยแผ่นที่ผ่านและไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ พบว่ากล้วยแผ่นที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์มีอัตราการอบแห้งสูงกว่าภายใต้สภาวะการอบแห้งเดียวกัน การอบแห้งที่อุณหภูมิ 110 และ 120°C กล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จะใช้เวลาในการอบแห้งนานที่สุด และการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C กล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์จะใช้เวลาในการอบแห้งน้อยที่สุด สำหรับคุณภาพทางด้านสีนั้น อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งและการพรีทรีทเมนต์มีผลต่อคุณภาพสีของกล้วยแผ่นหลังการอบแห้ง กล้วยแผ่นมีการเปลี่ยนแปลงสีจากสีขาวอมเหลืองเป็นสีน้ำตาลเข้มหลังการอบแห้งซึ่งสังเกตได้จากค่าความสว่าง (L) และค่าความเหลือง (b) ที่ลดลง การพรีทรีทเมนต์จะช่วยลดการเปลี่ยนแปลงสีเป็นสีน้ำตาลเข้มได้เพียงเล็กน้อยเมื่อเปรียบเทียบกับกล้วยแผ่นที่ไม่ผ่านการพรีทรีทเมนต์ และพบว่ากล้วยแผ่นที่พรีทรีทเมนต์ด้วยสารละลายกรดแอสคอร์บิคและอบแห้งที่อุณหภูมิ 110 °C ให้สีที่น้ำตาลเข้มน้อยที่สุด และเมื่อพิจารณาคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสพบว่าอุณหภูมิและวิธีการทรีทเมนต์ไม่มีผลต่อค่าความแข็งและจำนวนยอดของกล้วยแผ่นหลังการอบแห้ง กล้วยแผ่นที่ผ่านการลวกมีหดตัวมากที่สุด การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงทำให้กล้วยแผ่นมีการหดตัวน้อยกว่ากล้วยแผ่นที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำ จากงานวิจัยที่ได้แนะว่าไม่จำเป็นต้องทำการพรีทรีทเมนต์กล้วยแผ่นก่อนอบแห้งหากทำการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงตั้งแต่ 110 °C ขึ้นไปถ้าขั้นตอนการเตรียมไม่ใช้ระยะเวลานานเกินไป นอกจากนี้เพื่อลดความเป็นสีน้ำตาลลงและให้ได้กล้วยแผ่นที่มีคุณภาพดีอาจใช้วิธีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนโดยทำการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงในช่วงแรกแล้วตามด้วยการอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำในช่วงที่สอง

คำขอบคุณ

ขอขอบคุณสำนักงานคณะกรรมการอุดมศึกษาและสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนการวิจัย ขอขอบคุณ นางพัชรี ตั้งตระกูล สถาบันค้นคว้าและพัฒนาคุณภาพอาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ นายอาภาพงศ์ ชั่งจันทร์ และนายจตุพล คงสอน ภาควิชาศึกษาทั่วไป สถาบันเทคโนโลยีปทุมวัน ที่ให้คำปรึกษาต่าง ๆ และขอขอบคุณสายวิชาเทคโนโลยีหลังการเก็บเกี่ยว คณะทรัพยากรชีวภาพและเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ด้านเครื่องมือทดสอบทางอาหาร จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

Beveridge, T. and Weintraub, S.E. (1995). Effect of Blanching Pretreatment on Color and Texture of Apple Slices at Various Water Activities.*Food Research International*, 28(1), 83-86.

Chan, H.T. and C.G. Cavaletto (1978). Dehydration and Storage Stability of Papaya Leather. *Journal of Food Science*, 43, 1723-1725.

Demirel, D. and Turhan, M. (2003). Air-Drying Behavior of Dawrf Cavendish and Gros Michel Banana Slices. *Journal of Food Engineering*, 59, 1- 11.

Knee,M. and Bartley, (1981). Composition and Metabolism of Cell Wall Polysaccharides in Ripening Fruits.131-145.

Leshem,Y.A.,Halevy & C.Frenkel (1986) Process and Control of Plant Senescence. Elsevier,Amsterdum. 215

Levi, A., J.R. Ramirez-Martinez & H. Padua. (1980). Influence of Heat and Sulfurdioxide Treatments on some Quality Characteristic of Intermediate Moisture Banana. *Journal of Food Technology*, 15, 557-566.

Seymour, G.B.,H Wainwright & G.A. Tucker (1989). *Cell Wall Change in Ripening Mangoes*. Hort.Abstr, 59.1002.

Torsresakul, L. and P. Siriwongwilaichat. (1997). The Effect of Citric Acid and Sodiummetabisulfite on Inhibition of Non - Enzymatic Browning Reaction in Osmotic Dehydrated Guava. In FoSTAT/Propak Asia'97 Food Conference : Challennges in Food Processing and Packaging, 22-24 May 1997. Queen Sirikit Nat. Convention Center, Bangkok , 1-6.

การอบแห้งแครอทด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศ

Drying of Carrot by Far-Infrared Radiation under Vacuum Condition

ฉัตรชัย นิมมล[1] สักกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา[2] ธนิต สวัสดิ์เสวี[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1]
Chatchai Nimmol[1], Sakamon Devahastin[2], Thanit Swasdisevi[1] and Somchart Soponronnarit[1]

ABSTRACT

Drying of carrot cube by far-infrared radiation (FIR) under vacuum was carried out to investigate the effects of various parameters on the drying kinetics and quality of the dried product. Drying experiments were conducted at the controlled surface temperatures of carrot of 60, 70, and 80°C and absolute pressures of 7 and 10 kPa. The quality of the dried carrot was evaluated in terms of shrinkage, rehydration ability and color. The results showed that the time required for drying decreased with an increase of the controlled surface temperature and a decrease of the drying chamber pressure. A decrease in the controlled surface temperature and an increase in the drying pressure led to an increase in shrinkage and rehydration ability of the dried carrot. However, the influences of the controlled surface temperature and the drying pressure on the redness and lightness of the product were not significant ($p>0.05$).

Keywords: drying, far-infrared, surface temperature, vacuum

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ทำการอบแห้งแครอทด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล (FIR) ภายใต้สภาวะสุญญากาศเพื่อทำความเข้าใจถึงจลนพลศาสตร์การอบแห้ง นอกจากนี้ยังได้ศึกษาถึงคุณภาพของแครอทที่ได้หลังการอบแห้ง เช่น การหดตัว ความสามารถในการดูดน้ำกลับคืน และ สีที่เปลี่ยนแปลง การทดลองอบแห้งกระทำที่อุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอท 60 70 และ 80°C และความดันในห้องอบแห้ง 7 และ 10 kPa การอบแห้งแครอทจะดำเนินการจนกระทั่งความชื้นลดลงเหลือ 0.07 kg/kg (d.b.) ผลจากการศึกษาแสดงให้เห็นว่า เวลาที่ใช้อบแห้งจะลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอท รวมถึงลดความดันภายในห้องอบแห้ง ในด้านคุณภาพของแครอทพบว่า แครอทซึ่งอบแห้งโดยใช้เวลานานจะมีการหดตัวเพิ่มขึ้นและมีความสามารถในการดูดน้ำกลับคืนสูง อย่างไรก็ตาม การเปลี่ยนแปลงสีของแครอทจะไม่แตกต่างกัน

คำสำคัญ การอบแห้ง รังสีอินฟราเรดไกล อุณหภูมิควบคุมที่ผิว สุญญากาศ

คำนำ

แครอท (Carrot) นับได้ว่าเป็นหนึ่งในผักที่ได้รับความนิยมบริโภคเนื่องจากมีปริมาณวิตามินสูงและมีเส้นใย (Fiber) มาก การบริโภคแครอทสามารถทำได้หลายรูปแบบรวมถึงแครอทอบแห้ง การอบแห้งแครอทด้วยลมร้อนถือเป็นวิธีที่กระทำกันมาตั้งแต่อดีต การอบแห้งวิธีนี้ต้องใช้พลังงานมาก ใช้เวลานาน รวมถึงทำให้คุณภาพของแครอทเปลี่ยนแปลงไปในทางที่แย่ลง ปัจจุบัน ได้มีการพัฒนาวิธีการอบแห้งลักษณะอื่นขึ้นมามากมายเพื่อลดข้อพกพร่องที่เกิดจากการอบแห้งด้วยลมร้อน หนึ่งในบรรดาวิธีการอบแห้งดังกล่าวก็คือ การอบแห้งโดยการแผ่รังสีอินฟราเรด (Infrared radiation drying) ในการอบแห้งแบบนี้พลังงานในรูปของคลื่นแม่เหล็กไฟฟ้าจะถูกวัสดุที่ต้องการอบแห้งดูดกลืนไว้โดยตรง อัตราการอบแห้งจึงสูง ส่งผลให้ใช้พลังงานในการอบแห้งน้อย (Ginzburg, 1969; Sandu, 1986; Ratti and Mujumdar, 1995; Afzal, 1999)

เนื่องจากผลิตภัณฑ์อาหารส่วนใหญ่มักได้รับความเสียหายหรือสูญเสียคุณภาพเมื่อได้รับความร้อนสูง ดังนั้นจึงจำเป็นต้องอบแห้งผลิตภัณฑ์อาหารเหล่านี้ที่อุณหภูมิต่ำ โดยวิธีการที่นิยมใช้กันก็คือการอบแห้งภายใต้สภาวะสุญญากาศ

[1]คณะพลังงานและวัสดุ [2]คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[1]School of Energy and Materials, [2]Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid, Tungkru, Bangkok 10140

(Jaya and Das, 2003; Droumas and Schubert; 1996) การอบแห้งวิธีนี้จะทำให้น้ำในผลิตภัณฑ์อาหารสามารถระเหยได้ที่อุณหภูมิต่ำ ส่งผลให้ได้ผลิตภัณฑ์อาหารอบแห้งที่มีคุณภาพดีขึ้น รวมถึงใช้เวลาในการอบแห้งสั้นลง

เพื่อรวมเอาข้อดีของการอบแห้งทั้งสองวิธีที่กล่าวข้างต้นเข้าด้วยกัน Mongpraneet, et al. (2002a,b) ได้เสนอแนวทางการอบแห้งด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล (Far-Infarred radiation drying: FIR) ภายใต้สภาวะสุญญากาศ ในการศึกษาได้กระทำที่ความดันในห้องอบแห้งและความเข้มในการแผ่รังสีหลายระดับ ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่า อุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ (ใบหอมสด) จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อความเข้มในการแผ่รังสีเพิ่มขึ้น ลักษณะเช่นนี้อาจทำให้อุณหภูมิของผลิตภัณฑ์สูงเกินไป ส่งผลให้เกิดการไหม้เกรียมที่ผิว เพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวจึงควรใช้อุณหภูมิที่ผิวของผลิตภัณฑ์เป็นตัวควบคุมความเข้มในการแผ่รังสี

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือหาผลกระทบของอุณหภูมิควบคุมที่ผิวของผลิตภัณฑ์ (Controlled surface temperature) และความดันในห้องอบแห้งที่มีต่อจลนพลศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพของแครอททรงลูกบาศก์ (Carrot cube) ที่อบแห้งด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศ (FIR-vacuum drying) ในการศึกษานี้จะใช้อุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอทเป็นตัวควบคุมการทำงานของหลอดรังสีอินฟราเรด ผลที่ได้จากการทดลองจะถูกนำมาเปรียบเทียบกับผลการ อบแห้งแครอททรงลูกบาศก์ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำ (Low-pressure superheated steam drying: LPSSD) และการอบแห้งแบบสุญญากาศซึ่งเกิดขึ้นภายในห้องอบแห้งที่มีลักษณะเหมือนกัน (Devahastin et al., 2004)

อุปกรณ์และวิธีการ

Figure 1 แสดงลักษณะของเครื่องอบแห้งที่ใช้ซึ่งประกอบด้วยส่วนประกอบหลักคือ ห้องอบแห้ง (Drying chamber) ที่ทำจากเหล็กสเตนเลสขนาดภายใน $45 \times 45 \times 45$ cm^3 โดยมีการหุ้มด้วยฉนวนความร้อน (Insulator) ที่ผนังด้านนอกทั้งหมด ปั๊มสุญญากาศ (Vacuum pump) ยี่ห้อ Nash รุ่น ET32030 (Germany) ซึ่งใช้สำหรับสร้างสภาวะสุญญากาศภายในห้องอบแห้ง หลอดกำเนิดรังสีอินฟราเรดไกล (Far-infrared heater) ยี่ห้อ INFAPARA ขนาด 220V/250W ซึ่งถูกควบคุมการทำงานด้วยชุดควบคุม (Temperature controller)

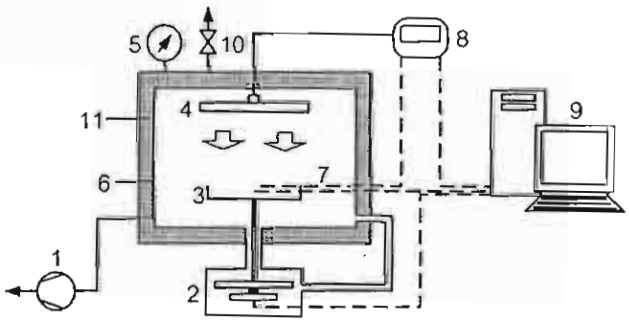


Figure 1 A schematic sketch of FIR-Vacuum dryer. 1) Vacuum pump; 2) Load cell; 3) Sample tray; 4) far-infrared heater; 5) Pressure gauge; 6) Drying chamber; 7) Thermocouples; 8) Temperature controller; 9) PC with data acquisition card; 10) Vacuum break-up valve; 11) Insulator

ถาดสำหรับวางวัสดุที่นำมาอบแห้ง (Sample holder) มีขนาด 12×12 cm^2 ทำจากเหล็กสเตนเลส มวลของวัสดุที่เปลี่ยนแปลงระหว่างการอบแห้งจะถูกวัดอย่างต่อเนื่อง (ทุก 1 นาที) โดยอาศัยอุปกรณ์วัดน้ำหนัก (Load Cell) ที่มีความละเอียดในการวัด 0.1 g ยี่ห้อ Minebea รุ่น Ucg-3 kg (Japan) ซึ่งติดตั้งภายในห้องขนาดเล็กที่ด้านล่างของห้องอบแห้งและต่อถึงกันด้วยท่ออ่อนเพื่อทำให้เกิดความสมดุลกับความดันในห้องอบแห้ง มวลของวัสดุที่วัดได้จะถูกส่งไปยังเครื่องแสดงผลและอุปกรณ์บันทึกข้อมูลยี่ห้อ AND A&D Co. รุ่น AD 4329 (Japan) ในขณะที่อุณหภูมิของวัสดุที่นำมาอบแห้งจะถูกวัดอย่างต่อเนื่อง (ทุก 30 วินาที) โดยอาศัยเทอร์โมคัปเปิลชนิด K (Type K thermocouples) ซึ่งมีความแม่นยำในการวัด $\pm$ 1°C โดยเทอร์โมคัปเปิลจะต่อกับอุปกรณ์ขยายสัญญาณยี่ห้อ Omega Engineering รุ่น EXP-32 (USA) อุณหภูมิที่วัดได้จะถูกส่งผ่านอุปกรณ์ขยายสัญญาณไปยังเครื่องคอมพิวเตอร์ส่วนบุคคล (PC) ซึ่งติดตั้งการ์ดบันทึกข้อมูล (Data acquisition card) ยี่ห้อ Omega Engineering รุ่น CIO-DAS16Jr (USA) เอาไว้ ข้อมูลที่ได้จะถูกอ่านและบันทึกโดยอาศัยโปรแกรม LABTECH NOTEBOOK เวอร์ชัน 12.1 ของ Laboratory Technology Corp. (USA)

การอบแห้งแต่ละครั้งจะใช้แครอททรงลูกบาศก์ขนาด 1 X 1 X 1 cm^3 ประมาณ 40 g (ประมาณ 35 ชิ้น) ซึ่งมีความชื้นเริ่มต้น 9 kg/kg (d.b.) หรือประมาณ 90% (w.b.) การทดลองอบแห้งจะกระทำที่อุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอท 60 70 และ 80°C โดยใช้ความดันในห้องอบแห้ง 7 และ 10 kPa การอบแห้งจะดำเนินไปจนกระทั่งความชื้นของแครอทลดลงเหลือ 0.07 kg/kg (d.b.)

ปริมาตรของแครอทที่เปลี่ยนแปลงไปหลังการอบแห้ง สามารถแสดงได้ด้วยเปอร์เซ็นต์การหดตัว (%Shrinkage) ซึ่งหาได้จากสมการต่อไปนี้

$$\%\text{Shrinkage} = \left(\frac{V_i - V}{V_i} \right) \times 100 \quad (1)$$

เมื่อ V_i และ V คือ ปริมาตรของแครอทก่อนและหลังอบแห้ง ตามลำดับ

ความสามารถในการดูดน้ำกลับคืน (Rehydration ability: R) ของแครอทอบแห้งสามารถหาได้จากสมการต่อไปนี้

$$R = \frac{V_{after}}{V} \quad (2)$$

เมื่อ V และ V_{after} คือ ปริมาตรของแครอทก่อนและหลังการทดสอบการดูดน้ำกลับคืน ตามลำดับ

สีของแครอทที่เปลี่ยนแปลงหลังการอบแห้งซึ่งพิจารณาเฉพาะความเป็นสีแดง (a) และความสว่าง (L) สามารถหาได้จากสมการต่อไปนี้

$$\Delta a = \frac{a - a_i}{a_i} \quad (3)$$

$$\Delta L = \frac{L - L_i}{L_i} \quad (4)$$

เมื่อ a_i และ a คือ ความเป็นสีแดงของแครอทก่อนและหลังการอบแห้ง ตามลำดับ

L_i และ L คือ ความสว่างของแครอทก่อนและหลังการอบแห้ง ตามลำดับ

ข้อมูลที่ได้จากการทดลองทั้งหมดจะถูกนำมาวิเคราะห์ความแปรปรวน (ANOVA) ผลการทดสอบคุณภาพของแครอทที่ได้หลังการอบแห้งในแต่ละเงื่อนไขการทดลองจะแสดงในรูปของค่าเฉลี่ย ค่าเฉลี่ยที่ได้จะถูกนำมาเปรียบเทียบความแตกต่างโดยใช้ Duncan's Test ซึ่งค่าเฉลี่ยจะถูกพิจารณาให้มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญเมื่อ p=0.05 การทดสอบทางสถิตินี้จะกระทำโดยใช้โปรแกรม SPSS

ผลและวิจารณ์

1. จลนพลศาสตร์การอบแห้งแครอท

Table 1 และ Figure 2 แสดงเวลาที่ใช้ในการอบแห้งและการเปลี่ยนแปลงความชื้นของแครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศ ตามลำดับ จะเห็นว่า เวลาที่ใช้ในการอบแห้งจะลดลง หากเพิ่มอุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอทและลดความดันในห้องอบแห้ง นอกจากนี้ยังพบว่า การอบแห้งแครอทด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศจะใช้เวลาน้อยกว่าการอบแห้งแครอทด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำ และการอบแห้งแบบสุญญากาศในทุกเงื่อนไขการทดลอง แม้ว่าในบางเงื่อนไขการทดลองจะเห็นความแตกต่างของเวลาที่ใช้เพียงเล็กน้อยเท่านั้น โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีการอบแห้งแบบสุญญากาศ โดยอาจเป็นผลมาจากแครอทที่นำมาอบแห้งมีความหนาค่อนข้างมากด้วยเหตุที่รังสีอินฟราเรดไกลไม่สามารถทะลุทะลวงเข้าในเนื้อแครอทได้มากนัก ดังนั้นจึงไม่อาจเห็นความแตกต่างของการนำรังสีอินฟราเรดไกลมาใช้ในการอบแห้งได้อย่างชัดเจน เมื่ออบแห้งวัสดุที่มีความหนามาก ๆ

Figure 2 ยังแสดงให้เห็นว่า แครอทที่อบแห้งภายใต้ความดันเท่ากันจะสูญเสียความชื้นในอัตราใกล้เคียงกันในระหว่าง 70 นาทีแรกของการอบแห้ง แม้ว่าอุณหภูมิควบคุมที่ผิวจะแตกต่างกันก็ตาม เนื่องจากการอบแห้งในช่วงดังกล่าวอยู่ในช่วงการอบแห้งคงที่ และอุณหภูมิที่ผิวของแครอทจะมีค่าคงที่ซึ่งใกล้เคียงกับอุณหภูมิอิ่มตัว ณ ความดันในห้องอบแห้ง (ไม่ใช่อุณหภูมิอิ่มตัว เนื่องจากแครอทได้รับความร้อนจากการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลด้วย) เมื่อผิวของแครอทเริ่มแห้ง อุณหภูมิก็จะเพิ่มสูงขึ้น ทำให้อิทธิพลของอุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอทมีมากขึ้น ในช่วงท้ายของการอบแห้ง แครอทที่อบแห้งโดยใช้อุณหภูมิควบคุมที่ผิวสูงกว่าจะมีการลดลงของความชื้นเร็วกว่า

Table 1 Drying time of carrot cube at different drying methods and drying conditions

Temperature, °C	Pressure, kPa	Drying time, min		
		FIR-vacuum drying	LPSSD[1]	Vacuum drying[1]
60	10	238	N/A	241
	7	202	389	235
70	10	193	290	223
	7	171	280	205
80	10	154	210	175
	7	130	198	159

[1]Devahastin et al. (2004)

N/A implies that the final moisture of carrot of 0.07 kg/kg (d.b.) was not obtainable at this condition

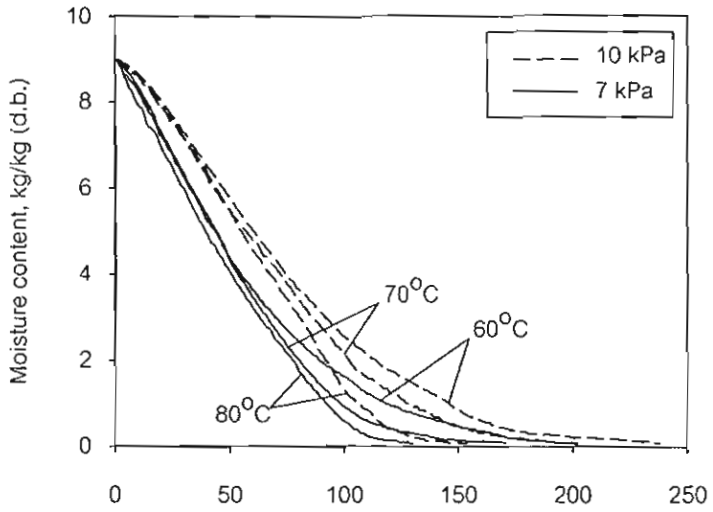


Figure 2 Drying curves of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions

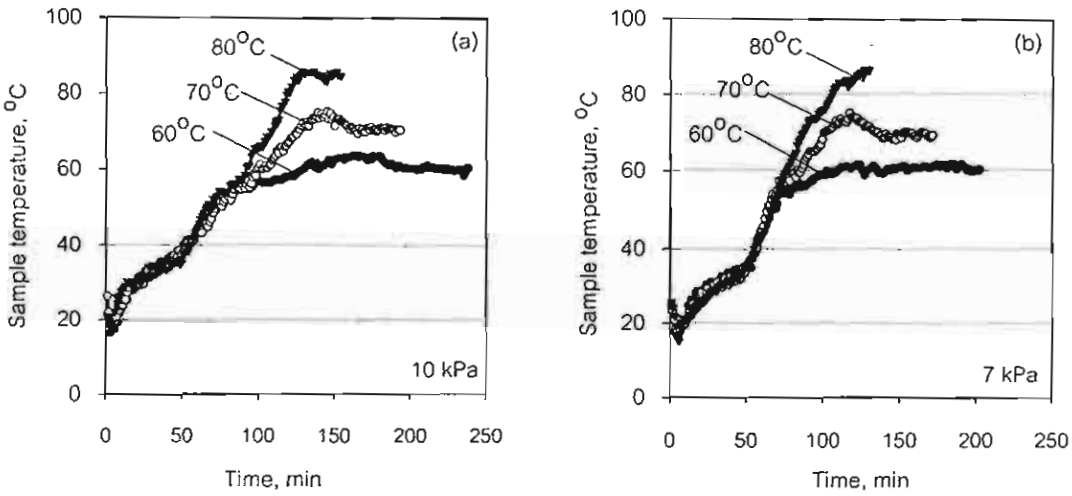


Figure 3 Temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions

Figure 3 แสดงการเปลี่ยนแปลอุณหภูมิของแครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ จะเห็นว่า อุณหภูมิของแครอท (วัดที่กึ่งกลางของแครอท) ลดลงอย่างรวดเร็วในช่วง 5 นาทีแรกของการอบแห้ง ซึ่งเป็นผลมาจากการลดลงของความดันในห้องอบแห้ง ส่งผลให้ความชื้นที่ผิวแรอทบางส่วนระเหย หลังจากนั้นอุณหภูมิของแครอทจะเพิ่มขึ้นช้า ๆ จนถึงอุณหภูมิควบคุมที่ผิวที่กำหนดไว้

Figure 3 (a) และ (b) แสดงให้เห็นว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของแครอทในช่วง 90 นาทีแรก (กรณีอบแห้งที่ 10 kPa) และในช่วง 75 นาทีแรก (กรณีอบแห้งที่ 7 kPa) มีค่าใกล้เคียงกันไม่ว่าจะใช้อุณหภูมิควบคุมที่ผิวเท่าไร หลังจากนั้นอุณหภูมิของแครอทจะเพิ่มขึ้นสู่อุณหภูมิควบคุมที่ผิวที่กำหนดไว้ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากความจริงที่ว่า หลอดกำเนิดรังสีอินฟราเรดไกลจะทำงานอย่างต่อเนื่อง จนกระทั่งผิวของแครอทมีอุณหภูมิเท่ากับที่กำหนด ดังนั้น ปริมาณของรังสีอินฟราเรดที่แครอทได้รับจึงมีค่าใกล้เคียงกันในช่วงเวลาดังกล่าว

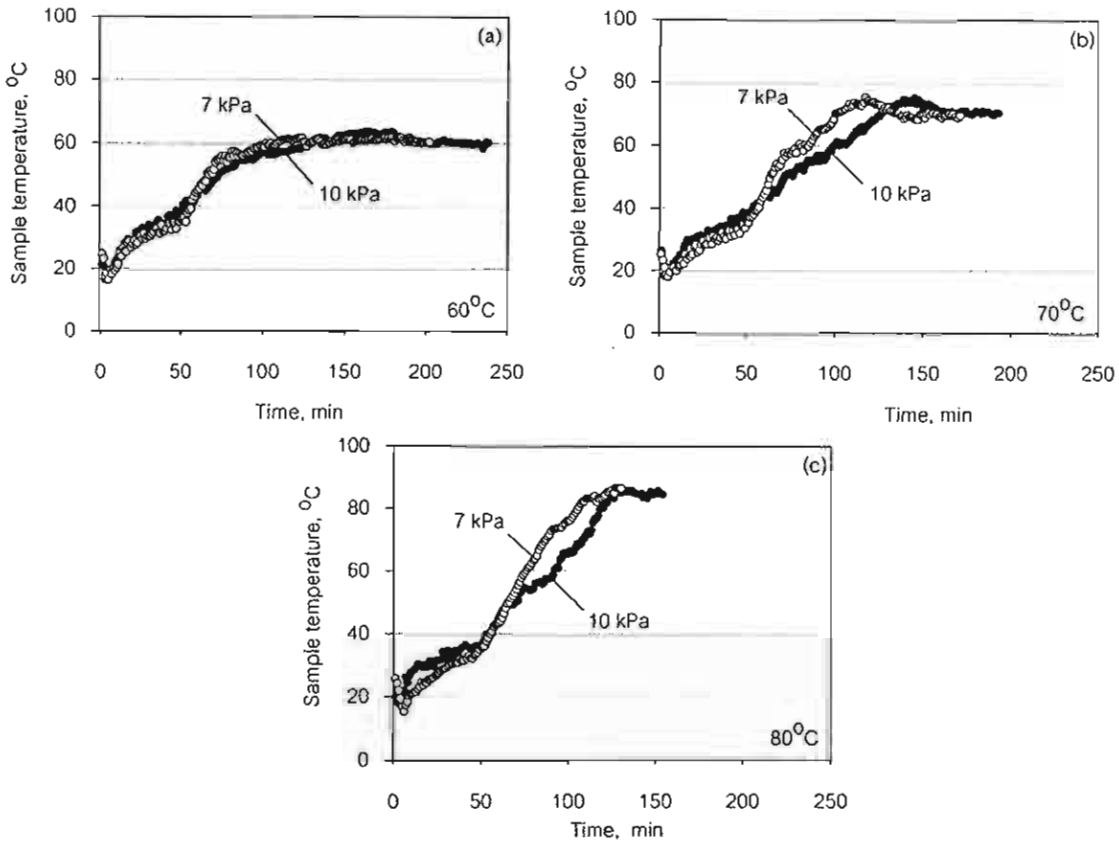


Figure 4 Temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying chamber pressure

Figure 4 (a) ถึง (c) แสดงผลกระทบของความดันในห้องอบแห้งที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของแครอท จะเห็นว่า อุณหภูมิของแครอทซึ่งอบแห้งที่ความดันต่ำกว่า (7 kPa) จะมีค่าต่ำกว่ากรณีอบแห้งที่ความดันสูง (10 kPa) เล็กน้อยในช่วง 60 นาทีแรกของการอบแห้ง ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจาก ความดันในห้องอบแห้งมีบทบาทมากต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความชื้นของแครอท หลังจากที่ปริมาณความชื้นในแครอทลดลงไปมากแล้ว (หลังจาก 60 นาทีผ่านไป) อิทธิพลของความดันในห้องอบแห้งจะมีไม่มาก ความร้อนในรูปของความร้อนสัมผัสที่แครอทได้รับจากการดูดกลืนรังสีอินฟราเรดจะเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของแครอท ลักษณะดังกล่าวนี้จะส่งผลให้อุณหภูมิของแครอทที่อบแห้งภายใต้ความดันที่ต่ำกว่ามีค่าสูงขึ้นอย่างรวดเร็วมากกว่ากรณีอบแห้งภายใต้ความดันที่สูงกว่า

2. การหดตัวของแครอท

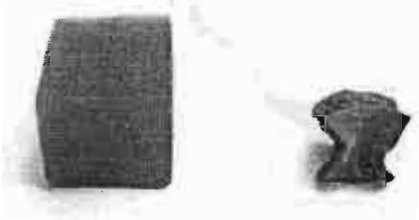
Table 2 แสดงเปอร์เซ็นต์การหดตัวของแครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ จะเห็นว่า แครอทซึ่งอบแห้งภายใต้เงื่อนไขที่ใช้เวลามาก เช่น อบแห้งภายใต้ความดันสูง (เช่นที่ 10 kPa) หรืออบแห้งโดยควบคุมอุณหภูมิที่ผิวให้มีค่าต่ำมีแนวโน้มที่จะหดตัวมากกว่า ที่เป็นเช่นนี้อาจเนื่องมาจากการอบแห้งภายใต้เงื่อนไขดังกล่าวจะทำให้อุณหภูมิภายในแครอทเพิ่มขึ้นอย่างช้า ๆ ในระหว่างการอบแห้ง ดังนั้นความชื้นจึงระเหยออกจากแครอทอย่างค่อยเป็นค่อยไป ส่งผลให้โครงสร้างภายในของแครอทเปลี่ยนแปลงอย่างช้า ๆ แต่การเปลี่ยนแปลงดังกล่าวจะเป็นไปอย่างต่อเนื่องกว่ากรณีที่อบแห้งภายใต้เงื่อนไขที่ใช้เวลาน้อยซึ่งการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเป็นไปอย่างรวดเร็ว อย่างไรก็ตาม หากอบแห้งโดยควบคุมอุณหภูมิที่ผิวให้มีค่าสูง การหนใบหัวหอมสดซึ่งกระทำโดย Mongpraneet et al. (2002b) ซึ่งพบว่าการหดตัวของใบหอมสดจะมีมากหากอบแห้งที่ระดับความเข้มในการแผ่รังสีต่ำ

Table 2 Shrinkage and rehydration ratio of dried carrot at different drying conditions[1]

Temperature, °C	Pressure, kPa	Shrinkage, %	Rehydration ability
60	10	92.14 ± 0.22^{d}	4.19 ± 0.08^{d}
	7	91.87 ± 0.57^{d}	4.07 ± 0.14^{c}
70	10	91.40 ± 0.27^{c}	4.00 ± 0.11^{bc}
	7	91.12 ± 0.17^{b}	3.93 ± 0.09^{ab}
80	10	90.75 ± 0.23^{ab}	3.88 ± 0.06^{a}
	7	90.61 ± 0.60^{a}	3.87 ± 0.05^{a}

[1]Values in the same column with different superscripts means that the values are significantly different ($p<0.05$)

เมื่อพิจารณาถึงวิธีที่ใช้ในการอบแห้ง จะพบว่าการหดตัวของแครอทที่ได้จะไม่แตกต่างจากแครอทที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำและการอบแห้งแบบสุญญากาศ อย่างไรก็ตามรูปแบบการหดตัวของแครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศจะมีความสม่ำเสมอน้อยกว่ากรณีการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำ (Devahastin et al., 2004) Figure 5 แสดงลักษณะของแครอทที่ได้จากการอบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศ



(a) before (b) after

Figure 5 Photographs of FIR-vacuum dried carrot cube both before and after drying

3. ความสามารถในการดูดน้ำกลับคืนของแครอท

จาก Table 2 จะเห็นว่าความสามารถในการดูดน้ำกลับคืนของแครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ มีค่าไม่ต่างกันมากนัก อย่างไรก็ตาม หากอบแห้งด้วยเงื่อนไขที่ใช้เวลาต่างกันมาก ๆ ก็จะทำให้เห็นความแตกต่างอย่างชัดเจน โดยแครอทซึ่งอบแห้งภายใต้เงื่อนไขที่ใช้เวลาน้อย (อบแห้งภายใต้ความดันต่ำหรืออบแห้งโดยควบคุมอุณหภูมิที่ผิวให้มีค่าสูง) จะมีความสามารถในการดูดน้ำกลับคืนต่ำกว่า (คืนตัวได้น้อยกว่า) ซึ่งอาจมีสาเหตุมาจากการอบแห้งภายใต้เงื่อนไขดังกล่าวทำให้อุณหภูมิภายในแครอทเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและมีค่าสูงในช่วงท้ายของการอบแห้ง ส่งผลให้เกิดชั้นแข็งภายในเนื้อแครอทซึ่งเป็นตัวกีดขวางหรือต้านทานการซึมผ่านของน้ำเข้าสู่เนื้อแครอท ลักษณะของแครอทก่อนและหลังการดูดน้ำกลับคืนแสดงให้เห็นดัง Figure 6



(a) before (b) after

Figure 6 Photographs of FIR-vacuum dried carrot cube both before and after rehydration

เมื่อเปรียบเทียบกับแครอทที่อบแห้งแครอทด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำและการอบแห้งแบบสุญญากาศ (Devahastin et al., 2004) จะพบว่า แครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟาเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศมีความสามารถในการดูดน้ำกลับคืนน้อยกว่า โดยอาจมีสาเหตุมาจากการอบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลจะทำให้โครงสร้างภายในเนื้อแครอทเสียหายเร็วกว่า รวมถึงทำให้เกิดชั้นแข็งในเนื้อแครอทอย่างรวดเร็วซึ่งกีดขวางการซึมผ่านของน้ำเข้าสู่ภายในเนื้อแครอท

4. สีของแครอท

Table 3 แสดงสีของแครอทที่เปลี่ยนแปลงไปหลังการอบแห้งทั้งในส่วนของความเป็นสีแดงและความสว่าง จะเห็นได้ว่า แครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศจะให้สีแครอทที่แดงกว่าและคล้ำกว่าแครอทสด สังเกตได้จาก $\Delta L/L_i$ ที่มีค่าเป็นลบและ $\Delta a/a_i$ ที่มีค่าเป็นบวก อย่างไรก็ตาม หากพิจารณาโดยรวมแล้วจะพบว่าสีของแครอทที่อบแห้งภายใต้เงื่อนไขต่าง ๆ ในที่นี้ไม่แตกต่างกันมากนัก ซึ่งอาจมีสาเหตุมาจากช่วงความดันและอุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอทที่ใช้ในการทดลองมีค่าไม่กว้างพอ

เมื่อเปรียบเทียบกับแครอทที่อบแห้งแครอทด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำและการอบแห้งแบบสุญญากาศ (Devahastin et al., 2004) จะพบว่า แครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศมีสีคล้ำกว่าแครอทที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ความดันต่ำ แต่มีสีสว่างกว่าแครอทที่อบแห้งด้วยสุญญากาศ ในส่วนของความเป็นสีแดงของแครอท จะพบว่า แครอทที่อบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศมีสีแดงกว่าแครอทรอทที่อบแห้งด้วยสุญญากาศ แต่แดงน้อยกว่าแครอทที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ความดันต่ำ

Table 3 Redness and lightness of dried carrot at different drying conditions[1]

Temperature, °C	Pressure, kPa	Δa	ΔL
60	10	0.084 ± 0.008^{a}	-0.088 ± 0.005^{b}
	7	0.087 ± 0.007^{a}	-0.087 ± 0.005^{ab}
70	10	0.080 ± 0.008^{a}	-0.090 ± 0.006^{a}
	7	0.081 ± 0.007^{a}	-0.090 ± 0.007^{a}
80	10	0.080 ± 0.008^{a}	-0.091 ± 0.004^{a}
	7	0.080 ± 0.006^{a}	-0.089 ± 0.008^{a}

[1]Values in the same column with different superscripts means that the values are significantly different ($p<0.05$)

สรุป

ผลการทดลองอบแห้งแครอทด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศแสดงให้เห็นว่า เวลาที่ใช้ในการ อบแห้งจะลดลง หากเพิ่มอุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอทและลดความดันในห้องอบแห้ง อิทธิพลของอุณหภูมิควบคุมที่ผิวแครอทและความดันในห้องอบแห้งไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีของแครอท การอบแห้งด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศจะใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่ากรณีการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายใต้สภาวะความดันต่ำและการอบแห้งแบบสุญญากาศ อย่างไรก็ตาม แครอทที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งภายได้สภาวะความดันต่ำจะมีความสามารถในการคืนตัวสูงกว่า และมีสีที่แดงกว่าแครอทที่ได้จากการอบแห้งด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลภายใต้สภาวะสุญญากาศ

คำขอบคุณ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ได้ให้การสนับสนุนด้านการเงินสำหรับงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

Afzal, T.M., Abe, T. and Hikida, Y., 1999, "Energy and Quality Aspects During Combined FIR-Convection Drying of Barley", *Journal of Food Engineering*, Vol. 42, pp. 117-182.

Devahastin, S., Suvarnakuta, P., Soponronnarit, S. and Mujumdar, A.S., 2004, "A Comparative Study of Low-Pressure Superheated Steam and Vacuum Drying of a Heat-Sensitive Material", *Drying Technology*, Vol. 22, pp. 1845-1867.

Droumas, A.E. and Schubert, H., 1996, "Microwave Application in Vacuum Drying of Fruits", *Journal of Food Engineering*, Vol. 28, pp. 203-209.

Ginzburg, A.S., 1969, "Application of Infrared Radiation in Food Processing", Chemical and Process Engineering Series, Leonard Hill, London.

Jaya, S. and Das, H., 2003, "A Vacuum Drying Model for Mango Pulp", *Drying Technology*, Vol. 21, pp. 1215-1234.

Mongpraneet, S., Abe, T. and Tsurusaki, T., 2002a, "Accelerated Drying of Welsh Onion by Far Infrared Radiation under Vacuum Conditions", *Journal of Food Engineering*, Vol. 55, pp. 147-156.

Mongpraneet, S., Abe, T. and Tsurusaki, T., 2002b, "Far Infrared-Vacuum and Convection Drying of Welsh Onion", *Transactions of the ASAE*, Vol. 45, pp. 1529-2535.

Ratti, C. and Mujumdar, A.S., 1995, "Infrared Drying", pp. 567-588, in A.S. Mujumdar (Ed.) Handbook of Industrial Drying: Volume 1, 2nd edition, Marcel Dekker, New York.

Sandu, C., 1986, "Infrared Radiative Drying in Food Engineering: A Process Analysis", *Biotechnology Progress*, Vol. 2, pp. 109-119.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การอบแห้งแผ่นโฟมที่ทำจากกล้วยสุก

Drying of Foam-Mat Ripe Bananas

รติยา ธุวพาณิชยานันท์[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1]
Ratiya Thuwapanichayanan[1], Somkiat Prachayawarakorn[2] and Somchart Soponronnarit[1]

Abstract

Crisp bananas can be produced by several processes i.e. frying and high temperature drying. In this work, the approach proposed is to change its physical structure to make it more porous before drying. Foaming and drying of ripe bananas were investigated. The influences of hot air temperatures and densities of banana foam mats on drying rates and qualities (e.g. color and texture) were studied. Banana puree was foamed to lower density (0.5-0.8 g/ml) after whipping in the Kitchen Aid Mixer, Model 5K5SS (set at its maximum speed) by adding 10% of isolated soy protein as foam inducer. 3 mm thick banana foam mats were dried at temperatures 60, 70 and 80 ^{o}C and at air velocity 0.3 m/s in cabinet dryer. When the foam mats were dried, the internal structure of the mat appeared to get more porous to facilitate rapid drying. Drying rate was higher when drying temperature was increased and density of banana foam mats was decreased but quality of the dried banana foam mats in terms of color had a slight difference. Drying temperature and density of banana foam mats had a significant effect on hardness of which the value was decreased with increasing drying temperature and decreasing density of banana foam mats.

KEYWORDS: Crispness, Foam, Hardness, Hot air, Isolated soy protein, Nutrition food, Quality

บทคัดย่อ

เนื่องจากการอบแห้งกล้วยหั่นชิ้นที่อุณหภูมิต่ำจะใช้เวลาค่อนข้างนานในการลดความชื้นจนกระทั่งได้เป็นผลิตภัณฑ์ขนมอบกรอบ ดังนั้นแนวทางหนึ่งซึ่งช่วยลดระยะเวลาในการอบแห้งคือ การเปลี่ยนแปลงโครงสร้างทางกายภาพของเนื้อกล้วย โดยนำกล้วยไปผ่านกระบวนการโฟมมิ่ง เพื่อเพิ่มความมีรูพรุนให้กับเนื้อกล้วย งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อทำการอบแห้งกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งด้วยอากาศร้อน โดยศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศร้อน และความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง และคุณภาพของกล้วย เช่น สี และเนื้อสัมผัสของกล้วยหลังการอบแห้ง สำหรับกระบวนการโฟมมิ่งนั้นจะใช้ Isolated soy protein ปริมาณ 10% เป็นตัวเหนี่ยวนำให้เกิดฟองอากาศในเนื้อกล้วย โดยผสมลงในกล้วยปั่นซึ่งมีลักษณะเป็นของเหลวข้น แล้วนำไปผ่านการกวนด้วยเครื่องผสมยี่ห้อ Kitchen Aid รุ่น 5K5SS ด้วยอัตราเร็วสูงสุด เพื่อลดความหนาแน่นของกล้วย โดยความหนาแน่นของกล้วยที่ใช้ในการทดลองอยู่ในช่วง 0.50-0.80 g/ml และความหนาของกล้วย 3 มิลลิเมตร ในส่วนของกระบวนการอบแห้งนั้นจะทำการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ซึ่งอุณหภูมิที่ใช้คือ 60, 70 และ 80 ^{o}C และความเร็วลม 0.3 เมตรต่อวินาที จากการทดลองพบว่า อุณหภูมิของตัวกลางสูงและความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งต่ำจะให้อัตราการอบแห้งสูง และใช้เวลาในการอบแห้งสั้น ขณะที่คุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงและอุณหภูมิต่ำมีค่าแตกต่างกันเพียงเล็กน้อย สำหรับคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสนั้นพบว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิของตัวกลางสูงและความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งต่ำจะให้ค่าความแข็งต่ำกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิของตัวกลางต่ำและความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งสูง

คำสำคัญ ความกรอบ ความแข็ง คุณภาพ โปรตีนถั่วเหลือง โฟม อากาศร้อน อาหารโภชนาการ

---

[1] คณะพลังงานและวัสดุ [2] คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[1] School of Energy and Matenals [2] Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

คำนำ

กล้วยหอมเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญชนิดหนึ่งของประเทศ ในบางฤดูกาลจะมีกล้วยหอมมากเกินความต้องการ ซึ่งถ้าปล่อยทิ้งไว้จะก่อให้เกิดการสูญเสียทางเศรษฐกิจ ดังนั้นการแปรรูปกล้วยเป็นกล้วยอบแห้งจึงเป็นทางเลือกหนึ่งซึ่งทำให้สามารถเก็บไว้ได้นาน และส่งออกขายต่างประเทศได้อีกด้วย ซึ่งกระบวนการอบแห้งกล้วยมีหลายวิธี เช่น การอบแห้งแบบถาดด้วยอากาศร้อน การอบแห้งแบบถาดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง การอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งสุญญากาศร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล เป็นต้น การอบแห้งกล้วยหั่นชิ้นด้วยอากาศร้อนเป็นวิธีที่ประหยัดที่สุด ถ้าอบแห้งที่อุณหภูมิไม่สูงมากจะช่วยลดปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลซึ่งถือว่าเป็นปัญหาสำคัญอย่างหนึ่งในอุตสาหกรรมการแปรรูปกล้วยได้ แต่ค่อนข้างใช้เวลานาน เนื่องจากลักษณะทางกายภาพของกล้วยอันประกอบด้วยน้ำตาล และองค์ประกอบทางเคมีอื่น ทำให้ความชื้นเคลื่อนที่ออกสู่ผิวนอกได้ยาก แนวทางหนึ่งซึ่งช่วยลดระยะเวลาในการอบแห้งคือ การเปลี่ยนแปลงโครงสร้างทางกายภาพของเนื้อกล้วย โดยนำกล้วยไปผ่านกระบวนการโฟมมิ่งก่อนนำไปอบแห้ง เพื่อเพิ่มความมีรูพรุนให้กับเนื้อกล้วย และลดความหนาแน่นของกล้วยลง ซึ่งการลดระยะเวลาในการอบแห้งยังช่วยเพิ่มคุณภาพของกล้วยได้อีกด้วย เช่น กล้วยจะมีการเปลี่ยนแปลงสีน้อยลง

การโฟมมิ่งเป็นกระบวนการทำให้อาหารอยู่ในสภาพคอลลอยด์ (ปาริฉัตร, 2545) สำหรับอาหารบางชนิด เช่น ไข่ขาว นม สามารถทำให้เกิดฟองและอยู่ในสภาพคอลลอยด์ได้ด้วยการตีอัดอากาศ โดยคอลลอยด์ที่ได้มีความคงตัว เนื่องจากอาหารดังกล่าวประกอบด้วยโปรตีนที่ละลายน้ำได้ และ monoglycerides ซึ่งมีสมบัติในการทำให้เกิดฟองและฟองมีความเสถียร (Foam Stability) โดยโปรตีนที่ละลายน้ำได้จะเกิดการเสียสภาพหรือคลายเกลียว (Denaturation) ดังนั้นที่ผิวร่วมระหว่างน้ำกับฟองอากาศ (air-water interface) จึงเกิดโครงสร้างซึ่งสามารถทำหน้าที่กีดขวางการรวมตัวกันของอนุภาคคอลลอยด์ (ฟองอากาศ) เพราะโปรตีนมีโมเลกุลขนาดใหญ่พอที่จะทำหน้าที่เป็นเครื่องกีดขวางไม่ให้ฟองอากาศเกาะกลุ่มกันได้ และทำหน้าที่หน่วงให้การเคลื่อนที่ของฟองอากาศช้าลง ทำให้ฟองอากาศรวมตัวกันได้ยากขึ้น นอกจากนี้โปรตีนยังมีสมบัติในการยืดหยุ่นที่ดี ดังนั้นที่บริเวณผิวร่วม โปรตีนจะทำหน้าที่ในการเป็นตัวต้านทานต่อแรงเฉือนและแรงกดที่จะกระทำต่อฟองอากาศ และช่วยลดแรงตึงผิวของฟองอากาศ ซึ่งส่งผลให้ฟองอากาศมีความเสถียร (Cherry and Mcwatters, 1981) แต่สำหรับอาหารบางประเภทที่ไม่สามารถทำให้ฟองที่เกิดมีความเสถียร ก็จำเป็นต้องเติมสารผสมอาหารที่มีสมบัติในการทำให้ฟองเสถียรลงไป สารผสมอาหารดังกล่าว ได้แก่ Soy Protein Isolate, Glycerol Monostearate และ Tapioca starch เป็นต้น (Hart *et al.*, 1963) ซึ่งการทำให้อาหารเกิดฟองและฟองอากาศมีความเสถียร จะช่วยเพิ่มความมีรูพรุนให้กับอาหาร และลดความหนาแน่นของอาหารลง ส่งผลให้ใช้ระยะเวลาในการอบแห้งสั้นลง ดังนั้นงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อทำการอบแห้งกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งด้วยอากาศร้อน โดยศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศร้อน และความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง และคุณภาพของกล้วย เช่น สี และเนื้อสัมผัสของกล้วยหลังการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการ

1. การโฟมมิ่ง

นำกล้วยหอมระยะสุกที่ 5 ซึ่งเปลือกเป็นสีเหลืองแต่ปลายยังเป็นสีเขียว (ความหวานของน้ำตาลประมาณ 21-23°BRIX) มาปอกเปลือกและหั่นเป็นแผ่น จากนั้นทำการพรีทรีทเมนต์ด้วยการแช่ในสารละลายโซเดียมเมตาไบซัลไฟต์ความเข้มข้น 1% (w/w) นาน 2 นาที (Krokida *et al.*, 2000) และล้างด้วยน้ำกลั่นนาน 30 วินาที นำกล้วยที่ผ่านการพรีทรีทเมนต์มาสับให้ละเอียด และปั่นด้วยเครื่องปั่น (Waring blending) เป็นเวลา 1 นาที จากนั้นใส่ Soy Protein Isolated (SPI) ลงในกล้วยปั่นซึ่งมีลักษณะเป็นของเหลวข้น ปริมาณ 10% ใช้ช้อนกวนให้เข้ากัน แล้วนำไปผ่านการกวนด้วยเครื่องผสมยี่ห้อ Kitchen Aid รุ่น 5K5SS โดยใช้ใบกวนคือ Beater (แสดงดังรูปที่ 1) ด้วยอัตราเร็วสูงสุด เพื่อลดความหนาแน่นของกล้วย ในการกวนแต่ละครั้งจะใช้กล้วยประมาณ 800-900 กรัม เพื่อให้ใบกวนสามารถสัมผัสกับเนื้อกล้วยได้อย่างทั่วถึง สำหรับการวัดความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านการกวนแล้ว (โฟมกล้วย) ทำโดยตวงโฟมกล้วยใส่บีกเกอร์ปริมาณ 20 ml แล้วนำไปชั่งน้ำหนัก ดังนั้นจะสามารถคำนวณหาความหนาแน่นของโฟมกล้วยได้ โดยความหนาแน่นของโฟมกล้วยที่ใช้ในการทดลองอยู่ในช่วง 0.50-0.80 g/ml

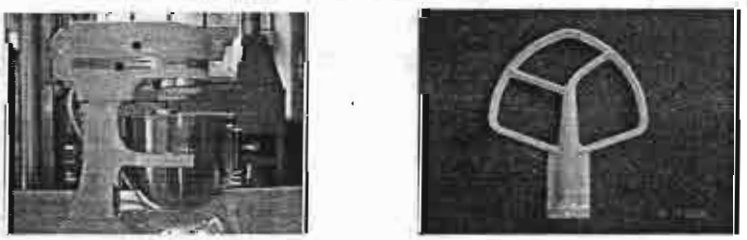


Figure 1 (a) Kitchen Aid Mixer Model 5K5SS, (b) Beater

2. การอบแห้งด้วยอากาศร้อน

เครื่องอบแห้งที่ใช้เป็นเครื่องอบแห้งแบบตู้ ซึ่งประกอบด้วยระบบอบแห้งแบบปั๊มความร้อน และระบบอบแห้งแบบใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้ง สำหรับในงานวิจัยนี้จะใช้ระบบอบแห้งที่ใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้งเท่านั้น (รายละเอียดของเครื่องอบแห้งแสดงดังรูปที่ 2) มีลักษณะการทำงานคือ อากาศภายในระบบจะถูกหมุนเวียนโดยพัดลม (Blower) ซึ่งสามารถปรับความเร็วรอบของพัดลมได้ โดยความเร็วลมที่ใช้ในการทดลองคือ 0.3 เมตรต่อวินาที และอากาศจะถูกทำให้ร้อนด้วยอุปกรณ์ให้ความร้อน (Heater) โดยมีเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID ซึ่งอุณหภูมิที่ใช้คือ 60, 70 และ 80 °C จากนั้นชั่งน้ำหนักตะแกรงขณะไม่มีแผ่นโฟมกล้วย (หรือกล้วยหั่นชิ้น) และชั่งน้ำหนักตะแกรงขณะมีแผ่นโฟมกล้วย (หรือกล้วยหั่นชิ้น) ก่อนนำเข้าห้องอบแห้ง และนำออกมาชั่งน้ำหนักทุก 10 นาที และอบแห้งจนกระทั่งเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 0.03 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง)

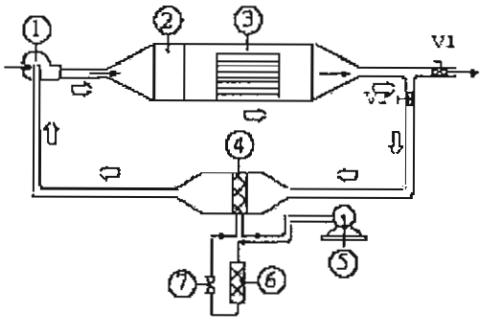


Figure 2 Drying system: (1) air blower, (2) heater, (3) drying chamber, (4) evaporator (5) compressor, (6) condenser, and (7) expansion valve

3. การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัส

การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของกล้วยหลังการอบแห้ง จะทดสอบโดยใช้เครื่อง Texture Analyser รุ่น TAXTi 2 ค่าความถูกต้อง ±0.001N ทำการทดสอบในลักษณะของแรงกด ซึ่งหัวกดที่ใช้ทดสอบเป็นหัวกดทรงกระบอกตัน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 6 mm ความเร็วของหัวกด 1 mm/s ใช้ตัวอย่างในการทดสอบ 10 ตัวอย่าง

ผลและวิจารณ์

1 ความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่ง

รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นของโฟมกล้วยเมื่อใช้เวลาในการกวนแตกต่างกัน จากผลการทดลองพบว่า เมื่อใช้เวลาในการกวนนานขึ้น จะทำให้ความหนาแน่นของโฟมกล้วยลดลง โดยความหนาแน่นของโฟมกล้วยลดลงเหลือ 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml เมื่อใช้เวลาในการกวน 50, 27 และ 5 นาที ตามลำดับ แต่ทั้งนี้ไม่ควรใช้เวลาในการกวนมากกว่า 50 นาที เนื่องจากจะทำให้ความหนาแน่นของโฟมกล้วยเพิ่มขึ้น (Hart *et al.*, 1963) ทำการทดลองกวนมะเขือเทศที่มีปริมาณของแข็งที่ละลายน้ำได้ (Soluble Solids) 34% โดยใช้ Glyceryl Monostearate เป็นตัวกระตุ้นให้เกิดฟองและทำให้ฟองมีความเสถียร พบว่าเมื่อใช้เวลาในการกวนนานเกินไป (มากกว่า 12 นาที) จะทำให้ความหนาแน่นของโฟมเพิ่มขึ้น เนื่องจากฟองอากาศที่เกิดขึ้นเกิดการยุบตัว (Collapse) หรืออาจเกิดการรวมตัวกันกลายเป็นฟองอากาศขนาดใหญ่ซึ่งไม่มีเสถียร

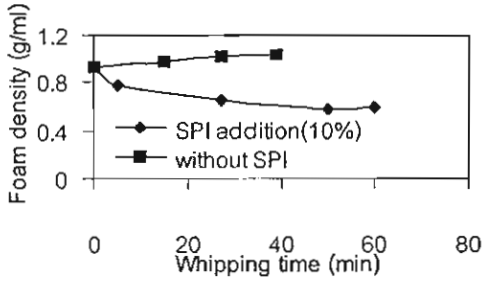


Figure 3 Density of banana foams as a function of whipping time (Soy Protein Isolate addition 10%)

2 ผลการอบแห้งแผ่นโฟมกล้วยด้วยอากาศร้อน

เนื่องจากความชื้นเริ่มต้นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่ง กล้วยหั่นชิ้น และกล้วยที่นำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้น โดยไม่ใส่ SPI มีค่าต่างกัน โดยความชื้นเริ่มต้นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งอยู่ในช่วง 2.3-2.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) ในขณะที่ความชื้นเริ่มต้นของกล้วยหั่นชิ้น และกล้วยที่นำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้นโดยไม่ใส่ SPI อยู่ในช่วง 3-3.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C ความเร็วลม 0.3 เมตรต่อวินาที ดังนั้นจึงอธิบายการเปลี่ยนแปลงความชื้นในรูปของอัตราส่วนความชื้น (Moisture Ratio) แสดงดังรูปที่ 4 จากผลการทดลองที่ได้พบว่า การเปลี่ยนแปลงโครงสร้างทางกายภาพของกล้วยโดยการนำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้น (ไม่ใส่ SPI) จะช่วยลดระยะเวลาในการอบแห้งลงได้อย่างมากเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งกล้วยหั่นชิ้น แต่ทั้งในกรณีอบแห้งกล้วยหั่นชิ้นและกล้วยที่นำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้น สามารถลดความชื้นลงได้สูงสุดเหลือประมาณ 0.07 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) เท่านั้น โดยกล้วยหั่นชิ้นใช้เวลาประมาณ 10 ชั่วโมง ในขณะที่กล้วยที่นำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้นจะใช้เวลาประมาณ 7 ชั่วโมง ในขณะที่การอบแห้งกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วย 0.57±0.01 g/ml และ 0.77±0.01 g/ml สามารถลดความชื้นให้เหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 0.03 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) ได้

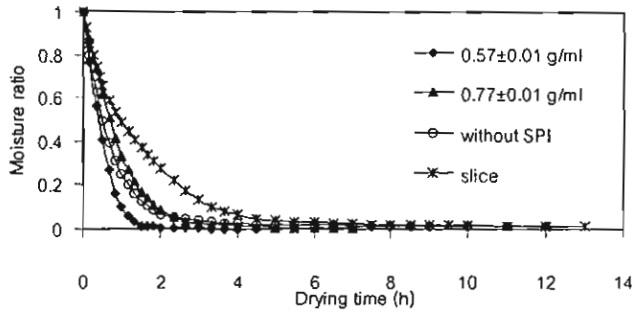


Figure 4 Drying rate curves for banana foam mats, banana slice and banana puree without Soy Protein Isolate (Hot air temperature 60°C, Air velocity 0.3 m/s)

2.1 อิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศร้อนที่มีผลต่อการลดความชื้น

รูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นและอัตราการอบแห้งของแผ่นโฟมกล้วยเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศร้อนในการอบแห้งแตกต่างกัน โดยใช้ความเร็วลม 0.3 เมตรต่อวินาที ความชื้นเริ่มต้นของแผ่นโฟมกล้วยอยู่ในช่วง 2.3-2.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) ซึ่งการเปลี่ยนแปลงความชื้นของแผ่นโฟมกล้วยจะลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงแรกของการอบแห้ง และค่อยๆ ช้าลง ซึ่งแสดงถึงการมีการเปลี่ยนแปลงของอัตราการลดลงของความชื้น (อัตราการอบแห้ง) ถ้าพิจารณาจากกราฟแสดงอัตราการอบแห้งของแผ่นโฟมกล้วย (รูปที่ 5 (b)) จะสามารถแบ่งอัตราการอบแห้งออกเป็น 2 ช่วง คือ ช่วงอัตราการอบแห้งคงที่และช่วงอัตราการอบแห้งลดลง โดยอัตราการอบแห้งเกือบจะคงที่ในช่วงความชื้น 1.6-2.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) ที่ทุกเงื่อนไขการอบแห้ง (ที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C) ซึ่งช่วงนี้เป็นช่วงที่แผ่นโฟมกล้วยมีความชื้นสูงโดยเฉพาะที่บริเวณผิวจะมีปริมาณน้ำอยู่เป็นจำนวนมาก ดังนั้นการถ่ายเทความชื้นในช่วงนี้จะเป็นการระเหยน้ำที่บริเวณผิว ซึ่งเกิดจากการแพร่อันเนื่องมาจากความแตกต่างของความเข้มข้นของไอน้ำที่ผิวและที่อากาศรอบนอก และที่ความชื้นต่ำกว่า 1.6 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) เป็นช่วงของอัตราการอบแห้งลดลง เมื่อพิจารณาจากความชันของเส้นกราฟของอัตราการอบแห้ง (รูปที่ 5 b) พบว่ามีการเปลี่ยนแปลงความชันของเส้นกราฟที่ความชื้นประมาณ 0.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) แสดงว่าอัตราการอบแห้งลดลงที่เกิดขึ้นมีมากกว่า 1 ช่วง นั่นคือ ช่วงที่ความชื้นมีค่า 0.5-1.6 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) เป็นช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก (First Falling Rate Drying Period) และช่วงที่ความชื้นต่ำกว่า 0.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) เป็นช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง (Second Falling Rate Drying Period) โดยช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรกจะเป็นช่วงที่แผ่นโฟมกล้วยยังมีความชื้นสูงอยู่แต่ที่บริเวณผิวของแผ่นโฟมกล้วยเริ่มมีบางส่วนที่แห้ง (ยังมีบางส่วนที่เปียก) ดังนั้นอัตราการระเหยน้ำอาจถูกควบคุมโดยความต้านทานต่อการเคลื่อนที่ของโมเลกุลของน้ำในวัสดุหรือความแตกต่างของความเข้มข้นของไอน้ำที่ผิววัสดุและที่อากาศรอบนอกหรือทั้งสองอย่าง แต่ในช่วงที่สองที่บริเวณผิวจะไม่มีส่วนที่เปียกอยู่แล้ว ดังนั้นอัตราการระเหยน้ำจะถูกควบคุมโดยความต้านทานต่อการเคลื่อนที่ของโมเลกุลของน้ำในวัสดุเท่านั้น ซึ่งการถ่ายเทความชื้นจากภายในเนื้อวัสดุมาที่ผิวจะยากและช้ากว่าการระเหยน้ำจากผิวไปยังอากาศรอบนอก ส่งผลให้อัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สองต่ำกว่าอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก (Karim and Wai, 1999) ศึกษาลักษณะเฉพาะของการอบแห้งมะเฟือง (starfruit) ที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งด้วยอากาศร้อน ที่อุณหภูมิ 70 และ 90°C ความชื้นเริ่มต้นของแผ่นโฟมมะเฟืองประมาณ 0.9 (เศษส่วนมาตรฐานเปียก) พบว่า กระบวนการอบแห้งที่เกิดขึ้นจะไม่มีช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ จะมีเพียงช่วงอัตราการอบแห้งลดลง ซึ่งสามารถแบ่งออกได้เป็น 2 ช่วงย่อย

คือ ช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงแรก ซึ่งเป็นช่วงของการระเหยน้ำที่บริเวณชั้นผิว และช่วงอัตราการอบแห้งลดลงช่วงที่สอง ซึ่งเป็นช่วงที่น้ำบริเวณชั้นผิวลดลงอย่างมาก ดังนั้นในช่วงนี้จึงเป็นการเคลื่อนที่ของน้ำจากภายในวัสดุมายังผิวนั่นเอง ดังนั้นการอบแห้งผลิตภัณฑ์ที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งจะมีหรือไม่มีช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ ขึ้นอยู่กับชนิดของผลิตภัณฑ์ที่นำมาอบแห้ง

นอกจากนี้จากการทดลองพบว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่ออัตราการอบแห้ง โดยการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง จะให้อัตราการอบแห้งสูง และใช้เวลาในการอบแห้งสั้นกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ จากรูปที่ 5 (a) จะเห็นได้ว่า เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิ 80°C จะใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 2 ชั่วโมง ในขณะที่อบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C และ 70°C จะใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 6 ชั่วโมง และ 3.5 ชั่วโมง ตามลำดับ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงมีความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของตัวกลางและแผ่นโฟมกล้วยมาก ทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนสูง ส่งผลให้น้ำสามารถเคลื่อนที่ออกจากแผ่นโฟมกล้วยได้ดี

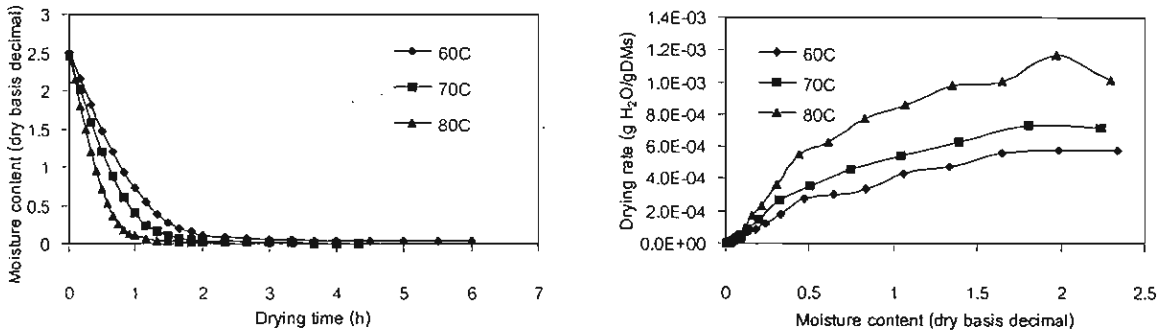


Figure 5 (a) Drying curves for banana foam mats at 60, 70 and 80°C, (b) Drying rate curves for banana foam mats at 60, 70 and 80°C (Density of banana foams 0.66±0.01 g/ml)

2.2 อิทธิพลของความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งที่มีผลต่อการลดความชื้น

รูปที่ 6 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นและอัตราการอบแห้งของแผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้นแตกต่างกัน โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C ความเร็วลม 0.3 เมตรต่อวินาที ความชื้นเริ่มต้นของแผ่นโฟมกล้วยอยู่ในช่วง 2.3-2.5 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) อบแห้งให้เหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 0.03 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) จากผลการทดลองพบว่า เมื่อความหนาแน่นของโฟมกล้วยมีค่าน้อย จะให้อัตราการอบแห้งสูง และใช้เวลาในการอบแห้งสั้นกว่ากรณีความหนาแน่นของโฟมกล้วยมีค่ามาก ดังแสดงในรูปที่ 6 (a) เมื่ออบแห้งที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วย 0.57±0.01 g/ml ใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 3 ชั่วโมง ในขณะที่อบแห้งที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วย 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml จะใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 6 ชั่วโมง และ 7 ชั่วโมง ตามลำดับ ซึ่งการลดความหนาแน่นของโฟมกล้วยจาก 0.77±0.01 g/ml เป็น 0.57±0.01 g/ml จะช่วยลดระยะเวลาในการอบแห้งได้ถึง 50% เนื่องจากการทำให้โฟม กล้วยมีความหนาแน่นน้อย คือการทำให้เนื้อโฟมกล้วยมีรูพรุนมาก ส่งผลให้น้ำสามารถเคลื่อนที่ออกสู่ตัวกลางได้ง่ายกว่ากรณีที่โฟมกล้วยมีความหนาแน่นสูง

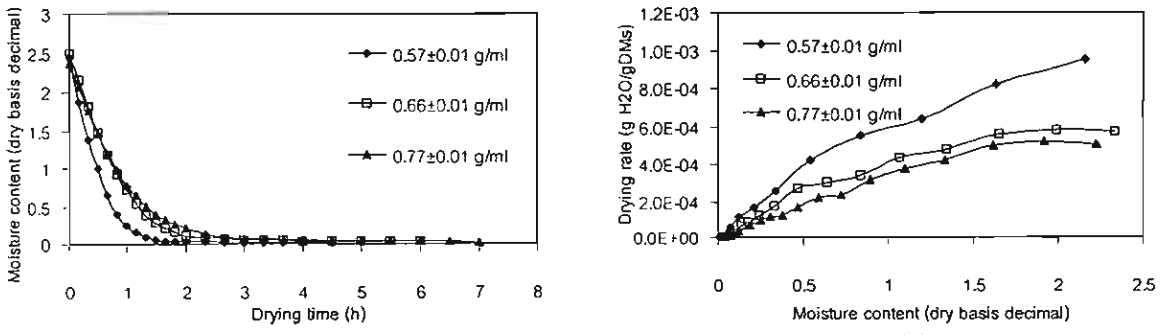


Figure 6 (a) Drying curves for banana foam mats at densities 0.57±0.01, 0.66±0.01 and 0.77±0.01 g/ml,
(b) Drying rate curves for banana foam mats at densities 0.57±0.01, 0.66±0.01 and 0.77±0.01 g/ml
(Hot air temperature 60°C, Air velocity 0.3 m/s)

สำหรับอัตราการอบแห้งของแผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้นแตกต่างกัน แสดงดังรูปที่ 6 (b) พบว่ามีลักษณะเช่นเดียวกับอัตราการอบแห้งของแผ่นโฟมกล้วยเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศร้อนในการอบแห้งแตกต่างกัน (รูปที่ 6 b)

3 สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น

ผลจากการระเหยของน้ำทำให้ความชื้นของแผ่นโฟมกล้วยมีค่าลดลง โดยความชื้นที่ลดลงนี้สามารถคำนวณได้จากสมการการแพร่ของ Fick (สมการที่ 1)

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D\left[\frac{\partial^2 M}{\partial x^2}\right] \quad (1)$$

โดยมีภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขตดังนี้

$$M(x,0) = Min\ ,\ t = 0 \quad (2)$$

$$D\left(\frac{\partial M}{\partial x}\right)_{x=0} = 0\ ,\ t > 0 \quad (3)$$

$$-D\left(\rho\frac{\partial M}{\partial x}\right)_{x=x_O} = h'_D\left(C_p - C_a\right)\ ,\ t > 0 \quad \left(\text{โดยที่ } C = \frac{m_v}{V_v} = \frac{P_v M_{H_2O}}{RT}\right) \quad (4)$$

ดังนั้น

$$-D\left(\rho\frac{\partial M}{\partial x}\right)_{x=x_O} = \frac{h'_D M_{H_2O}}{R}\left(\frac{P_{v,p}}{T_p} - \frac{P_{v,a}}{T_a}\right)\ ,\ t > 0 \quad (5)$$

เมื่อ a คือ อากาศร้อน, D คือ สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น (m^2/min), h'_D คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล (m/min), M_m คือความชื้นเริ่มต้นของแผ่นโฟมกล้วย (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง), M_{H_2O} คือ น้ำหนักโมเลกุลของน้ำ (kg/kmol), P คือ ความดัน (kPa), p คือ แผ่นโฟมกล้วย, R คือ ค่าคงที่ของก๊าซสากล (kJ/kmol.K), T คือ อุณหภูมิ (K), t คือ เวลา (min), v คือ ไอน้ำ, x คือ ความหนาของแผ่นโฟมกล้วย (m), ρ คือ ความหนาแน่นของแผ่นโฟมกล้วย (kg/m^3)

ภาวะขอบเขตในสมการ (3) และ (4) แสดงถึงอัตราการระเหยน้ำที่เป็นผลเนื่องมาจากการถ่ายเทความชื้นที่ผิวที่เกิดจากการแพร่อันเนื่องมาจากความแตกต่างของความเข้มข้นของไอน้ำที่ผิวแผ่นโฟมกล้วยและที่อากาศรอบนอก ซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการแพร่ของความชื้นที่ออกจากแผ่นโฟมกล้วย สำหรับวิธีการหาความดันไอในตัวกลาง ($P_{v,a}$) และที่ผิว ($P_{v,p}$) คำนวณได้จากสมการ (6) และ (7) ตามลำดับ

$$P_{v,a} = P_{sat\ at\ T_{bed}} \times RH_a \quad (6)$$

$$P_{v,p} = P_{sat\ at\ T_p} \times RH_p\ (\text{at surface}) \quad (7)$$

สำหรับค่า RH_p นั้นหาได้โดยนำสมการที่ใช้ทำนายความชื้นสมดุลของกล้วย (Garcia *et al.*, 1988) มาประยุกต์ใช้โดยแทนความชื้นสมดุลด้วยความชื้นที่ผิวของแผ่นโฟมกล้วยก็จะสามารถหาความชื้นสัมพัทธ์ที่ผิวของแผ่นโฟมกล้วยได้

Table 1 Effect of drying variables on diffusion coefficients (D) of banana foam mats, banana slices and banana puree

Variable	D(m^2/min)	R^2
Banana foam mats		
- Hot air temperature (at foam density 0.66±0.01 g/ml)		
60°C	1.7×10^{-8}	0.95
70°C	2.3×10^{-8}	0.96
80°C	3.4×10^{-8}	0.94
- Foam density (at hot air temperature 60°C)		
0.57±0.01 g/ml	2.9×10^{-8}	0.98
0.66±0.01 g/ml	1.7×10^{-8}	0.95
0.77±0.01 g/ml	1.5×10^{-8}	0.97
banana slices (at hot air temperature 60°C)	1×10^{-8}	0.99
banana puree (at hot air temperature 60°C)	2×10^{-8}	0.99

แต่จากสมการ (1), (3) และ (5) จะเห็นได้ว่าติดตัวแปร D ดังนั้นในการคำนวณความชื้นของแผ่นโฟมกล้วยจึงต้องทำการสมมติค่า D เมื่อสมมติค่า D แล้ว จะสามารถคำนวณความชื้นของแผ่นโฟมกล้วยได้ และนำผลความชื้นที่คำนวณได้เปรียบเทียบกับผลการทดลอง จากการสมมุติค่า D เพื่อให้ความชื้นที่ได้จากการคำนวณมีค่าใกล้เคียงกับการทดลองมากที่สุด ได้พิจารณาจากค่า R^2 พบว่าค่า D เพิ่มขึ้นเมื่ออบแห้งแผ่นโฟมกล้วยที่อุณหภูมิสูงขึ้น และที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วยลดลง แสดงดังตารางที่ 1

4 การเปลี่ยนแปลงสีของโฟมกล้วย

4.1 อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศร้อนที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงสีของแผ่นโฟมกล้วย

เมื่อพิจารณาสีของแผ่นโฟมกล้วยเมื่อสิ้นสุดการอบแห้งโดยทำการเปรียบเทียบกับ Color Chart พบว่าสีที่ได้มีความแตกต่างกันเพียงเล็กน้อยดังนี้ เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C สีของแผ่นโฟมกล้วยที่ได้อยู่ในกลุ่ม GREYED-BROWN 199 C, GREYED-BROWN 199 C และ GREYED-BROWN 199 B ตามลำดับ นั่นคือเมื่อใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งสูงแผ่นโฟมกล้วยจะมีสีอ่อนกว่าเมื่อใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งต่ำกว่า ซึ่งสามารถแสดงผลออกมาได้ในรูปของค่า L,a และ b คือ เมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูง ค่า L จะสูงกว่ากรณีอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำกว่า นั่นคือแผ่นโฟมกล้วยจะมีความสว่างมากกว่า โดยค่า L เมื่อสิ้นสุดการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C มีค่า 71.23±1.66, 72.60±1.38 และ 72.66±1.14 ตามลำดับ ทั้งนี้เนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะใช้เวลาในการอบแห้งสั้นกว่า จึงเกิดการเปลี่ยนแปลงสีน้อยกว่า (ค่า L ที่อุณหภูมิ 70°C และ 80°C ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ) สำหรับค่า b จากผลการทดลองพบว่า เมื่อใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งสูง ค่า b จะสูงกว่ากรณีใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งต่ำ นั่นคือแผ่นโฟมกล้วยจะมีสีเหลืองมากกว่า โดยค่า b เมื่อสิ้นสุดการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C มีค่า 16.53±0.71, 18.69±0.67 และ 19.21±0.64 ตามลำดับ ทั้งนี้เนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงนั้น อิทธิพลของอุณหภูมิจะส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ถึงแม้ว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะใช้เวลาในการอบแห้งสั้นกว่า (ค่า b ที่อุณหภูมิ 70°C และ 80°C ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ) สำหรับค่า a จากผลการทดลองพบว่า ไม่สามารถหาความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของอากาศร้อนที่ใช้ในการอบแห้งกับค่า a ได้ เนื่องจากมีลักษณะแปรปรวน โดยค่า a เมื่อสิ้นสุดการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C มีค่า 1.63±0.17, 0.40±0.15 และ 1.07±0.10 ตามลำดับ

4.2 อิทธิพลของหนาแน่นของโฟมกล้วยที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงสีของแผ่นโฟมกล้วย

สำหรับการอบแห้งที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วย 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml ที่อุณหภูมิ 60°C สีของแผ่นโฟมกล้วยเมื่อทำการเปรียบเทียบกับ Color Chart พบว่าสีที่ได้อยู่ในกลุ่ม GREYED-BROWN 199 B, GREYED-BROWN 199 C และ GREYED-BROWN 199 D ตามลำดับ นั่นคือที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วยต่ำ แผ่นโฟมกล้วยจะมีสีเข้มกว่าที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วยสูง ซึ่งอาจเป็นสาเหตุเนื่องมาจากการลดความหนาแน่นของโฟมกล้วยในระหว่างขั้นตอนของการโฟมมิ่งนั้นจะมีความร้อนเกิดขึ้นอันเนื่องมาจากการกวน (Whipping) ดังนั้นหากต้องการลดความหนาแน่นของโฟมกล้วยให้มีค่าต่ำมาก จะต้องใช้เวลาในการกวนมาก ส่งผลให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของสีมาก (สีเข้มขึ้น)

5 การเปลี่ยนแปลงคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้ง

การวัดการเปลี่ยนแปลงคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้งนั้น จะใช้เครื่องวัดค่าเนื้อสัมผัส (Texture Analyser) โดยทำการวัดแรงในลักษณะของแรงกล ซึ่งเป็นลักษณะที่สำคัญที่เกี่ยวข้องกับปฏิกิริยาของอาหารที่มีต่อแรงที่กระทำ เพื่อใช้บ่งบอกลักษณะเนื้อสัมผัสของอาหาร เช่น ความแข็ง (hardness) และความกรอบ (crispness) เป็นต้น

สำหรับการวัดความกรอบของผลิตภัณฑ์ที่มีรูพรุนนั้น จะใช้วิธีการนับจำนวนยอด (Number of peak) ของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้ง ซึ่งจำนวนยอดแสดงถึงความกรอบของแผ่นโฟมกล้วยได้ ถ้าหากมีจำนวนยอดมากแสดงว่าผลิตภัณฑ์มีความกรอบมาก เนื่องจากยอดเกิดจากการเปลี่ยนแปลงความชันของเส้นกราฟแรง-ระยะทาง ซึ่งการเปลี่ยนแปลงความชันของเส้นที่เกิดขึ้นนั้น เกิดจากหัวกดกดไปเจอในส่วนของช่องว่าง (รูพรุน) ถ้าหากผลิตภัณฑ์มีรูพรุนมาก (กรอบมาก) จะเกิดการเปลี่ยนแปลงความชันของเส้นกราฟหลายครั้ง (เกิดยอดหลายยอด)

5.1 อิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศร้อนที่มีต่อความแข็งและความกรอบ

รูปที่ 7 (a) แสดงค่าแรงต้านทานสูงสุด (ความแข็ง) ของแผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้น 0.66±0.01 g/ml หลังการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C โดยให้เหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 0.03 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) จากผลการทดลองที่ได้พบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่อค่าแรงต้านทานสูงสุด (ความแข็ง) โดยอุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งสูง แรงต้านทานสูงสุดที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วยต่ำกว่ากรณีใช้อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งต่ำ นั่นคือแผ่นโฟ

มกล้วยจะมีความแข็งน้อยกว่า โดยค่าแรงต้านทานสูงสุดเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C มีค่า 8.73±2.51, 6.69±2.57 และ 5.07±1.99 N ตามลำดับเนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะใช้เวลาในการอบแห้งสั้น ส่งผลให้แผ่นโฟมกล้วยเกิดการหดตัวน้อย และเมื่อพิจารณาความกรอบจากจำนวนยอด (Number of peak) ของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วย พบว่าจำนวนยอดของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้งที่อุณหภูมิ 60, 70 และ 80°C มีค่า 9±4, 13±8 และ 14±7 ซึ่งไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95% แสดงดังรูปที่ 7 (b)

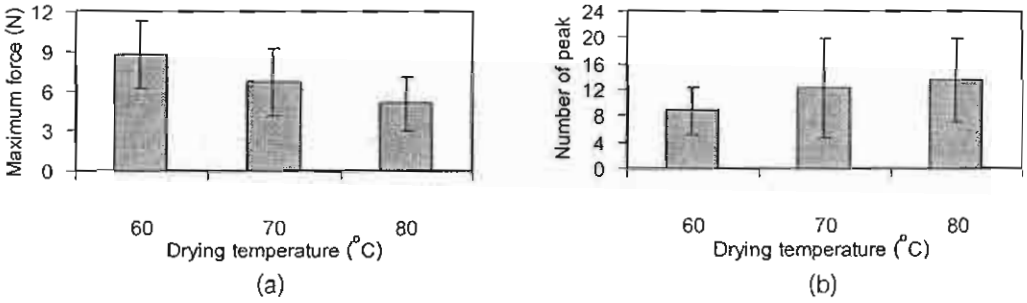


Figure 7 (a) Hardness for banana foam mats at 60, 70 and 80°C, (b) Number of peak for banana foam mats at 60, 70 and 80°C (Density of banana foams 0.66±0.01 g/ml)

5.2 อิทธิพลของความหนาแน่นของโฟมกล้วยที่มีต่อความแข็งและความกรอบ

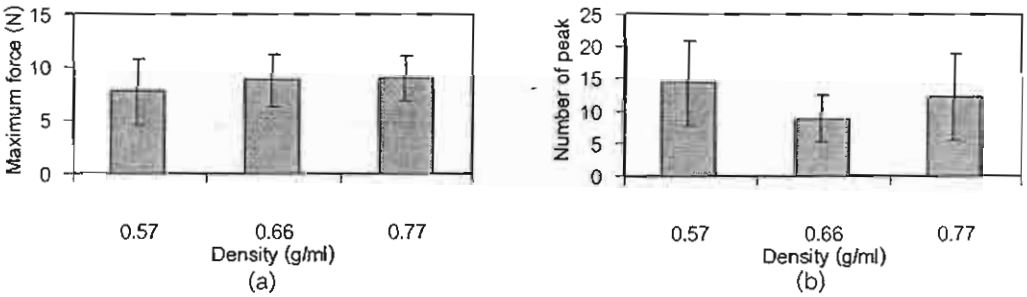


Figure 8 (a) Hardness for banana foam mats at densities 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml
(b) Number of peak for banana foam mats at densities 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml (Hot air temperature 60°C, Air velocity 0.3 m/s)

รูปที่ 8 (a) แสดงค่าแรงต้านทานสูงสุดของแผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้นแตกต่างกัน โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C ให้เหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 0.03 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) โดยค่าแรงต้านทานสูงสุดเมื่ออบแห้งที่ความหนาแน่นเริ่มต้นของโฟมกล้วย 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml มีค่า 7.67±3.13, 8.73±2.51 และ 8.98±2.11 N ตามลำดับ ซึ่งไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ สำหรับความกรอบซึ่งพิจารณาจากจำนวนยอดของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วย พบว่าจำนวนยอดของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้งที่ความหนาแน่นเริ่มต้นของโฟมกล้วย 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml มีค่า 15±7, 9±4 และ 13±7 ซึ่งไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญเช่นเดียวกัน แสดงดังรูปที่ 8 (b)

6 ลักษณะพื้นผิวของแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้ง

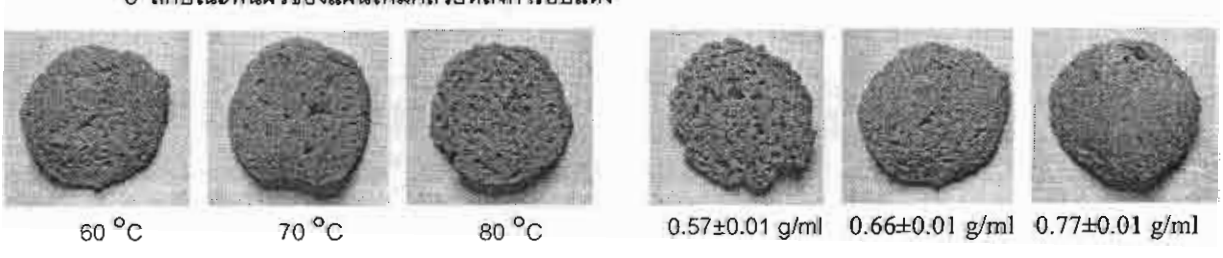


Figure 9 (a) surface of banana foam mat at 60, 70 and 80°C (Density of banana foams 0.66±0.01 g/ml)
(b) surface of banana foam mat at densities 0.57±0.01, 0.66±0.01 และ 0.77±0.01 g/ml (60°C)

รูปที่ 9 (a) แสดงลักษณะพื้นผิวของแผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้น 0.66±0.01 g/ml หลังการอบแห้งที่อุณหภูมิของตัวกลางแตกต่างกัน จากรูปจะเห็นได้ว่า แผ่นโฟมกล้วยที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะมีรูพรุนมากกว่าแผ่นโฟมกล้วยที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำกว่า เนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง จะใช้เวลาในการอบแห้งสั้นกว่า ส่งผลให้ฟองอากาศเกิดการยุบตัว (Collapse) ได้น้อยกว่า และยังคงความมีรูพรุนอยู่ รูปที่ 9 (b) แสดงลักษณะพื้นผิวของแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้งกรณีที่มีความหนาแน่นเริ่มต้นแตกต่างกัน โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ 60°C จากรูปจะเห็นได้ว่า แผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้นต่ำ จะมีรูพรุนมากกว่าแผ่นโฟมกล้วยที่มีความหนาแน่นเริ่มต้นสูง เนื่องจากการทำให้โฟมกล้วยมีความหนาแน่นน้อย คือการทำให้เนื้อโฟมกล้วยมีรูพรุนมากนั่นเอง

สรุป

เมื่อใส่ Soy Protein Isolate ปริมาณ 10g/100g ลงในกล้วยปั่นซึ่งมีลักษณะเป็นของเหลวข้น แล้วนำไปกวนที่เวลาต่างๆ พบว่า สามารถลดความหนาแน่นของกล้วยลงได้ เมื่อใช้เวลาในการกวนนานขึ้น แต่ทั้งนี้ไม่ควรใช้เวลาในการกวนมากกว่า 50 นาที เนื่องจากจะทำให้ความหนาแน่นของโฟมกล้วยเพิ่มขึ้น และเมื่อนำกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งไปอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 60°C, 70°C และ 80°C โดยใช้ความหนาของแผ่นโฟมกล้วย 3 mm และความหนาแน่นของโฟมกล้วยอยู่ในช่วง 0.5 - 1 g/ml จากผลการทดลองพบว่า อุณหภูมิของตัวกลางสูงและความหนาแน่นของโฟมกล้วยต่ำจะให้อัตราการอบแห้งสูง และเมื่อเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งกับกล้วยหั่นชิ้นและกล้วยที่นำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้น โดยไม่ใส่ Soy Protein Isolate (SPI) พบว่าการอบแห้งกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งจะช่วยลดระยะเวลาในการอบแห้งลงได้อย่างมาก และสามารถลดความชื้นลงได้ถึง 0.03 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) ในขณะที่การอบแห้งกล้วยหั่นชิ้นและกล้วยที่นำไปปั่นให้เป็นของเหลวข้น สามารถลดความชื้นลงได้สูงสุดเหลือประมาณ 0.07 (เศษส่วนมาตรฐานแห้ง) เท่านั้น

เมื่อพิจารณาคุณภาพด้านสีของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งเมื่อสิ้นสุดการอบแห้งพบว่า สีที่ได้มีความแตกต่างกันเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ทั้งในกรณีที่ใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนในการอบแห้งแตกต่างกัน และในกรณีที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วยเริ่มต้นแตกต่างกัน สำหรับคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสนั้นพบว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิของตัวกลางสูงและความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งต่ำจะให้ค่าความแข็งต่ำกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิของตัวกลางต่ำและความหนาแน่นของกล้วยที่ผ่านกระบวนการโฟมมิ่งสูง เมื่อพิจารณาความกรอบจากจำนวนยอดของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วย พบว่าจำนวนยอดของค่าแรงที่กระทำต่อแผ่นโฟมกล้วยหลังการอบแห้งทั้งในกรณีที่ใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนในการอบแห้งแตกต่างกันและในกรณีที่ความหนาแน่นของโฟมกล้วยเริ่มต้นแตกต่างกัน ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยขอขอบพระคุณสำนักงานคณะกรรมการอุดมศึกษาและสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุนที่ใช้ในงานวิจัยของโครงการนี้

เอกสารอ้างอิง

ปาริฉัตร หงสประภาส. 2545. เคมีกายภาพของอาหาร คอลลอยด์ อิมัลชัน และเจล. สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. กรุงเทพฯ. หน้า 6.

Cherry, J.P. and Mcwatters, K.H. 1981. Protein Functionality in Foods. American Chemistry Society. 149-175.

Garcia, R., Leal, F. and Rolz, C. 1988. Drying of Bananas Using Microwave and Air Ovens. *International Journal of Food Science and Technology*, 23, 78-80.

Hart, M.R., Graham, R.P., Ginnette, L.F. and Morgan, A.I. (1963). Foams For Foam-Mat Drying. *Food Technology*, 17, 1302-1304.

Karim, A.A. and Wai, C.C. (1999). Foam-Mat Drying of Starfruit (*Averrhoa carambola L.*) Puree Stability and Air Drying Characteristics. *Food Chemistry*, 64, 337-343.

Krokida, M.K., Kiranoudis, C.T., Maroulis, Z.B. and Marinos, D. (2000). Effect of Pretreatment on Color of Dehydrated Products. *Drying Technology*, 18(6), 1239-1250.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน

Investigation of Drying Kinetics of Beef Dried Using Superheated Steam and Hot Air

ศิริวัฒ สินประเสริฐ[1]*, ชัยยงค์ เตชะไพโรจน์[2] และสมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3], สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
Siriwat Sinprasert[1], Chaiyong Taechapairoj[2] and Somkiat Prachayawarakorn[3], Somchart Soponronnarit[4]

ABSTRACT

Drying method greatly affects drying kinetics and food quality. To obtain desired quality of meat product used for producing snack food. The purpose of this work is to study drying kinetics of beef undergoing superheated steam and hot air drying processes. The drying samples were cutting perpendicular (transverse section) of the fiber direction. Quality attributes of dried products in terms of color, shrinkage and texture were investigated. The experiments were set up at drying temperatures of 130-150°C. Beef with the initial moisture contents of 245-255% d.b. was dried until the moisture content of 11% d.b. was reached. The experimental results showed that an increase in drying temperature significantly reduced drying time. However, qualities in terms of color (L, a, b), shrinkage and hardness were not significantly different. Considering drying medium, it was found that effective diffusion coefficient of beef dried by superheated steam was higher than that dried by hot air. The final product obtained form superheated steam drying had more uniform-color and higher degree of shrinkage than that obtained from hot air drying. However, hardness potential of the samples dried by the two methods were insignificantly different ($p>0.05$).

Key words: Cow Meat, Drying, Shrinkage, Superheated Steam, Texture

บทคัดย่อ

วิธีการอบแห้งมีผลกระทบอย่างมากต่อจลนพลศาสตร์ของการอบแห้งและคุณภาพของอาหาร เพื่อให้ได้คุณภาพตามที่ต้องการของเนื้ออบแห้งสำหรับเป็นของกินเล่น งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งของเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยชิ้นตัวอย่างของการอบแห้งเป็นแบบตัดขวางเส้นใย พร้อมทั้งเปรียบเทียบคุณภาพทางด้านสี, การหดตัวและเนื้อสัมผัสของเนื้อวัวหลังการอบแห้ง เงื่อนไขการทดลองมีดังนี้ อบแห้งเนื้อวัวที่มีความชื้นเริ่มต้น 245-255% d.b. จนกระทั่งความชื้นสุดท้ายเท่ากับ 11% d.b. อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่ใช้อยู่ในช่วง 130-150°C จากการทดลองพบว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิสูง สามารถลดความชื้นได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ขณะที่คุณภาพด้านสีโดยวัดในเทอมการเปลี่ยนแปลงสีของตัวแปร L, a และ b การหดตัว และความแข็ง มีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ $p<0.05$ เมื่อพิจารณาชนิดของตัวกลางในการอบแห้ง พบว่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีค่าสูงกว่ากรณีอบแห้งด้วยอากาศร้อน และสีของเนื้อวัวหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีความสม่ำเสมอกว่าการหดตัวมากกว่า ส่วนความแข็งไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p>0.05$)

คำสำคัญ การหดตัว การอบแห้ง เนื้อวัว เนื้อสัมผัส ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

[1, 4] คณะพลังงานและวัสดุ [3]คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[1,4]School of Energy and Materials, [3]Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Pracha-utid, Tungkru, Bangkok 10140
[2]คณะวิศวกรรมศาสตร์และเทคโนโลยีอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยศิลปากร สนามจันทร์, นครปฐม 73000
[2]Faculty of Engineering and Industrial Technology, Silpakorn University, Sanamchandra Palace Campus, Nakhon Pathom 73000

บทนำ

การถนอมอาหารโดยวิธีการทำให้แห้งเป็นวิธีที่นิยมกันอย่างแพร่หลาย เนื่องจากวิธีดังกล่าวสามารถเก็บรักษาคุณภาพอาหารได้เป็นเวลานาน การอบแห้งมีหลายวิธี ซึ่งแต่ละวิธีมีข้อดีและข้อเสียแตกต่างกัน เช่น วิธีการอบแห้งโดยวิธีตากแห้งเป็นวิธีที่ง่ายและประหยัดพลังงานแต่ใช้เวลาในการอบแห้งนาน การควบคุมคุณภาพของผลิตภัณฑ์ทำได้ยากเนื่องจากขึ้นอยู่กับสภาวะแวดล้อมทางธรรมชาติ สำหรับการอบแห้งโดยการเป่าอากาศผ่านวัสดุชื้นซึ่งในกรณีนี้พื้นที่ในการอบแห้งอยู่ในขอบเขตจำกัด การควบคุมคุณภาพผลิตภัณฑ์สามารถทำได้ง่าย และให้คุณภาพในด้านความสะอาดมากกว่า

เนื้อสัตว์เป็นแหล่งอาหารที่มีปริมาณโปรตีนสูง ดังนั้นการแปรรูปเนื้อสัตว์เพื่อให้สามารถเก็บรักษาคุณค่าทางอาหารไว้ได้นานและการเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์มีได้หลายวิธี เช่น การตากแห้งโดยใช้แสงแดดจะต้องใช้ระยะเวลาค่อนข้างมาก เนื่องจากการระเหยของน้ำจากเนื้อเยื่อของสัตว์ทำได้ยากกว่าระเหยน้ำจากเซลล์พืช และยังมีปัญหาคุณภาพของผลิตภัณฑ์เนื่องจากฝุ่นและแมลง การแปรรูปอาหารจึงมักจะใช้เครื่องอบแห้งด้วยอากาศร้อน ซึ่งสามารถทำให้ระยะเวลาในการอบแห้งลดลง แต่เมื่อใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนสูงเกินไป จะทำให้คุณภาพและคุณค่าทางอาหารของเนื้อสัตว์สูญเสียไป เช่น สีของเนื้อสัตว์อาจมีการเปลี่ยนแปลงจนไม่น่ารับประทาน การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจึงเป็นอีกทางเลือกหนึ่งซึ่งสามารถจะอบแห้งได้อย่างรวดเร็ว และอาจจะทำให้เนื้อสัตว์มีสภาพกรอบขึ้น ซึ่งสามารถพัฒนาเป็นผลิตภัณฑ์ใหม่ได้

เนื้อวัวนับว่าเป็นเนื้อสัตว์ที่มีการนิยมนำมาบริโภคกันอย่างกว้างขวาง พบว่ามีจำนวนโคเนื้อที่เลี้ยงไว้ในประเทศไทยเพื่อเตรียมจำหน่ายมีมากกว่า 6 ล้านตัว (สำนักวิจัยเศรษฐกิจการเกษตร, 2543) อีกทั้งยังมีการส่งออกไปขายยังต่างประเทศ เช่น ญี่ปุ่น ลาว กัมพูชา และเวียดนาม (สำนักวิจัยเศรษฐกิจการเกษตร, 2536) ในรูปของเนื้อวัวสด หรือเนื้อวัวแช่แข็ง เนื้อวัวยังเป็นอาหารที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง คณะอนุกรรมการสาขาโภชนศาสตร์ฯ (รัชนี, 2535) ได้ทำการวิเคราะห์คุณค่าอาหารของเนื้อวัว โดยวิเคราะห์จากส่วนที่รับประทานได้ 100 กรัม จะมีคุณค่าทางอาหารด้านโปรตีนสูง และจะเห็นว่าเนื้อวัวแห้งมีคุณค่าทางอาหารสูงมากคือ มีปริมาณโปรตีนสูง และไขมันต่ำ

ในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาจลนศาสตร์ของการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยคุณภาพของเนื้อวัวที่ทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบได้แก่ สี การหดตัว และเนื้อสัมผัสของเนื้อวัวหลังการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

1. การเตรียมวัสดุ

นำเนื้อสันนอก (Sirloin) ของเนื้อวัวมาหั่นให้มีลักษณะเป็นแผ่นที่มีขนาด 3 × 3 cm^2 และหนา 0.3 cm โดยหั่นเนื้อวัวแบบตัดขวางเส้นใย (Transverse section) แล้วนำไปคลุกเกลือด้วยอัตราส่วน 2%โดยมวล แล้วไปแช่เย็นที่อุณหภูมิ 4°C แล้วนำออกมาคลุกใหม่ทุกๆ 5 นาที เพื่อให้เกลือแทรกซึมเข้าไปในเนื้อวัวอย่างสม่ำเสมอ จนครบ 20 นาที โดยเนื้อวัวมีค่าความชื้นเริ่มต้นประมาณ 245-255% d.b. (นำเนื้อวัวก่อนการอบแห้งไปหาน้ำหนักแห้งโดยการอบในตู้อบลมร้อนที่อุณหภูมิ 103°C เป็นระยะเวลา 72 ชั่วโมง)

2. อุปกรณ์การทดลอง

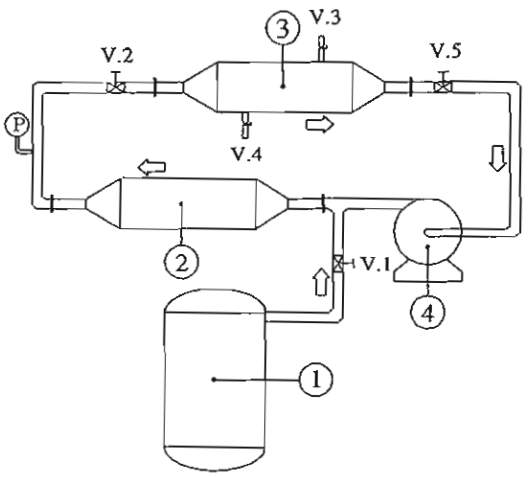


Figure 1 Schematic diagram of the dryer: (1) boiler, (2) electric heater, (3) drying chamber, (4) electric fan, V= valve, P= pressure gauge.

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองศึกษาในงานวิจัยนี้เป็นเครื่องอบแห้งแบบถาดโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลาง แสดงดังรูปที่ 1 ประกอบด้วยห้องอบแห้งขนาด 30×30×10 cm^3 อุปกรณ์ให้ความร้อน ขนาด 13.5 กิโลวัตต์ โดยมีเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID มีความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$ พัดลมเป็นแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลังมีมอเตอร์ขนาด 2.2 กิโลวัตต์ สามารถปรับความเร็วรอบของพัดลมได้ เครื่องกำเนิดไอน้ำออกแบบความดันใช้งานสูงสุด 3.5 บาร์ สามารถผลิตไอน้ำได้ 31 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

3. วิธีการอบแห้งเนื้อ

นำเนื้อวัวที่เตรียมไว้มาปรับอุณหภูมิให้สูงขึ้นเท่ากับอุณหภูมิห้องก่อนจะนำไปทดลองอบแห้ง ในการอบแห้งได้ใช้อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ 130, 140 และ $150^{\circ}C$ และความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่งเท่ากับ 2 เมตรต่อวินาที ความดันของระบบเหนือบรรยากาศเล็กน้อย โดยในการอบแห้งจะนำตัวอย่างออกมาชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่ง Sartorius CP-3202 ซึ่งมีค่าความถูกต้องของการอ่าน $\pm$ 0.01 กรัม ทุก ๆ 5 นาที อบแห้งจนกระทั่งเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 11% d.b. และทำการเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่สภาวะเดียวกัน จากนั้นนำเนื้อวัวที่ผ่านการอบแห้งมาปล่อยให้เย็นตัวลง แล้วจึงนำไปทดสอบคุณภาพต่อไป

4. การทดสอบคุณภาพ

4.1 การทดสอบคุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์ ด้วยเครื่องวัดสีอาหาร KONICA MINOLTA รุ่น CR-400 โดยมีค่าความคาดเคลื่อนในการวัดซ้ำ (Repeat Quality) ของเครื่องวัดสีอยู่ที่ ΔE 0.07 โดยวัดค่าสีของเนื้อวัวในเทอมของตัวแปร L, a และ b หรือค่าสีระบบ Hunter Lab โดยค่า L (lightness Parameter) แสดงค่าความสว่าง ส่วนค่า a (Redness Parameter) แสดงค่าสีแดงและสีเขียว และค่า b (Yellowness Parameter) แสดงค่าสีเหลืองและสีน้ำเงิน

4.2 การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของผลิตภัณฑ์ การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของเนื้อวัว จะใช้วิธีการแทนที่ปริมาตรของเนื้อวัวในของเหลว โดยของเหลวที่ใช้ทดสอบคือ n-heptane [$CH_3(CH_2)_5CH_3$] โดยคำนวณหาค่าจากสมการ (Maskan, 2001)

$$\%\,\text{Shrinkage} = \frac{V_0 - V}{V_0} \times 100 \qquad (1)$$

เมื่อ V_0, V คือ ปริมาตรของเนื้อวัวก่อนและหลังการอบแห้ง ตามลำดับ (m^3)

4.3 การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของผลิตภัณฑ์ การทดสอบคุณภาพทางเนื้อสัมผัสของเนื้อวัวหลังการอบแห้ง จะทดสอบโดยใช้เครื่อง Texture Analyser รุ่น TA-XT 2 ค่าความถูกต้อง $\pm$ 0.001 N โดยจะทำการทดสอบในลักษณะของแรงกด ซึ่งหัวกดที่ใช้ทดสอบมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 mm และความเร็วในการกด 1 mm/s โดยกดจนกระทั่งเนื้อวัวแตกออกจากกัน แล้วจึงอ่านค่า Peak Load ที่ได้จากหน้าจอคอมพิวเตอร์เป็นค่าความแข็งของเนื้อวัว

ผลและวิจารณ์

1. ผลของอุณหภูมิตัวกลางต่ออัตราการลดความชื้น

จากผลการทดลองการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 130, 140 และ $150^{\circ}C$ ดังแสดงในรูปที่ 2 พบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่บริเวณผิวของเนื้อวัวขึ้น ทำให้อุณหภูมิของเนื้อวัวสูงขึ้นจนถึงอุณหภูมิที่เป็นจุดเดือดของน้ำอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้อัตราส่วนความชื้นลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงประมาณ 2-3 นาทีแรกของการอบแห้งเท่านั้น และหลังจากนั้นอัตราส่วนความชื้นจะลดช้าลงกว่าเดิมอย่างเห็นได้ชัด ซึ่งการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นของเนื้อวัวได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากผลต่างของอุณหภูมิระหว่างไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับผลิตภัณฑ์มีค่าสูงกว่ากรณีที่ใช้อุณหภูมิต่ำ ดังนั้นอัตราการถ่ายเทความร้อนจึงมีค่ามากกว่า ส่งผลให้ระยะเวลาในการอบแห้งของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ $150^{\circ}C$ จะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งรวดเร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 และ $140^{\circ}C$ เช่นเดียวกันกับกรณีที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน แต่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะไม่เกิดการควบแน่นที่บริเวณผิวของเนื้อวัว ในช่วงแรกของการอบแห้ง ทำให้ในช่วงแรก ๆ ของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะสามารถลดความชื้นของเนื้อวัวได้รวดเร็วกว่าอากาศร้อน แต่เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 20-25 นาที การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

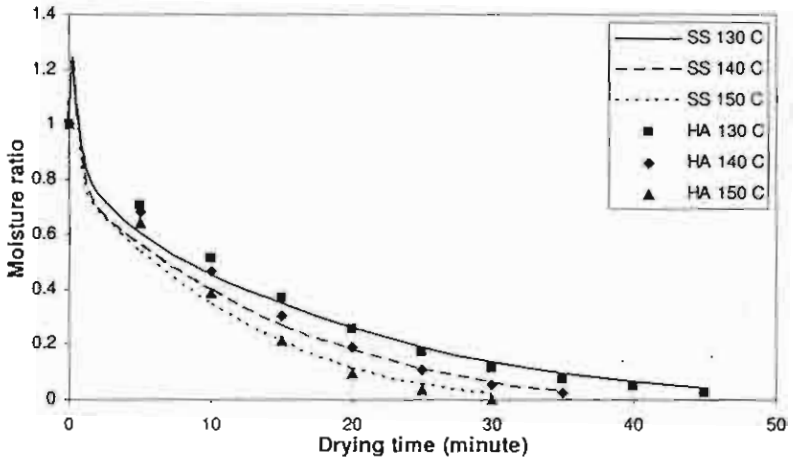


Figure 2 Drying curves of beef undergoing different drying conditions.

2. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของเนื้อวัวระหว่างการอบแห้ง

จากผลการทดลองการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่างระยะเวลาในการอบแห้งกับอุณหภูมิของเนื้อวัว ที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C ดังแสดงในรูปที่ 3 พบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งนั้นซึ่งเป็นช่วงที่เกิดการควบแน่นของไอน้ำ อุณหภูมิของเนื้อวัวสูงขึ้นอย่างรวดเร็วจนถึงอุณหภูมิประมาณ 100°C ซึ่งเป็นอุณหภูมิจุดเดือดของน้ำ ส่งผลให้อัตราส่วนความชื้นในช่วงแรกของการอบแห้งนี้ลดลงอย่างรวดเร็ว สอดคล้องกับรูปที่ 2 ต่อจากนั้นอุณหภูมิของเนื้อวัวจะคงที่ที่อุณหภูมิจุดเดือดของน้ำ เนื่องจากน้ำที่อยู่ภายในเนื้อวัวได้รับความร้อนแฝงในการเปลี่ยนสถานะให้กลายเป็นไอ และหลังจากนั้นอุณหภูมิของเนื้อวัวจะค่อย ๆ เพิ่มขึ้นอีกครั้ง จนกระทั่งอุณหภูมิในเนื้อวัวมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการอบแห้ง

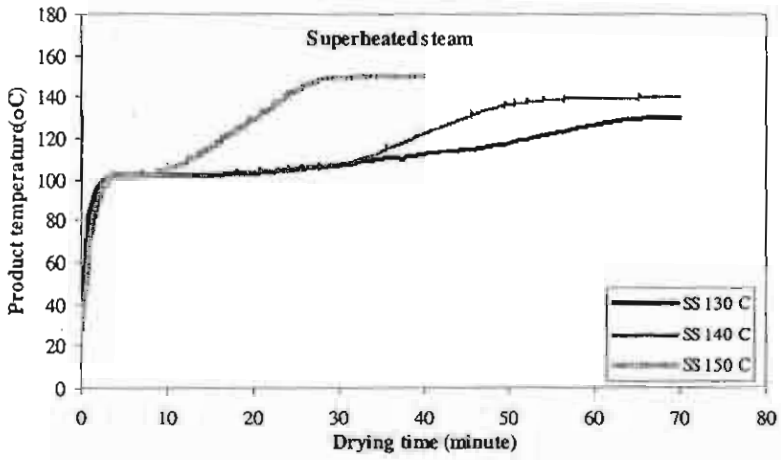


Figure 3 Comparison of product temperature of beef dried under superheated steam at different temperatures.

ส่วนผลการทดลองการอบแห้งเนื้อวัวด้วยอากาศร้อน ที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C ดังแสดงในรูปที่ 4 พบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งนั้น อุณหภูมิของเนื้อวัวจะเพิ่มสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง แต่จะใช้ระยะเวลาในการเพิ่มอุณหภูมิของเนื้อวัวในช่วงแรกช้ากว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งอย่างมาก ความแตกต่างดังกล่าวเป็นผลเนื่องจากสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนโดยการควบแน่นของไอน้ำมีค่าสูงกว่าค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนโดยการพาของอากาศมากจึงทำให้อุณหภูมิผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นเร็วกว่าในกรณีของไอน้ำร้อน อย่างไรก็ตามในตอนท้ายของการอบแห้ง อุณหภูมิผลิตภัณฑ์ของการอบแห้งด้วยตัวกลางทั้งสองไม่มีความแตกต่างกันอย่างเห็นได้ชัด

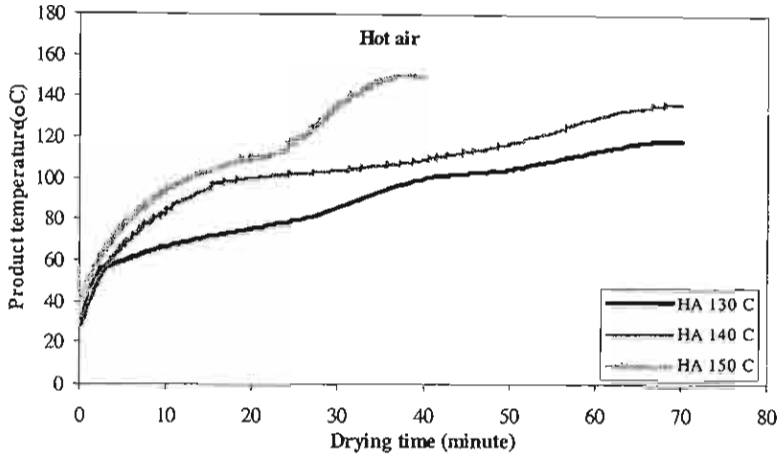


Figure 4 Comparison of product temperature of beef dried under hot air at different temperatures.

3. อัตราการอบแห้ง

จากผลการทดลองการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน ดังแสดงในรูปที่ 2 สามารถนำมาคำนวณหาอัตราการอบแห้ง (Drying Rate) ของเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C ได้โดยนำค่าความชื้น (Moisture Content, %d.b.) กับระยะเวลาในการอบแห้งที่ได้จากการทดลองมาฟิตกับสมการถดถอยที่เหมาะสมที่สุด เพื่อหาสมการอบแห้งเอมไพริคเคิลทำนายอัตราการลดความชื้นของเนื้อวัว โดยที่สมการอบแห้งเอมไพริคเคิลที่ทำนายอัตราการลดความชื้นของเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะทำนายโดยเริ่มจากจุดที่มีการควบแน่นของไอน้ำมากที่สุด (Tang *et al.*, 2004) จากนั้นหาอนุพันธ์ของสมการดังกล่าวเทียบกับเวลา ก็จะสามารถทราบอัตราการอบแห้ง ณ ขณะใดขณะหนึ่งได้ ในการคำนวณหาอัตราการอบแห้งเริ่มจากจุดที่มีการความชื้นของผลิตภัณฑ์สูงสุดซึ่งเป็นจุดที่การควบแน่นของไอน้ำสิ้นสุดลง

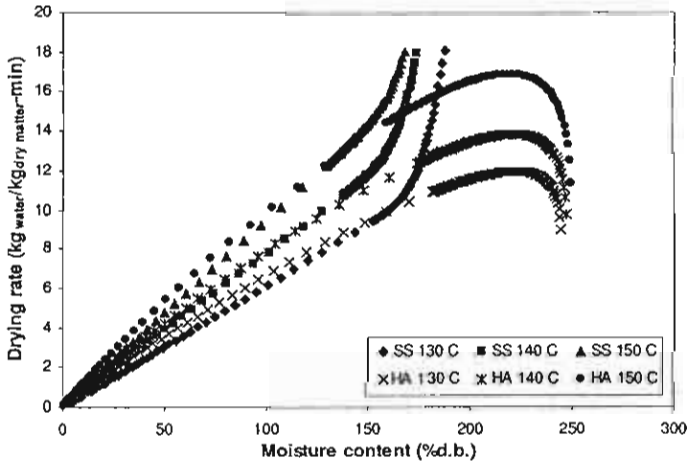


Figure 5 Comparison of drying rates of beef dried under superheated steam and hot air.

จากผลการเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C ดังแสดงในรูปที่ 5 พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 150°C จะมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C ในทุกๆ ช่วงของความชื้น เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งหรืออุณหภูมิของอากาศร้อนสูงขึ้น จะทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อวัวมีค่าเพิ่มมากขึ้นด้วย ส่วนค่าอัตราการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะแตกต่างกันในช่วงแรกของการอบแห้ง โดยที่เนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีอัตราการ

อบแห้งสูงกว่าอากาศร้อนอย่างมาก เนื่องจากในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะระเหยน้ำที่ผิวของเนื้อวัวที่เกิดจากการควบแน่นได้อย่างรวดเร็ว แต่หลังจากนั้นเมื่อไอน้ำร้อนยวดยิ่งระเหยน้ำที่เกิดจากการควบแน่นของไอน้ำที่อยู่บริเวณผิวของเนื้อวัวจนหมด อัตราการอบแห้งก็จะลดลงอย่างรวดเร็ว จนกระทั่งอัตราการอบแห้งของการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับอากาศร้อนจะมีค่าใกล้เคียงกัน ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลอง ดังที่แสดงในรูปที่ 2

4. สัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล

จากผลการทดลองการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน ดังแสดงในรูปที่ 2 สามารถนำมาหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำยวดยิ่งและอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่าง ๆ ได้ โดยพิจารณาจากสมการกรณีการแพร่ความชื้นในวัสดุแผ่นราบและยาวมาก (Infinite slab) (Crank, 1975) ดังสมการ

$$MR = \frac{8}{\pi^2}\sum_{m=0}^{\infty}\left(\frac{1}{(2m+1)^2}\exp\left[-(2m+1)^2\pi^2\frac{Dt}{L^2}\right]\right) \quad (2)$$

จากสมการดังกล่าว เราสามารถคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลได้เมื่อทราบอัตราส่วนความชื้นไร้หน่วยที่เวลาต่างๆ ภายใต้เงื่อนไขของการอบแห้งที่อุณหภูมิคงที่อันหนึ่ง จากผลการทดลองที่ได้เป็นที่ทราบดีว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น อัตราการอบแห้งก็จะเร็วขึ้น ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งกับค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลสามารถอธิบายด้วยสมการของ Arrhenius (Crank, 1975)

$$D_{eff} = D_0\exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (3)$$

ค่าคงที่ D_0 และ E_a สามารถทราบได้โดยการใช้เทคนิคของสมการถดถอยแบบเชิงเส้นในการประมาณค่าคงที่ดังกล่าว ค่าคงที่ต่างๆ ที่ได้จากการทดลองในกรณีต่าง ๆ แสดงในตารางที่ 1 จากที่ค่าของ R^2 เข้าใกล้หนึ่งและ SSE มีค่าน้อยแสดงให้เห็นว่าสมการของ Arrhenius สามารถอธิบายความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลกับอุณหภูมิได้สอดคล้องกัน อนึ่งในการคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นภายในเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งนี้จะไม่รวมช่วงที่เกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวของเนื้อวัว

Table 1 The effective diffusivity of beef dried under superheated steam and hot air drying

ตัวกลางอบแห้ง	D_0 ($\times 10^{-3}$ m^2/h)	E_a (kJ/kmol)	R^2 (%)	SSE
ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง	13.74	32613.15	99.59	0.01
อากาศร้อน	3.78	28446.75	97.54	0.0634

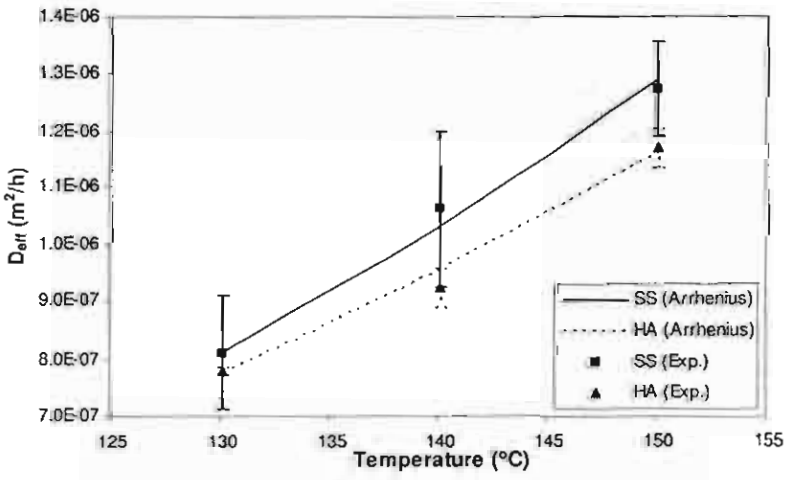


Figure 6 Relationship between effective diffusion coefficient and drying temperature.

รูปที่ 6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลกับอุณหภูมิในการอบแห้งพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของความชื้นของเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีค่าสูงกว่าที่อบแห้งด้วยอากาศร้อนตลอดช่วงของอุณหภูมิการอบแห้งที่ศึกษา แม้ว่าเวลาในการอบแห้งด้วยอากาศร้อนโดยรวมแล้วจะน้อยกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อน สาเหตุที่เป็นเช่นนี้อาจเป็นผลเนื่องจากช่วงแรกของการระเหยความชื้นของชิ้นตัวอย่างที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นไปอย่างรวดเร็ว ดังนั้นจึงมีผลกระทบค่อนข้างสูงต่อการคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่

5. การทดสอบคุณภาพด้านสี

จากผลการทดสอบคุณภาพด้านสี ดังแสดงในตารางที่ 2 โดยสีเนื้อวัวเริ่มต้นก่อนการอบแห้งมีค่า L, a และ b คือ 34.43, 9.55 และ 7.97 ตามลำดับ พบว่าไม่ว่าจะทำการอบแห้งเนื้อวัวด้วยวิธีใด ผลของอุณหภูมิตัวกลางในการอบแห้งจะไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีของเนื้อวัวหลังการอบแห้ง โดยที่ค่าการเปลี่ยนแปลงสี ΔL, Δa และ Δb ที่อุณหภูมิต่าง ๆ พบว่าไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95%

Table 2 Value of "ΔL", "Δa" and "Δb" of dried beef under different drying conditions.

Drying process	Color		
	ΔL	Δa	Δb
SS 130 °C	10.51 ± 0.92^{a}	5.33 ± 0.68^{b}	1.97 ± 0.59^{a}
SS 140 °C	11.52 ± 0.76^{b}	5.03 ± 0.83^{ab}	1.99 ± 0.74^{a}
SS 150 °C	11.56 ± 0.67^{b}	5.05 ± 0.65^{ab}	1.67 ± 0.48^{a}
HA 130 °C	10.50 ± 1.43^{a}	4.87 ± 0.66^{a}	2.77 ± 0.60^{b}
HA 140 °C	10.74 ± 1.23^{a}	5.14 ± 0.48^{ab}	2.82 ± 0.66^{b}
HA 150 °C	10.89 ± 1.02^{a}	4.95 ± 0.42^{ab}	2.63 ± 0.51^{b}

Different superscripts in the same column mean that the values are significantly different as 95%

จากตารางที่ 2 เมื่อทำการเปรียบเทียบกันระหว่างการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับอากาศร้อน พบว่าค่า Δa ซึ่งแสดงการเปลี่ยนแปลงของค่าสีแดง ไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ส่วนค่า ΔL ซึ่งแสดงการเปลี่ยนแปลงของค่าความสว่าง และ Δb ซึ่งแสดงการเปลี่ยนแปลงของค่าสีเหลืองต่างกัน โดยการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีค่า ΔL สูงกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนอยู่เล็กน้อย และจะมีค่า Δb ต่ำกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนอยู่เล็กน้อย และจากการสังเกตด้วยสายตาจะพบว่าการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะได้เนื้อวัวหลังการอบแห้งที่มีสีสม่ำเสมอกว่า ทำให้แลดูสวยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

6. การทดสอบคุณภาพด้านการหดตัว

จากผลการทดสอบคุณภาพด้านการหดตัวของเนื้อวัวหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน ดังแสดงในตารางที่ 3 ซึ่งผลการทดสอบที่ได้ พบว่าผลของอุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งจะมีการหดตัวแตกต่างกันเล็กน้อยโดยที่อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งสูงกว่าจะมีแนวโน้มว่าเนื้อวัวจะหดตัวมากกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากการอบแห้งเนื้อวัวที่อุณหภูมิสูงจะทำให้ไมโอไฟบริลลา โปรตีน คือโปรตีนแอคตินและไมโอซินเกิดการจับตัวกันแน่นกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ แต่อย่างไรก็ตามเมื่อทำการวิเคราะห์ค่าทางสถิติแล้วปรากฏว่าผลของอุณหภูมิตัวกลางในการอบแห้งที่อุณหภูมิต่าง ๆ การหดตัวไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ อาจจะเป็นเพราะว่าอุณหภูมิตัวกลางในการอบแห้งต่างกันน้อยเกินไปที่จะเห็นความแตกต่างกันอย่างชัดเจน และเมื่อเปรียบเทียบการหดตัวของเนื้อวัวหลังการอบแห้งระหว่างการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งกับการอบแห้งเนื้อวัวด้วยอากาศร้อน พบว่าการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีการหดตัวมากกว่าการอบแห้งเนื้อวัวด้วยอากาศร้อน เนื่องจากการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จะเกิดการแปรสภาพของคอลลาเจน (Collagen) เป็นเจลลาติน (Gelatin) ซึ่งในช่วงแรกของการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีลักษณะเป็นความร้อนเปียก (Moist Heat) อีกทั้งอุณหภูมิของเนื้อวัวยังเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ซึ่งในขณะนั้นความชื้นที่อยู่ในเนื้อวัวก็ยังเหลืออยู่มาก จึงทำให้มีความเหมาะสมอย่างยิ่งต่อการเกิดการละลายของคอลลาเจนและแปรสภาพเป็นเจลลาติน ซึ่งเริ่มต้นที่อุณหภูมิของเนื้อวัวอยู่ที่ประมาณ 60-70°C และจะเพิ่มขึ้นไปเป็นลำดับเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น (Faustman, 1994) ดังนั้นในการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะทำให้เหลือคอลลาเจนที่อยู่ในเนื้อวัวหลังจากการอบแห้งน้อยมาก ซึ่งต่างกับการอบแห้งเนื้อวัวด้วยอากาศร้อนที่

เป็นความร้อนแห้ง (Dry Heat) จึงทำให้คอลลาเจนแปรสภาพเป็นเจลลาตินได้ยาก จึงเป็นเหตุให้เนื้อวัวที่อบแห้งด้วยอากาศร้อนเหลือคอลลาเจนอยู่ในเนื้อวัวเป็นจำนวนมาก

Table 3 Value of shrinkage of dried beef under different drying conditions

Drying process	% Shrinkage
SS 130 °C	70.80 ± 0.42^{b}
SS 140 °C	70.62 ± 0.19^{b}
SS 150 °C	72.10 ± 1.06^{b}
HA 130 °C	63.58 ± 1.51^{a}
HA 140 °C	64.07 ± 2.08^{a}
HA 150 °C	64.32 ± 1.57^{a}

Different superscripts in the same column mean that the values are significantly different as 95%

7. การทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัส

จากผลการทดสอบคุณภาพด้านเนื้อสัมผัสของเนื้อวัวหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน ดังแสดงในตารางที่ 4 ซึ่งผลการทดสอบที่ได้ พบว่าเนื้อวัวที่ทำการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงหรืออุณหภูมิต่ำ จะให้เนื้อวัวหลังการอบแห้งจะมีค่าความแข็งที่ใกล้เคียงกัน และเมื่อทำการวิเคราะห์ค่าทางสถิติแล้วปรากฏว่า อุณหภูมิของตัวกลางในการอบแห้งนั้น ไม่ทำให้ค่าความแข็งของเนื้อวัวหลังการอบแห้งมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p>0.05$) และเมื่อเปรียบเทียบค่าความแข็งของเนื้อวัวหลังการอบแห้งระหว่างเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน พบว่าเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีแนวโน้มว่าจะมีค่าความแข็งมากกว่าเนื้อวัวที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน เนื่องจากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งนั้นอุณหภูมิของเนื้อวัวจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้ไมโอไฟบริลลา โปรตีนเกิดการแข็งตัวอย่างรวดเร็วกว่ากับการอบแห้งด้วยอากาศร้อน จึงทำให้เนื้อวัวมีค่าความแข็งมากกว่า แต่อย่างไรก็ตามเมื่อนำค่าความแข็งที่ได้ไปวิเคราะห์ทางสถิติ พบว่าไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ อีกทั้งการอบแห้งเนื้อวัวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีผลทำให้คอลลาเจนซึ่งทำให้เกิดความเหนียวขณะที่เคี้ยวนั้นจะหลงเหลืออยู่น้อยมาก ทำให้เนื้อวัวมีลักษณะที่กรอบและเนื้อวัวจะแตกละเอียดขณะเคี้ยว ซึ่งแตกต่างกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิของเนื้อวัวจะค่อย ๆ เพิ่มขึ้นเรื่อย ทำให้ไมโอไฟบริลลาโปรตีนค่อย ๆ เกิดการแข็งตัวอย่างช้า ๆ ทำให้เนื้อวัวหลังการอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีค่าความแข็งน้อย หรือไม่ค่อยกรอบเท่าที่ควร อีกทั้งคอลลาเจนก็ยังคงหลงเหลืออยู่มากจึงรู้สึกเหนียวเล็กน้อยและเนื้อวัวไม่แตกละเอียดขณะเคี้ยว

Table 4 The hardness of dried beef under different drying conditions

Drying process	Hardness (N)
SS 130 °C	59.62 ± 17.24^{ab}
SS 140 °C	59.57 ± 14.90^{ab}
SS 150 °C	67.65 ± 12.82^{b}
HA 130 °C	47.85 ± 12.15^{a}
HA 140 °C	48.67 ± 14.12^{a}
HA 150 °C	47.82 ± 9.72^{a}

Different superscripts in the same column mean that the values are significantly different as 95%

สรุป

จากผลการทดลองอบแห้งที่อุณหภูมิ 130, 140 และ 150°C พบว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ขณะที่คุณภาพด้านสีโดยวัดในเทอมการเปลี่ยนแปลงสีของตัวแปร L, a และ b การหดตัว และความแข็ง มีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p>0.05$) และเมื่อเปรียบเทียบการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (ไม่รวมช่วงที่เกิดการควบแน่น) กับการอบแห้งด้วยอากาศร้อน พบว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าในช่วงแรกของการอบแห้ง แล้วหลังจากนั้นอัตราการอบแห้งจะใกล้เคียงกัน ขณะที่คุณภาพด้านสีของเนื้อวัวหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีความสม่ำเสมอกว่า การหดตัวมีค่ามากกว่า ส่วนความแข็งไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95%

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

รัชนี ตัณฑะพานิชกุล. 2535. เคมีอาหาร. มหาวิทยาลัยรามคำแหง. หน้า 212-216.

สำนักวิจัยเศรษฐกิจการเกษตร. 2543. ข้อมูลด้านการผลิตและการตลาดสินค้าเกษตรที่สำคัญ. สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์. กรุงเทพ. หน้า 235-238.

สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. ศูนย์สถิติการเกษตร. 2536. เอกสารเผยแพร่: ปริมาณการส่งออกเนื้อวัว. 20 หน้า.

Maskan, M. (2001). Drying, Shrinkage and Rehydration Characteristics of Kiwifruits during Hot Air and Microwave Drying. Journal of Food Engineering, 48, 177-182.

Tang, Z., Cenkowski, S. and Izydorczyk, M. (2004). Thin-layer Drying of Spent Grains in Superheated Steam. Journal of Food Engineering, 67, 457-465.

Crank, J. 1975. The Mathematics of Diffusion. 2nd ed., J. W. Arrowsmith LTD. Bristol, England, 44-68.

Faustman, C. Postmortem Changes in Muscle Foods, In: Muscle Foods Meat Poultry and Seafood Technology, Kinsman, DM, Kotula, AW, Breidenstein, BC, eds., Chapman & Hall, New York, USA, 1994: 63-78.

การเร่งความเก่าของข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคในการอบแบบฟลูอิไดซ์เบดร่วมกับการเทมเปอร์

Accelerating Aging of Paddy Using Fluidized Bed Drying Followed by Tempering

มัทนียา เชี่ยวเวช[1]*, สมเกียรติ ปรัชญาวรากร [2], พัชรี ตั้งตระกูล[3] และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
Mattaneeya Chiawwet[1], Somkiat Prachayawarakorn [2], Patcharee Tungtrakul[3] and Somchart Soponronarit[4]

ABSTRACT

The objective of this study is to accelerate aging of "Thai jasmine" paddy using thermal process which consists of high-temperature drying with fluidized bed followed with tempering and ventilation in the last stage. Two initial moisture contents of paddy, 22 and 25% w.b., were dried at the temperature of 130 and 150 °C. The experimental results indicated that the changes of rice properties after thermal process i.e. elongation ratio, whiteness and pasting properties were similar to those of the natural ageing of paddy which was stored at the ambient temperature, but their changes were larger. The head rice yield obtained from the thermal process was relatively less than the reference sample, which was dried in the shade, although the tempering time was extended longer. On the contrary, the head rice yield after storage was slightly higher than before storage. Drying temperature of 150 °C and tempering of 30 minutes were reasonable for accelerate aging.

KEYWORDS: Accelerating Aging, Storage, Rice, Rice Quality

บทคัดย่อ

การวิจัยนี้เป็นการศึกษาการเร่งข้าวใหม่ให้เป็นข้าวเก่า โดยใช้การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดร่วมกับการเก็บในที่อับอากาศ (Tempering) และเป่าด้วยอากาศแวดล้อม (ventilation) ในขั้นตอนสุดท้าย ซึ่งทำการศึกษาข้าวหอมมะลิที่ความชื้นเริ่มต้น 22 และ 25 % w.b. ที่อุณหภูมิ 130 และ 150 °C ผลการทดลองพบว่าสมบัติภายในเมล็ดข้าวภายหลังการอบแห้งได้แก่ อัตราการยืดตัว ความขาว และความหนืดของน้ำแป้งมีการเปลี่ยนแปลงเช่นเดียวกับข้าวที่เก็บตามธรรมชาติ แต่มีค่าการเปลี่ยนแปลงที่มากกว่าในขณะที่เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวมีค่าลดลงเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง ถึงแม้จะเพิ่มเวลาในการเก็บในที่อับอากาศให้นานขึ้น แต่ในทางตรงข้ามเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว หลังการเก็บในที่สภาวะแวดล้อมมีค่าเพิ่มขึ้นเล็กน้อย อุณหภูมิในการอบแห้งที่150°C และการเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลา 30 นาที เป็นสภาวะที่เหมาะสมในการเร่งข้าวใหม่ให้เป็นข้าวเก่า

คำสำคัญ การเร่งความเก่า เก็บรักษา ข้าว คุณภาพข้าว

---

[1]นักศึกษา, [2]อาจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์, [4]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[3]สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร, มหาวิทยาลัยเกษตร, กรุงเทพฯ
[1]Postgraduated student, [2]Lacturer, Faculty of Engineering , [4] Lacturer, School of Energy and Materials,
King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid , Tungkru, Bangkok 10140
[3] Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University, Bangkok.

คำนำ

คุณภาพของข้าวสุกเป็นปัจจัยหนึ่งที่ผู้บริโภคใช้ในการเลือกซื้อข้าว ซึ่งลักษณะของข้าวที่คนทั่วไปนิยมนำมาบริโภคคือ ข้าวที่หุงขึ้นหม้อ เมล็ดข้าวสุกร่วนไม่ติดกันเป็นก้อน ลักษณะดังกล่าวเป็นสมบัติของ "ข้าวเก่า" โดยปกติทั่วไปข้าวที่เก็บไว้ในที่เก็บเป็นระยะ 4 ถึง 6 เดือน จะมีลักษณะดังที่กล่าวมา ผลิตภัณฑ์ที่แปรรูปจากข้าว เช่น ก๋วยเตี๋ยว ขนมจีน นิยมใช้ข้าวเก่าจึงจะได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพดี (อัมมาร สยามวาลา และ วิโรจน์ ณ ระนอง, 2533 และ กัมปนาท มุขดี, 2533) แต่เนื่องจากการรอคอยให้ข้าวใหม่กลายเป็นข้าวเก่าต้องใช้เวลานาน ส่งผลให้แผนในการจัดเก็บต้องกระทำอย่างรัดกุมไม่ว่าจะเป็นการเตรียมสถานที่จัดเก็บ การป้องกันการสูญเสียของข้าวจากการทำลายของ พวกแมลง และเชื้อรา ซึ่งทำให้ข้าวเก่ามีราคาสูงขึ้นตามมา ดังนั้นเพื่อเป็นการลดต้นทุนการเก็บรักษา และควบคุมคุณภาพข้าวหลังการเก็บเกี่ยวจึงได้ทำการเร่งข้าวใหม่ให้เป็นข้าวเก่าโดยกระบวนการทางความร้อน จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าการกระบวนการเก็บรักษาข้าวเปลือกในที่อับอากาศ (Tempering) ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และใช้เวลามากกว่า 12 ชั่วโมง ภายหลังการอบลดความชื้นด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบด มีแนวโน้มทำให้ลักษณะบางประการของข้าว เช่น เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด ความเกาะตัว ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด และเนื้อสัมผัสของเมล็ดข้าวสุก มีลักษณะเปลี่ยนเป็นข้าวเก่ามากขึ้น (สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และคณะ, 2541) ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการเร่งข้าวใหม่ให้เป็นข้าวเก่าโดยใช้การอบแบบฟลูอิไดซ์เบดร่วมกับการเทมเปอร์และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองในงานวิจัยนี้ เป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด โดยใช้ตัวกลางเป็นอากาศร้อน ไดอะแกรมของอุปกรณ์ชุดนี้ได้แสดงดังรูปที่ 1

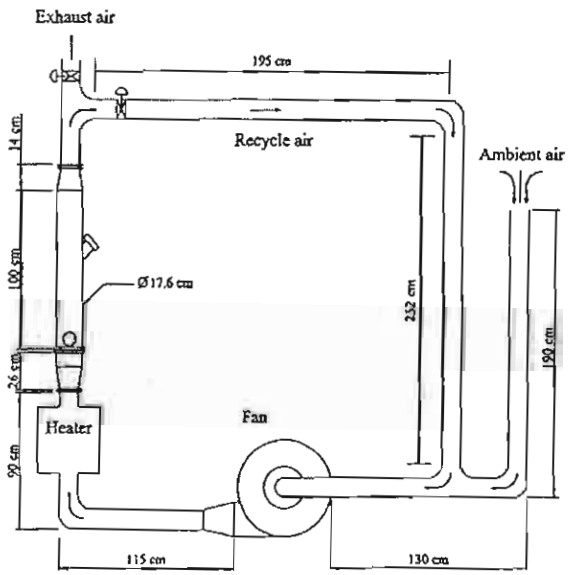


Figure 1 A schematic sketch of Fluidized bed dryer

ซึ่งประกอบด้วยส่วนหลัก ๆ ดังนี้ ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอกที่ทำด้วยเหล็กกล้าไร้สนิม ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 17.6 เซนติเมตร สูง 100 เซนติเมตร มีตัวให้ความร้อนไฟฟ้าที่ควบคุมแยกจากกันจำนวน 3 ตัว ตัวละ 3 kW และพัดลมแบบเหวี่ยงชนิดใบพัดโค้งหลัง (Backward curve blade centrifugal fan) ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 1.5 kW มีตัวปรับความเร็วรอบ

เพื่อเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศ ระบบอบแห้งหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน อากาศบางส่วนที่ผ่านห้องอบแห้งแล้วจะถูกนำกลับมาผสมกับอากาศใหม่ที่เข้ามา และทำให้ร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการเพื่อใช้ในการอบแห้งต่อไป อากาศร้อนที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมอุณหภูมิด้วยระบบ PID Controller มีความถูกต้อง ±1°C

ในการทดลองจะใช้ความสูงเบด 9.5 cm ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้งประมาณ 2.5 m/s อากาศเวียนกลับประมาณ 80 % เมื่ออบเสร็จแล้วนำข้าวเปลือกมาเก็บในที่อับอากาศตามเงื่อนไข จากนั้นนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนมีความชื้นเหลือ 16% d.b. สุดท้ายนำข้าวไปทดสอบคุณภาพต่อไปซึ่งการทดสอบคุณภาพต่างๆ จากการทดลองทำการทดสอบ 3 ซ้ำ

1. วิธีการทดลอง

เงื่อนไขการทดลองในงานวิจัยนี้คือนำข้าวเปลือกมาแบ่งเป็น 2 ส่วน ส่วนแรกเป็นการศึกษาคุณภาพข้าวเปลือกหลังการเก็บเกี่ยวและหลังการเก็บรักษาตลอดระยะเวลา 6 เดือน และส่วนที่ 2 คือ ศึกษาวิธีการเร่งข้าวให้เป็นข้าวเก่าโดยศึกษาปัจจัยของอุณหภูมิที่ใช้ในการอบและระยะเวลาในการ Tempering ที่มีผลทำให้สมบัติต่างๆ ของข้าวเปลี่ยนจากข้าวใหม่เป็นข้าวเก่า โดยทำการนำข้าวเปลือกมา rewet ให้ได้ความชื้นเริ่มต้น 22 และ25% w.b. หรือ 28.2 และ 33.3 % d.b. ตามลำดับ แล้วนำมาอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบด ที่อุณหภูมิ 130 และ150 °C ให้ความชื้นสุดท้ายเหลือ 22-23%d.b ตามลำดับ จากนั้นนำข้าวเปลือกมาเก็บในที่อับอากาศที่ระยะเวลา 0, 30, 60, 90, 120 นาที แล้วนำข้าวมาเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็วของอากาศ 0.15 m/s จนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 16.5%d.b. นำตัวอย่างข้าวมาทดสอบสมบัติต่างๆ ดังนี้ ความหนืดของน้ำแป้ง โดยใช้ RVA เป็นตัววัดความหนืดของน้ำแป้ง, อัตราการยืดตัว (elongation ratio), ความขาว (whiteness), เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว (head rice yield)

2. การตรวจสอบคุณภาพของข้าว

2.1 ความชื้น

การหาความชื้นของข้าวเปลือก สามารถทำการทดลองได้ดังนี้ คือ ชั่งภาชนะที่ใช้บรรจุข้าวเปลือก พร้อมฝาปิดให้ได้น้ำหนักที่แน่นอน นำข้าวเปลือกประมาณ 50 กรัม ใส่ลงในภาชนะที่เตรียมไว้ และชั่งน้ำหนัก จากนั้นนำเข้าตู้อบโดยตั้งอุณหภูมิไว้ที่ 103°C ทำการอบเป็นเวลา 72 ชั่วโมง (AOAC, 1990) เมื่อครบเวลาที่กำหนดนำภาชนะพร้อมข้าวเปลือกมาชั่งน้ำหนักอีกครั้ง จะได้ปริมาณความชื้นที่มีอยู่ในข้าวเปลือก โดยแสดงอยู่ในรูป % Dry Basis โดยสามารถคำนวณได้จากน้ำหนักที่เปลี่ยนแปลงหารด้วยน้ำหนักตัวอย่างแห้ง

2.2 เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว

ทำความสะอาดข้าวเปลือก โดยผ่านเครื่องคัดแยก (Aspirator) เพื่อดูดเอาเมล็ดลีบและสิ่งเจือปนต่างๆ ออกจากเมล็ดข้าวเปลือก สำหรับหิน กรวด ทราย หรือเหล็กคัดแยกด้วยมือจากนั้นชั่งน้ำหนักข้าวเปลือกที่ทำความสะอาดแล้วตัวอย่างละ 100 กรัมแล้วนำไปกะเทาะเปลือกด้วยเครื่องกะเทาะเปลือก Satake จนเปลือกหลุดออกหมดชั่งน้ำหนักข้าวกล้องที่ได้จากการกะเทาะเปลือกออกแล้วบันทึกค่าแล้วนำมาขัดขาวด้วยเครื่อง McGill Miller เป็นเวลา 30 วินาที ทิ้งข้าวสารไว้ให้เย็น จากนั้นนำไปชั่งแล้วบันทึกค่านำข้าวสารทั้งหมดไปแยกส่วนที่เป็นต้นข้าว และ ข้าวหักออกจากกันด้วยเครื่องคัดขนาดเมล็ดข้าว (Sizing device) จากนั้นชั่งน้ำหนักต้นข้าวแล้วบันทึกค่านำค่าน้ำหนักที่ได้ไปคำนวณหาเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวโดยคิดเทียบกับน้ำหนักข้าวเปลือก

2.3 ความขาวของข้าว

วัดความขาวของข้าวสารด้วยเครื่อง Kett C-300 มีขั้นตอนการวัดดังนี้ ขั้นแรกใส่แผ่น มาตรฐานเพื่อทำการปรับเทียบค่าของเครื่องวัดโดยแผ่นทดสอบมาตรฐานดังกล่าวมีความขาว 87.1 จากนั้นใส่ตัวอย่างข้าวที่ผ่านการอบแห้งแล้ว จากนั้นก็ทำการวัดความขาว ที่แต่ละเงื่อนไขการทดลองทำการวัดตัวอย่างๆละ 3 ครั้ง แล้วหาค่าเฉลี่ย

2.4 อัตราการยืดตัวของข้าวเปลือก

ชั่งข้าวเต็มเมล็ด 8 กรัม ใส่ใน wire cage แล้วนำไปแขวนใน bigger ทรงสูงพร้อมน้ำกลั่น 160 ml แล้วนำ bigger วางในหม้อหุงข้าว 30 นาที แล้วนำมาหุง แล้วตั้งทิ้งไว้ให้เย็น 20 นาที จากนั้นสุ่มออกมา 20 เมล็ดเพื่อวัดหาความยาวของข้าวหุงสุก ในการศึกษานี้วัดความเก่าของข้าวโดยพิจารณาจากอัตราการยืดตัวของข้าวหุงสุกเมื่อเทียบกับข้าวสารดังเขียนในสมการ (1)

$$\text{อัตราการยืดของเมล็ดข้าวสุก} = \frac{\text{ความยาวเฉลี่ยของเมล็ดข้าวสุก 20 เมล็ด}}{\text{ความยาวเฉลี่ยของเมล็ดข้าวสาร 20 เมล็ด}} \qquad (1)$$

2.5 ความหนืดของน้ำแป้ง

นำตัวอย่างมาทำการบดให้ละเอียดด้วยเครื่อง Ultacentrifugal Mill จากนั้นนำมาร่อนด้วยตระแกรงขนาด 0.25 มิลลิเมตร นำตัวอย่างที่บดแล้วมาทดสอบด้วยเครื่อง Rapid Visco Analyser (RVA) โดยการตวงน้ำกลั่นปริมาตร 25.0 ± 0.1 มิลลิเมตร ใส่ในกระป๋องที่ใช้สำหรับเครื่อง RVAแล้วชั่งตัวอย่างแป้ง 3 กรัม ที่ความชื้น 14 %w.b. ใส่ตัวอย่างแป้งข้าวที่ถูกต้องลงในกระป๋องที่มีน้ำอยู่ใส่พายลงในกระป๋องดึงพายขึ้นลงเพื่อกวนตัวอย่างไม่ให้จับกันที่ผิวน้ำหรือติดอยู่ที่พาย นำกระป๋องที่ใส่พายเข้าเครื่อง RVA จากนั้นทำการกวนน้ำแป้งที่ความเร็วของใบกวนช่วง 10 วินาทีแรกเท่ากับ 960 rpm หลังจากนั้นความเร็วรอบลดลงเป็น 160 rpm จนกระทั่งสิ้นสุดการทดลอง อุณหภูมิของ เครื่อง RVA เปลี่ยนแปลงดังนี้ คือ อุณหภูมิเริ่มต้นที่ 50 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 1 นาที จากนั้นอุณหภูมิจะเพิ่มขึ้นเป็น 95 องศาเซลเซียส (อัตรา 12 องศาเซลเซียส/นาที) เป็นเวลา 2 นาที อุณหภูมิคงที่ที่ 95 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2.5 นาที จากนั้นอุณหภูมิจะลดลงด้วยอัตรา 12 องศาเซลเซียส / นาทีไปที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ในนาทีที่ 11 และคงที่ที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 นาที

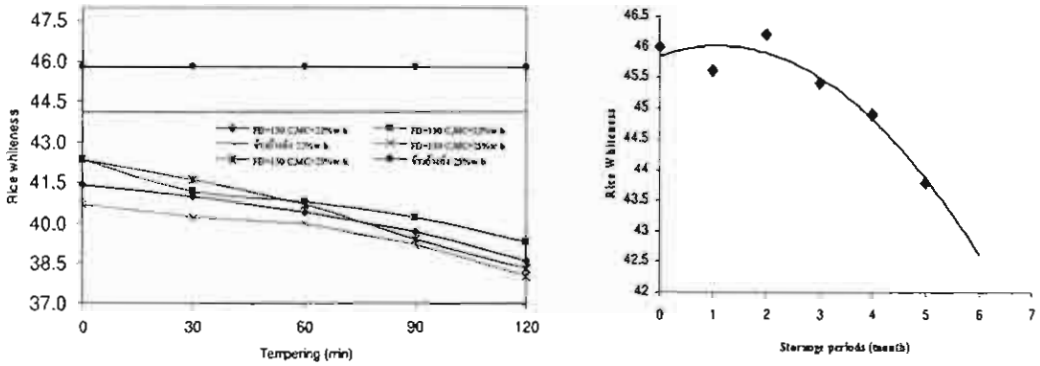
ผลและวิจารณ์

1. คุณภาพทางกายภาพ

1.1 การเปลี่ยนแปลงความขาว

รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงค่าความขาวของข้าวสารที่ผ่านกระบวนการให้ความร้อนและที่ผ่านการเก็บรักษาไว้เป็นระยะเวลา 6 เดือน จากผลการทดลองที่ได้พบว่าความชื้นเริ่มต้น และระยะเวลาในการ Tempering มีผลต่อความขาวของข้าวสาร ซึ่งที่ความชื้นสูงและเมื่อใช้เวลาในการ Tempering นานขึ้นค่าความขาวมีค่าลดลงเมื่อเปรียบเทียบกับข้าวข้างอิงดังรูปที่ 2 (a) ข้าวเปลือกที่ผ่านกระบวนการให้ความร้อนมีสีคล้ำกว่าข้าวเปลือกที่เก็บรักษาไว้เป็นระยะ 6 เดือน จากรูปที่ 2(b) ความขาวของข้าวสาร ลดลงจาก 46 เป็น 44 ขณะที่ความขาวของข้าวสารจากรูปที่ 2 (a)อยู่ในช่วง 38 ถึง 42 ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับเงื่อนไขของกระบวนการให้ความร้อน การที่ความความขาวของข้าวสารมีค่าน้อยกว่าเป็นผลเนื่องมาจากปฏิกิริยาสีน้ำตาลโดยน้ำตาลที่มีอยู่ในข้าวได้รับความร้อนซึ่งความร้อนดังกล่าวไปทำให้พันธะระหว่างโมเลกุลภายในน้ำตาลหลุดออกจากกัน

กลายเป็นน้ำตาลโมเลกุลต่ำ และเมื่อให้ความร้อนต่อไปพันธะภายในโมเลกุลต่ำจะหลุดออกจากกัน และเกิดเป็นสารประกอบคีโตนขึ้นมา ซึ่งสารดังกล่าวเป็นสารที่ทำให้เกิดสีคล้ำในเมล็ดข้าว (สุทธินี วานิชสำราญ,2545 :ภูมิสิทธิ์วรรณชารี,2545)

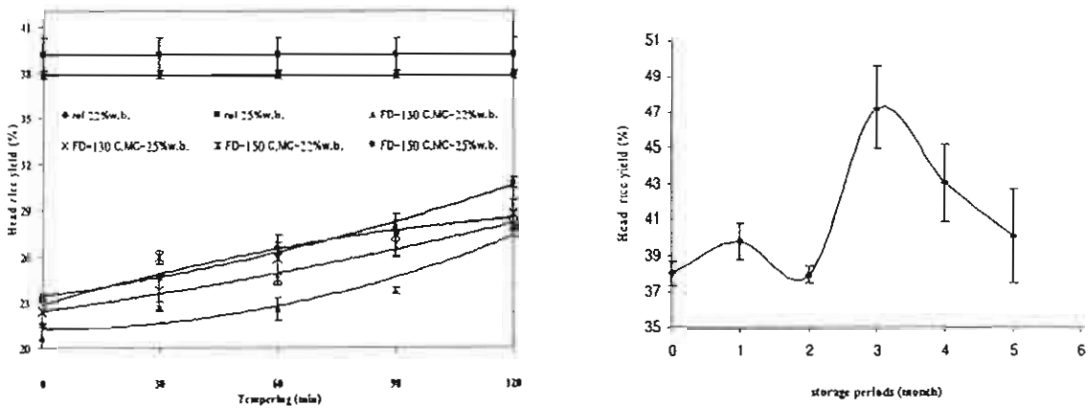


a) Thermal process b) Storage

Figure 2 Change of rice whiteness obtained from the thermal process at different tempering time and from storage at ambient condition.

1.2 การเปลี่ยนแปลงต้นข้าว

รูปที่ 3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวกับระยะเวลาในการเก็บในที่อับอากาศต่างๆ กันที่ความชื้น 33.3%d.b และความชื้น 28.2%d.b. และระหว่างเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวกับระยะเวลาในการเก็บรักษาข้าวเปลือก 6 เดือน จากการทดลองพบว่าที่ความชื้นเดียวกันเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงขึ้น จะได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูงขึ้นดังรูปที่ 3(a) ซึ่งเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูงขึ้นเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงนั้นสันนิฐานว่าน่าจะมาจากการเกิด Gelatinization ในเมล็ดข้าวเปลือก โดย Gelatinization ที่เกิดขึ้นนั้นเป็นแบบบางส่วน (สุทธินี วานิชสำราญ,2545) อย่างไรก็ตามข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีปริมาณต้นข้าวต่ำกว่าข้าวที่ไม่ผ่านกระบวนการอบแห้ง ทั้งนี้เนื่องจากขณะอบแห้งเกิดความแตกต่างของความชื้นที่บริเวณผิวและแกนกลางของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น ทำให้เกิดแรงเค้นขึ้นภายในเมล็ดข้าวเปลือก ซึ่งนำไปสู่การเกิดรอยร้าวภายในเมล็ดเกิดขึ้น เมื่อนำไปสีจึงได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวลดลง จากรูปที่ 3(a) ระยะเวลาในการเก็บในที่เก็บอากาศนานขึ้นช่วยให้ได้ข้าวต้นมากขึ้น เมื่อทำการเปรียบเทียบกับข้าวต้นที่ได้จากการเก็บในที่เก็บรักษาเป็นระยะ 6 เดือน ดังรูปที่ 3(b) พบในลักษณะทำนองเดียวกันคือเมื่อทำการเก็บรักษานานขึ้นจะได้ข้าวต้นมากขึ้น โดยข้าวที่เก็บรักษา 3 เดือนมีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูงสุดเนื่องจากการเก็บรักษานานขึ้นทำให้เม็ดแป้งที่อยู่ภายในเมล็ดข้าวมีการจับตัวแข็งมากขึ้น ทำให้เมล็ดข้าวทนต่อแรงกระแทกได้มากขึ้น (Juliano,1985) แต่และหลังจากนั้นจะเริ่มลดลง



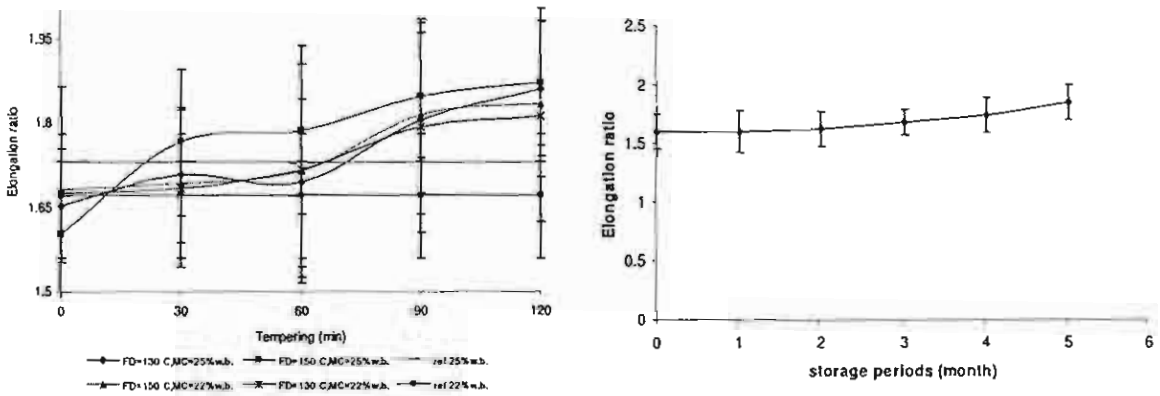
a) Thermal process b) Storage

Figure 3 Change of head rice yield obtained from the thermal process at different tempering time and from storage at ambient condition.

2. คุณภาพทางการหุงต้ม

2.1 การเปลี่ยนแปลงอัตราการยืดตัวของเมล็ดข้าว

รูปที่5 (a) แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการยืดตัวของข้าวสุกที่ผ่านกระบวนการให้ความร้อนร่วมกับการเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลาต่างๆ จากผลที่ได้มีพบว่าเมื่อระยะเวลานานในเก็บไว้ในเก็บอากาศนานขึ้น การใช้ความชื้นเริ่มต้นสูงในการอบแห้ง พร้อมกับอุณหภูมิสูง จะให้อัตราการยืดตัวของข้าวมากกว่าระยะเวลาในการเก็บสั้น และใช้อุณหภูมิในการอบแห้งต่ำ อย่างไรก็ตามจากการวิเคราะห์ที่ได้พบว่าอัตราการยืดตัวที่ได้ได้จากเงื่อนไขต่างๆ ไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ สำหรับการเก็บไว้ในที่เก็บพบในทำนองเดียวกับข้าวที่ผ่านกระบวนการทางความร้อนกล่าวคือเมื่อข้าวเก็บไว้นานขึ้นอัตราการยืดตัวสูงขึ้น ดังรูปที่ 5b แต่อย่างไรก็ตามข้าวที่ได้จากกระบวนการทางความร้อนมีแนวโน้มที่จะให้อัตราการยืดตัวมากกว่าข้าวที่เก็บไว้ในที่เก็บ จากข้อมูลการทดลองที่ได้พบว่าข้าวเปลือกความชื้น 33.3%d.b. เมื่อนำมาอบแห้งและเก็บไว้ในที่เก็บอากาศเป็นเวลา 30 นาที มีอัตราการยืดตัวของข้าวสุกคล้ายกับข้าวที่เก็บรักษาที่อุณหภูมิห้อง การที่อัตราการยืดตัวของข้าวสูงขึ้นเป็นเพราะ โครงสร้างของข้าวมีอมิโลเพคตินประกอบอยู่จำนวนมากเมื่อได้รับความร้อนอาจทำให้โครงสร้างของข้าวเปลี่ยนจากการรวมตัวของโมเลกุลของกลูโคสและโครงสร้างเชื่อมต่อกันแบบแยกเป็นกิ่งก้านสาขา (Branched chain) ไปเป็นอมิโลสซึ่งมีโครงสร้างโมเลกุลต่อกันแบบเส้นยาว (Linear chain) (ศศิเกษม และ พรรณี, 2530) จึงทำให้ข้าวสุกมีอัตราการยืดสูงขึ้นเมื่อนำมาหุงต้ม



a) Thermal process b) Storage

Figure 4 Change of elongation ratio obtained from the thermal process at different tempering time and from storage at ambient condition.

3. คุณภาพทางเคมีกายภาพ

3.1 การเปลี่ยนแปลงความหนืดของน้ำแป้ง

จากการศึกษาความหนืดของน้ำแป้งโดยเครื่อง RVA ของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดจะให้ค่า Peak viscosity , Final viscosity, pasting temperature และ Setback แตกต่างกันดังตารางที่ 2 จากการทดลองพบว่าความชื้น อุณหภูมิในการอบแห้ง และระยะเวลาในการเก็บในที่อับอากาศ มีผลต่อสมบัติทางด้านความหนืด โดย

ที่ข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงและผ่านการอบแห้งที่สูงพร้อมกับเก็บไว้ในที่อับอากาศเป็นระยะนานขึ้นจะให้ค่า Peak viscosity ต่ำกว่ากว่ากรณีที่ข้าวเปลือกที่มีความชื้นต่ำผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ และระยะในการเก็บไว้ในที่อับอากาศสั้น สำหรับค่า

Table 1 Pasting properties of Khao Dawk Mali 105 after for stored naturally 6 months

ระยะเวลา (เดือน)	Peak viscosity (RVU)	Pasting temperature (°C)	Setback (RVU)	Final viscosity (RVU)
เริ่มทำการทดลอง	528.25±2.06^{mn}	70.43±2.07 ^{a}	-218.03±3.43^{a}	310.22±5.43^{a}
1	528.58±7.75^{mn}	71.48±0.45 ^{ab}	-215.75±6.4 ^{a}	312.83±1.81^{ab}
2	543.84±6.52^{n}	72.90±0^{b}	-211.50±8.79^{ab}	332.34±8.61 ^{def}
3	473.28±4.40 ^{fgh}	77.10±0.43 ^{fgh}	-131.86±3.42^{gh}	341.47±0.98 ^{fgh}
4	472.14±11.08 ^{fgh}	74.87±0.53^{c}	-149.14±12.63 ^{c}	323±1.74^{cde}
5	496.58±2.48^{ijk}	74.9±0.52^{c}	-170.61±4.66 ^{c}	325.97±7.00^{cde}

หมายเหตุ : อักขระภายในคอลัมน์เดียวกันหมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ $p \leq 0.05$

Table 2 Pasting properties of Khao Dawk Mali 105 after processing under different conditions.

Temperature (°C)	Moisture initial (%d.b.)	Tempering (min)	Peak viscosity (RVU)	Pasting temperature (°C)	Setback (RVU)	Final viscosity (RVU)
130	28.2	Drying without tempering	479.67±4.23^{ghi}	75.48±1.14^{cdef}	-125.75±6.04^{fgh}	353.92±2.26^{ijk}
		30	462.50±6.83^{efg}	76.33±0.53^{cdefg}	-120.96 ±3.36^{ghi}	342.04±4.19^{fgh}
		60	467.67±4.21^{efgh}	76.50±0.39 ^{cdefg}	-107.22±2.94^{ij}	360.44±6.56^{kl}
		90	444.50±5.13^{cd}	76.55±0.39 ^{cdefg}	-87.36 ±6.97^{kl}	357.14±7.15^{jkl}
		120	409.94±7.53^{b}	78.63±0.54^{h}	-49.00±9.97^{n}	360.94±3.62^{kl}
	33.3	Drying without tempering	480.75±2.84 ^{hij}	72.03±0.08^{b}	-156.61±1.09^{d}	324.14±3.22^{cd}
		30	473.96±16.67 ^{fgh}	72.85±0.07^{b}	-149.67±0.23^{de}	327.36±0.23^{a}
		60	475.42±2.24 ^{gh}	72.85±0^{b}	-126.84±12.61^{fgh}	335.31 ±3.3^{de}
		90	473.67±2.77^{fgh}	75.00±0.48^{cd}	-80.92±6.37^{l}	347.13±4.07^{hij}
		120	434.94±3.64^{c}	78.58±0.45^{h}	-12.33±6.00^{p}	422.61±2.43^{n}
150	28.2	Drying without tempering	477.11±16.64^{ghl}	75.75±0.48^{cdefg}	-118.14±11.34^{ghl}	358.97±11.25^{kl}
		30	502.42±1.92 ^{kl}	75.73±0.46^{cdefg}	-107.42±2.94^{ij}	395.00±1.97^{m}
		60	493.46±0.76^{ijk}	77.17±0.67^{fgh}	-97.83±1.77^{jk}	395.62±2.54^{m}
		90	416.22±9.55^{b}	77.30±0.52^{gh}	-55.80±2.13^{mn}	417.86±3.23^{n}
		120	452.33±11.77^{bcdefg}	78.63±0.49^{h}	-33.14±12.65^{o}	419.19±1.79^{n}
		Ref 28.2%d.b.	516.33±9.64^{lm}	75.73±0.88 ^{cdefg}	-200.81±7.35 ^{b}	315.50±4.30^{abc}
	33.3	Drying without tempering	457.47±6.49^{cdefg}	75.23±0.10^{cde}	-112.75±3.48^{hi}	344.72±6.08^{ghi}
		30	442.09±12.96^{cd}	76.85±2.26 ^{efg}	-79.67±5.42^{l}	362.42±7.54^{kl}
		60	417.42±11.31^{b}	76.45±2.79 ^{cdefg}	-65.38±3.60^{m}	352.04±14.91^{hijk}
		90	414.05 ±1.94^{b}	76.78±1.58 ^{defg}	-51.61±5.86^{n}	362.44±4.22^{kl}
		120	381.08±23.38^{a}	78.68±0.49^{h}	-14.86±15.45^{p}	366.22±11.68^{l}

		Ref 33.3%d.b.	499.19±2.79 ^{k}	76.20±0.39 ^{cdefg}	-138.78±3.68 ^{ef}	360.22±2.67 ^{kl}

หมายเหตุ : อักขระภายในคอลัมน์เดียวกันหมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ $p \leq 0.05$

Setback ซึ่งสามารถคำนวณได้จากการนำ final viscosity ลบด้วย peak viscosity ค่าของ setback แสดงถึงเป็นตัวบ่งชี้ความแข็งของแป้ง จากการทดลองพบว่าที่อุณหภูมิอบแห้งและความชื้นเดียวกัน ค่า Setback สูงขึ้นเมื่อเก็บในที่อับอากาศนานขึ้น เมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง หรือกล่าวอักนัยหนึ่งความแตกต่างระหว่าง peak กับ final viscosity ลดลง นั่นแสดงว่าลักษณะของแป้งข้าวมีความเสถียรมากขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกับกรณีที่ข้าวไม่ได้กระบวนการทางความร้อนพบว่าข้าวที่ผ่านกระบวนการทางความร้อนมีความแข็งและกระด้างมากกว่าเมื่อเทียบกับข้าวที่มีการเก็บรักษาไว้เป็นระยะเวลา 6 เดือน

ความหนืดสุดท้าย (Final viscosity) เป็นความหนืดเมื่อแป้งถูกทำให้เย็นหลังจากการเกิดเจลาทิไนท์ ส่วนของอะมิโลสจะเกิดโครงสร้างขึ้นใหม่ในลักษณะโครงร่างสามมิติ ทำให้ความหนืดเพิ่มขึ้นเจลแข็งขึ้น ซึ่งสอดคล้องกับการทดลองของ Juliano (1985) และการทดลองของ ภูมิสิทธิ์ วรรณชารี (2545) ซึ่งถ้ามีการเก็บรักษานานขึ้นค่า Final viscosity จะเพิ่มขึ้น ดังตารางที่ 1 จากตารางจะเห็นว่า Final viscosity, pasting temperature และ Setback เพิ่มขึ้นใน 3 เดือนแรก และหลังจากนั้นจะเริ่มลดลงส่วน Peak viscosity จะลดลง 3 เดือนแรก และหลังจากนั้นจะเริ่มเพิ่มขึ้น ซึ่งจะสอดคล้องกับเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวที่เพิ่มขึ้นใน 3 เดือนแรก และหลังจากนั้นจะเริ่มลดลงดังรูปที่ 4(b) สำหรับผลของข้าวที่ผ่านกระบวนการทางความร้อนให้ผลในลักษณะเดียวกับกรณีข้างต้นกล่าวคือเมื่อระยะในการเก็บไว้ในที่เก็บอากาศนานขึ้นจะให้ค่าความหนืดสุดท้ายมากขึ้น

สรุป

จากการทดลองพบว่า ปัจจัยที่มีผลต่อการเร่งข้าวใหม่ให้เป็นข้าวเก่า คือ ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก อุณหภูมิในการอบแห้งและระยะเวลาในการเก็บไว้ในที่เก็บอากาศ ข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงเมื่อผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะให้ค่าเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว , elongation ratio และ whiteness สูงกว่าข้าวเปลือกที่อบแห้งที่อุณหภูมิและมีความชื้นเริ่มต่ำ และเมื่อนำมาเก็บในที่อับอากาศนานขึ้นพบว่า ค่าเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มสูงขึ้น ความขาวมีค่าลดลง ในขณะที่อัตราการยืดมีค่าไม่แตกต่างกันมากนัก ส่วนสมบัติด้านความหนืดของน้ำแป้ง ค่า Peak viscosity ลดลง สำหรับค่า Final viscosity และ Setback มีค่าเพิ่มขึ้น ซึ่งลักษณะดังกล่าวมีลักษณะคล้ายกับข้าวที่ผ่านเก็บรักษาไว้เป็นระยะ 3 เดือน ข้าวที่ผ่านกระบวนการให้ความร้อนจะมีแนวโน้มเหมือนข้าวเก่าแต่ลักษณะข้าวที่ได้จะมีความแข็งกระด้างมากกว่าข้าวที่มีการเก็บรักษาไว้เป็นระยะเวลา 6 เดือน เพื่อลดความแข็งกระด้างลง หลังจากการการอบแห้งควรมีการเก็บข้าวไว้ในที่อับอากาศเป็นระยะเวลา 30 นาทีก็เพียงพอที่จะได้ข้าวมีลักษณะคล้ายข้าวเก่าที่เก็บไว้ตามธรรมชาติ

คำขอบคุณ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนอุดหนุนการวิจัย และขอขอบคุณสถาบันค้นคว้าและพัฒนาคุณภาพอาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่ให้ความอนุเคราะห์ด้านเครื่องมือทดสอบคุณภาพ จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

กัมปนาท มุขดี 2533 การวิจัยและพัฒนาข้าวในเขตพื้นที่ความรับผิดชอบของศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี สถาบันวิจัยข้าว กรมวิชาการเกษตร กรุงเทพฯ

จารนัย พาณิชยกุล 2537 แป้ง (starch) – การเปลี่ยนแปลงระหว่างการทำให้แป้งสุก วารสารจาร์พา ฉบับที่ 11 หน้า 22 – 24.

สุทธินี วานิชสำราญ 2545 การเพิ่มปริมาณต้นข้าวคุณภาพต่ำโดยการแช่ร่วมกับการอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด

ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ

วินิต ชินสุวรรณ และ ภูสิทธิ์ วรรณซารี 2545 การเร่งความเก่าของข้าวเปลือกหอมมะลิโดยการอบในภาชนะปิด วิศวกรรมสาร ม.ข. ปีที่ 29 ฉบับที่ 1-2 หน้า 131-146.

ศศิเกสร ทองยงค์ และ พรรณี เดชคำแหง 2530 เคมีอาหารเบื้องต้น สำนักพิมพ์โอเดียนสโตร์ หน้า 74-74.

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ อดิเทพ ทวีรัตนพาณิชย์ สมบูรณ์ เวชกามา งามชื่น คงเสรี และ สุนันทา วงค์ปิยชน 2541 ผลพลอยได้จากการอบข้าวเปลือกโดยใช้ฟลูอิไดเซชัน เอกสารประกอบคำบรรยายในการประชุมราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์ ราชบัณฑิตยสถาน

อัมมาร สยามวาลา และ วิโรจน์ ณ ระนอง 2533 ประมวลความรู้เรื่องข้าว มูลนิธิสถาบันวิจัยเพื่อการพัฒนาประเทศไทย พิมพ์ครั้งที่ 1 สถาบันเพื่อการพัฒนาประเทศไทย กรุงเทพฯ

Association Official Analyical Chemist,1990,Official Method of Analysis Virginia,A.O.A.C.,1289 p.

Indudhara S.,Sowbhagya Y.,Bhattacharya K.(1978) .Changes in the physicochemical properties of rice with aging, *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, Vol.29, pp. 627-639.

Juliano, B.O., (1985).Rice: Chemical and technology, 2nd ed.,Minnesota,American Association of Cereal Chemists, 774.

Perez,C.M. and Juliano, B.O. (1981). Texture change and storage of rice. *Journal of Texture Studies*, 12, 321-393

Villareal, R.M., Resurreccion, A.P., Suzuki, I. and Juliano, B.O. (1976). Change in physicochemical properties of rice during storage. *Starch*, 28, 88-94.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

การผลิตข้าวกล้องคุณภาพโดยใช้เทคนิคฟลูอิไดซ์เซชัน

Producing High Quality Brown Rice Using Fluidization Technique

ดลฤดี ใจสุทธิ์[1] สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2] วารุณี วารัญญานนท์[3] พัชรี ตั้งตระกูล[3] และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์[1]
Donludee Jaisut[1], Somkiat Prachayawarakorn[2], Warunee Varanyanond[3], Patcharee Tungtrakul[3] and Somchart Soponronnarit[1]

Abstract

An important problem of brown rice is rancidity. Therefore, the purpose of this research is to reduce brown rice rancid whereas the other qualities which are head rice yield, whiteness, rice germ, white belly and pasting properties, still accepted. Fluidized bed drying was used to reduce moisture content of paddy cv. Khao Dawk Mali 105 from 28.2 % dry basis and 33.3 % dry basis to 21.9 % dry basis. After that, grain was tempered and ventilated with ambient air to reduce moisture content to 16.5% dry basis. The operating conditions used in the experiments were the drying temperatures of 130°C and 150°C and the tempering times of 30, 60 and 120 min. The results showed that the average drying rate was increased with increasing temperature. Regarding to the head rice yield and the rate of moisture reduction during ventilation, paddy after fluidized bed drying should be tempered for 30 min. Moreover, the percentage of head rice yield was affected by the drying temperature and initial moisture contents whereas the whiteness and the fat acidity were decreased. However, the white belly was slightly different. Further, peak viscosity and final viscosity were decreased whereas setback was increased.
Key words: Brown rice, Drying, Fat acidity, Fluidized bed, Paddy, Rancidity

บทคัดย่อ

กลิ่นเหม็นหืนในข้าวกล้องเป็นอุปสรรคหนึ่งของการตัดสินใจของผู้บริโภคซึ่งคุ้นเคยกับการบริโภคข้าวขาว ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมในการลดการเกิดกลิ่นเหม็นหืนในข้าวกล้อง ในขณะที่คุณภาพด้านร้อยละต้นข้าว ความขาวของข้าวสาร จมูกข้าว เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ และความหนืดของน้ำแป้ง ยังอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการอบแห้ง ข้าวเปลือกพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 ที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 28.2 และ 33.3%d.b. ด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด ที่อุณหภูมิอากาศร้อน 130°C และ 150°C ให้ได้ความชื้นหลังอบแห้งประมาณ 21.9%d.b. หลังจากนั้นจึงเก็บข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วไว้ในที่อับอากาศเป็นเวลา 30 60 และ 120 นาที แล้วนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมต่อจนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 16.5%d.b. จากผลการทดลองพบว่า อัตราการอบแห้งโดยเฉลี่ยเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มขึ้น สำหรับอิทธิพลของการเก็บในที่อับอากาศต่อคุณภาพข้าวพบว่า การเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลา 30 นาทีนั้นเพียงพอในการรักษาคุณภาพทางด้านร้อยละข้าวต้น นอกจากนี้ยังพบว่า อุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้นที่สูงขึ้นมีผลทำให้ร้อยละข้าวต้นเพิ่มขึ้นด้วย ในขณะที่ค่าความขาวของข้าวสาร และปริมาณกรดไขมันอิสระ จะลดลง ส่วนปริมาณข้าวท้องไข่แตกต่างกันเล็กน้อย สำหรับคุณภาพทางด้านความหนืดพบว่าค่า Peak viscosity และ Final viscosity มีแนวโน้มลดลงเมื่อเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลานานขึ้น ในขณะที่ค่า Setback เพิ่มขึ้น ซึ่งเชื่อว่าน่าจะทำให้ข้าวมีความแข็งกระด้างและร่วนมากขึ้น
คำสำคัญ การอบแห้ง กลิ่นเหม็นหืน ข้าวกล้อง ข้าวเปลือก ปริมาณกรดไขมันอิสระ ฟลูอิไดซ์เบด

[1] คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
[1] School of Energy and Materials, King Mongkut University of Technology Thonburi, Bangkok 10140
[2] คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
[2] Faculty of Engineering, King Mongkut University of Technology Thonburi, Bangkok 10140
[3] สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร
[3] Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University, Bangkok 10903

คำนำ

ข้าวกล้องประกอบด้วยวิตามินและแร่ธาตุจำนวนมาก เมื่อเปรียบเทียบกับข้าวขาว และข้าวนึ่งเนื่องจากส่วนที่เป็นรำไม่ได้ถูกขัดสีออกไป (www.woltonfeed.com) อีกทั้งยังช่วยป้องกันโรคต่างๆ เช่น มะเร็ง เบาหวาน และช่วยในการควบคุมน้ำหนักด้วย เนื่องจากข้าวกล้องมีปริมาณของ insoluble fiber ซึ่งนักวิทยาศาสตร์เชื่อว่าช่วยป้องกันมะเร็งในปริมาณสูง อีกทั้งถ้าบริโภคอาหารจำพวกคาร์โบไฮเดรต เช่น ข้าวขาว จะส่งผลทำให้ระดับน้ำตาลในเลือดและปริมาณอินซูลินเพิ่มขึ้น เนื่องจากคาร์โบไฮเดรตจะถูกเปลี่ยนให้อยู่ในรูปแป้งหรือน้ำตาล ทั้งนี้ปริมาณน้ำตาลในเลือดที่เพิ่มขึ้นเนื่องมาจากอาหาร สามารถบ่งบอกได้ด้วยดัชนีที่เรียกว่า Glycemic index โดยค่าดัชนีนี้จะสูงหรือต่ำ ขึ้นอยู่กับปริมาณคาร์โบไฮเดรตที่ร่างกายดูดกลืนว่าจะถูกดูดกลืนได้เร็วเพียงใด ค่า Glycemic index สูงแสดงว่าร่างกายสามารถดูดกลืนคาร์โบไฮเดรตได้ดี จากรายงานวิจัยที่ผ่านทาพบว่า ข้าวขาวมี Glycemic index สูงกว่าข้าวกล้อง (www.Healthnotes.com) ด้วยเหตุผลดังกล่าวทำให้ผู้บริโภคหันมาบริโภคข้าวกล้องเพิ่มมากขึ้น อย่างไรก็ตามแม้ว่าข้าวกล้องจะมีคุณค่าทางอาหารสูงกว่าข้าวขาวและข้าวนึ่งก็ตาม แต่ข้าวกล้องมีระยะเวลาในการเก็บรักษาสั้น คือประมาณ 6-12 เดือน เนื่องจากการเสื่อมสภาพของไขมันในข้าวกล้อง ทำให้เกิดกลิ่นเหม็นหืนในเมล็ดข้าว ซึ่งกลิ่นเหม็นหืนนี้ไม่เป็นที่ต้องการของผู้บริโภคที่คุ้นเคยกับการบริโภคข้าวขาว จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าเทคโนโลยีการอบแห้งสามารถหยุดยั้งการทำงานของเอนไซม์ lipaseได้ ดังจะเห็นได้จากงานวิจัยของ Champagne (1994) ที่ทำการทดลองเปรียบเทียบปริมาณกรดไขมันอิสระที่เกิดขึ้นในข้าวกล้องที่ผ่านการอบแห้งด้วยลมร้อน กับข้าวที่ไม่ได้ผ่านกระบวนการอบแห้ง พบว่าข้าวกล้องที่ผ่านการเก็บรักษาที่อุณหภูมิ 37 °C เป็นระยะเวลา 50 วัน ปริมาณกรดไขมันอิสระของข้าวที่ผ่านการอบแห้ง เพิ่มขึ้นช้ากว่าข้าวที่ไม่ได้ผ่านกระบวนการอบแห้งประมาณ 70% แต่ทั้งนี้ถ้านำเทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด ด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิสูง ซึ่งให้อัตราการอบแห้งสูง และคุณภาพของข้าวเปลือกอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ (Soponronnarit et. al.,1999) มาประยุกต์ใช้กับงานวิจัยนี้ น่าจะช่วยทำให้คุณภาพของข้าวกล้องสูงขึ้น และระยะเวลาในการอบแห้งสั้นลง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงสนใจศึกษา การผลิตข้าวกล้องคุณภาพสูงที่สามารถเก็บรักษาในลักษณะของข้าวเปลือกได้เป็นระยะเวลานาน โดยที่เมื่อนำไปผ่านกระบวนการสีแล้วจะยังคงมีจมูกข้าว (Rice germ) ซึ่งมีคุณค่าทางสารอาหารส่วนใหญ่อยู่ และเมื่อนำไปรับประทานจะไม่เกิดกลิ่นเหม็นหืนอันไม่เป็นที่พึงประสงค์ของผู้บริโภค โดยใช้ข้าวขาวดอกมะลิ 105 เป็นวัตถุดิบในการอบแห้งด้วยเทคนิคการอบแห้งแบบฟลูอิไดเซชันที่อุณหภูมิสูงร่วมกับการเก็บในที่อับอากาศและการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม นอกจากวิธีการอบแห้งแล้วในงานวิจัยนี้ยังศึกษาผลของระยะเวลาในการเก็บในที่อับอากาศเพื่อที่จะดูแนวโน้มในการเร่งความเป็นข้าวเก่าของข้าวกล้อง โดยศึกษาเปรียบเทียบผลของข้าวกล้องที่ผ่านการอบแห้ง คุณภาพทางด้านกายภาพ สมบัติทางเคมี และสมบัติทางเคมีกายภาพของผลิตภัณฑ์

อุปกรณ์และวิธีการ

1. อุปกรณ์การทดลอง

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองในงานวิจัยนี้ เป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด โดยใช้ตัวกลางเป็นอากาศร้อน ไดอะแกรมของอุปกรณ์ชุดนี้ได้แสดงดังรูปที่ 1

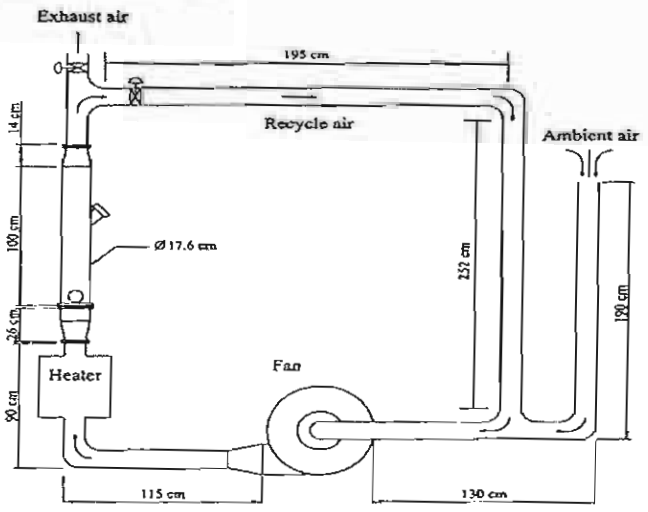


Figure 1 A schematic sketch of Fluidized bed dryer

ซึ่งมีส่วนประกอบหลัก ๆ ดังนี้ ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอกที่ทำด้วยเหล็กกล้าไร้สนิม ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร สูง 140 เซนติเมตร มีตัวให้ความร้อนจำนวน 3 ตัว ตัวละ 3 kW และพัดลมแบบเหวี่ยงชนิดใบพัดโค้งหลัง (Backward curved blade centrifugal fan) ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 1.5 kW มีตัวปรับความเร็วรอบเพื่อปรับอัตราการไหลของอากาศ ระบบอบแห้งหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน อากาศบางส่วนที่ผ่านห้องอบแห้งแล้วจะถูกนำกลับมาผสมกับอากาศใหม่ที่เข้ามา และทำให้ร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการเพื่อใช้ในการอบแห้งต่อไป อุณหภูมิของระบบอบแห้งควบคุมด้วยระบบ PID Controller มีความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}C$

2. วิธีการทดลอง

เพิ่มความชื้นข้าวเปลือกพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 ให้ได้ความชื้นเริ่มต้นใกล้เคียงกับความชื้นหลังการเก็บเกี่ยว คือ ประมาณ 28.2 และ 33.3%d.b. ทั้งนี้เนื่องมาจากที่ความชื้นเริ่มต้นสูงจะทำให้เมล็ดข้าวเกิดความเก่าได้เร็วขึ้น (Juliano, 1985) โดยทำการพรมน้ำทั้งหมดลงในเมล็ดข้าวเปลือก จากนั้นนำไปเก็บไว้ในถังที่ปิดสนิท เก็บไว้ที่ห้องเย็นที่ควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ $4^{\circ}C$ ในช่วงประมาณ 3-4 วันแรก นำข้าวเปลือกออกมาคลุกให้ความชื้นกระจายตัว แล้วนำกลับไปเก็บดังเดิมจนครบ 7 วัน ควรปล่อยให้ข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิแวดล้อม ก่อนที่จะนำไปอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดที่อุณหภูมิ 130 และ $150^{\circ}C$ โดยใช้ความเร็วอากาศ 2.6 เมตรต่อวินาที และอากาศหมุนเวียนนำกลับมาใช้ใหม่ 80% จากนั้นนำไปเทมเปอริงเป็นเวลา 0.5 1 และ 2 ชั่วโมง โดยจะเก็บไว้ในขวดแก้วที่ปิดสนิทที่อุณหภูมิเดียวกันกับอุณหภูมิของเมล็ดหลังการอบแห้งด้วยฟลูอิไดซ์เบด แล้วจึงนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนความชื้นลดลงเหลือประมาณ 16.5%d.b. จากนั้นนำไปวิเคราะห์คุณภาพด้านต่างๆ ต่อไป สำหรับการหาความชื้นของข้าวเปลือกจะเก็บตัวอย่าง ครั้งละประมาณ 50 กรัม ไปอบแห้งในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ $103^{\circ}C$ เป็นเวลา 72 ชั่วโมง [5] การวัดอุณหภูมิจะใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกผล(รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ -100 ถึง $1300^{\circ}C$ ความละเอียด $\pm 0.2\%$) และการวัดความเร็วลมใช้ Hot-wire anemometer มีความละเอียด ± 0.1 m/s

3. การวิเคราะห์คุณภาพ

ในการวิเคราะห์คุณภาพทางด้านกายภาพ สมบัติทางเคมี และสมบัติทางเคมีกายภาพ จะทำซ้ำ 3 ครั้งในแต่ละตัวอย่าง ซึ่งการวิเคราะห์คุณภาพทางด้านกายภาพประกอบไปด้วย การวิเคราะห์เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว (Head rice yield) โดยชั่งน้ำหนักข้าวเปลือกที่สะอาดแล้ว 250 กรัม หลังจากนั้นกะเทาะเปลือกด้วยเครื่องกะเทาะเปลือก Satake จากนั้นทำการแยกข้าวกล้องเต็มเมล็ด ด้วยเครื่องคัดแยกแบบตะแกรงกลม (Aspirator) แล้วจึงทำการคำนวณหาเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว ทั้งนี้ต้นข้าวอ้างอิงได้จากการนำข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นเดียวกันกับที่อบแห้งด้วยอากาศร้อนมาอบแห้งโดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนเหลือความชื้น 16.5%d.b. การวิเคราะห์ความขาวของข้าวสาร (Whiteness) โดยใช้อุปกรณ์วัดความขาวแบบอิเลคทรอนิคส์ Kett C-300 การวิเคราะห์ (Rice germ) โดยนำต้นข้าวของข้าวสารมาจำนวน 100 เมล็ด แยกจำนวนข้าวที่มีจมูกข้าว (Rice germ) ออกจากต้นข้าวของข้าวสารโดยใช้ไฟส่อง และทำการบันทึกจำนวนข้าวที่มีจมูกข้าวที่นับได้ ทำซ้ำกันตัวอย่างละ 3 ครั้ง แล้วนำไปเฉลี่ยเป็นเปอร์เซ็นต์จมูกข้าว และการวิเคราะห์หาเปอร์เซ็นต์ White belly นำต้นข้าวของข้าวสารมาจำนวน 100 เมล็ด แล้วแยกจำนวนข้าวที่เป็น White belly ออกจากต้นข้าวของข้าวสารโดยใช้ไฟส่อง โดยเลือกเฉพาะเมล็ดที่มีจุดขุ่นทึบแสงเกิน 50% ขึ้นไป และทำการบันทึกจำนวนข้าวที่เป็น White belly ที่นับได้ ทำซ้ำกันตัวอย่างละ 3 ครั้ง แล้วนำไปเฉลี่ยเป็นเปอร์เซ็นต์ White belly

สำหรับการวิเคราะห์สมบัติทางเคมีของข้าวกล้อง งานวิจัยนี้จะทำการวิเคราะห์ปริมาณกรดไขมันอิสระ โดยดัดแปลงวิธีวิเคราะห์มาจาก Fat Acidity-General Method by AACC Method 02-01 (AACC Method, 1995) โดยวิธีการดังนี้คือ นำข้าวกล้องไปขัดรำออกด้วยเครื่อง Satake Miller โดยในการทดลองครั้งนี้ขัด 3 ครั้ง แล้วชั่งน้ำหนักรำที่ได้ ประมาณ 2 กรัม ใส่ใน Filter No. 1 ที่เตรียมไว้ หลังจากนั้นบรรจุ Filter ลงในขวดแก้ว แล้วเติมสารละลาย Petroleum Ether 200 ml. และนำไป Centrifuge เป็นเวลา ประมาณ 2 วัน จากนั้นนำไปแยก Petroleum Ether ออก ด้วยวิธีการระเหย จนเหลือแต่ปริมาณไขมัน และเตรียมสารละลาย Toluene ด้วย Toluene 1 L., Alcohol 1 L. และ Phenolphthalein 0.8 g แล้วจึงนำสารละลาย Toluene ที่เตรียมไว้เติมลงในขวด ปริมาณ 50 ml. จากนั้นนำไปไตรเตรด ด้วย 0.0178 M KOH จนสารละลายเปลี่ยนเป็นเป็นสีชมพู อ่านปริมาณ 0.0178 M KOH ที่ใช้ไป บันทึกค่าไว้ แล้วนำมาคำนวณ หาเปอร์เซ็นต์กรดไขมัน ดังนี้

ปริมาณกรดไขมันอิสระ (เปอร์เซ็นต์) = [ปริมาณ 0.0178N KOH ที่ใช้ในการไตเตรตตัวอย่าง (มิลลิลิตร) - ปริมาณ 0.0178N KOH ที่ใช้ในการไตเตรต blank (มิลลิลิตร)] x 10 / [100 –ปริมาณน้ำหนักของน้ำใน 100 กรัม ตัวอย่าง (กรัม)] (1)

ส่วนการวิเคราะห์สมบัติทางเคมีกายภาพในงานวิจัยนี้จะทำการวิเคราะห์ค่าความหนืดของแป้ง ทั้งนี้ก่อนที่จะทำการวัดค่าความหนืดของน้ำแป้ง ตัวอย่างข้าวสารที่ใช้ในการวิเคราะห์ต้องบดให้ละเอียดก่อน โดยใช้เครื่อง Ultracentrifugal mill จากนั้นนำผงแป้งมาร่อนในตะแกรงขนาด 0.25 มิลลิเมตร จากนั้นแบ่งแป้งเป็น 2 ส่วน ส่วนหนึ่งนำไปหาความชื้นมาตรฐานเปียก โดยชั่งน้ำหนักแป้งให้ได้น้ำหนักแน่นอนประมาณ 5 กรัมแล้ว นำมาอบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 2.30 ชั่วโมง หลังจากนั้นนำอีกส่วนหนึ่งไปทดสอบด้วยเครื่อง Rapid Visco Analyser (RVA) และนำผลที่ได้จากการทดสอบไปวิเคราะห์ทางสถิติ ด้วยโปรแกรม SPSS วิเคราะห์สถิติ ANOVA (Analysis of Variance) โดยวิธี DMRT(Duncan's New Multiple Range Test) (ที่ระดับความเชื่อมั่น 95%)

ผลและวิจารณ์

1. การลดความชื้นของข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยอากาศร้อน

จากการอบแห้งข้าวเปลือกที่ความชื้น 28.2 และ 33.3%d.b. ที่อุณหภูมิ 130 และ 150°C มาทำการเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลาต่างๆ และนำมาลดความชื้นต่อด้วยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม ดังแสดงในรูปที่ 2 และ 3 จะเห็นได้ว่าจากการอบแห้งที่เงื่อนไขความชื้นเริ่มต้น 28.2%d.b. อุณหภูมิ 150°C เก็บในที่อับอากาศ 60 นาที ความชื้นหลังการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดประมาณ 22.7%d.b. จะมีอัตราการลดความชื้นโดยเฉลี่ยในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมประมาณ 3.9%d.b. ในขณะที่ถ้าเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลา 120 นาที ความชื้นที่ออกจากเครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดลดลงเป็น 21.8%d.b. ความชื้นโดยเฉลี่ยในช่วงการเป่าด้วยอากาศร้อนจะลดลงแค่ประมาณ 3%d.b. ทั้งนี้ผลการทดลองที่ได้เป็นไปตามหลักการเก็บในที่อับอากาศที่ต้องการให้ความชื้นกระจายตัวออกมาที่ผิวของเมล็ดเพื่อที่จะสามารถเป่าลมลดความชื้นได้ง่าย โดยระยะเวลาในการเก็บในที่อับอากาศจะมีผลต่อการลดความชื้นที่ลดลงในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมในช่วงที่ความชื้นยังกระจายตัวไม่สม่ำเสมอ และถ้าข้าวเปลือกที่มีความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิไดซ์เบดสูง เมื่อความชื้นกระจายตัวไปที่ผิวของข้าวเปลือกแล้ว ที่ผิวของข้าวเปลือกก็จะมีความชื้นสูง ทำให้การเป่าด้วยอากาศแวดล้อมสามารถลดความชื้นลงได้ง่ายกว่าข้าวเปลือกที่อบแห้งมามากกว่าอีกด้วย แต่เมื่อพิจารณาผลของระยะเวลาการเก็บในที่อับอากาศต่อการลดลงของความชื้นในช่วงการเป่าลมเย็นในทุกกรณี พบว่าการเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลานานขึ้นไม่ส่งผลให้การลดลงของความชื้นในช่วงของการเป่าลมเย็นเร็วขึ้นมากนัก นั่นแสดงว่าเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลา 30 นาทีก็น่าจะเพียงพอ

2. ร้อยละต้นข้าว

รูปที่ 4 และ 5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว กับระยะเวลาในการ Tempering ที่อุณหภูมิอบแห้ง 130 และ 150°C และความชื้นเริ่มต้น 28.2 และ 33.3%d.b. ตามลำดับ จากผลการทดลองพบว่า ที่ความชื้นเริ่มต้นเดียวกัน เมื่ออุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้น เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวจะเพิ่มขึ้นด้วย แต่ทั้งนี้ยังมีปริมาณที่ต่ำกว่าข้าวอ้างอิง ซึ่งเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวที่เพิ่มขึ้นเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิสูงขึ้นนั้น เชื่อว่าน่าจะมาจากปรากฏการณ์ Gelatinization ในเมล็ดข้าวเปลือก โดยข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วมีอุณหภูมิของเมล็ดสูงกว่า จะเกิดปรากฏการณ์นี้ได้ดี ทำให้ได้ปริมาณต้นข้าวมากกว่า (ณัฐพล ภูมิสะอาด, 2540) เนื่องจากเมื่อแป้งได้รับความร้อน ส่วนที่เป็นอะมิโลส จะละลายและดูดซับน้ำได้มาก ทำให้เกิดการพองตัวได้มากขึ้น โมเลกุลจะเข้ามาใกล้ชิดกันและยึดเข้าด้วยกันทำให้โครงสร้างโมเลกุลแข็งแรงขึ้น ส่งผลให้รอยร้าวหรือรอยแตกภายในเมล็ดข้าวสามารถประสานกันอย่างสนิท (จารนัย พานิชยกุล, 2537) แต่ในกรณีที่ปริมาณต้นข้าวของข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีค่าต่ำกว่าปริมาณต้นข้าวของข้าวที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้ง อาจจะเนื่องมาจากปริมาณความร้อนส่วนใหญ่ที่ใช้ในการระเหยน้ำ ถูกนำไปเพิ่มอุณหภูมิแก่ข้าวเปลือก ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิสูงขึ้น และเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นถึงอุณหภูมิ Gelatinization ของแป้งแล้ว แต่ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกเหลืออยู่น้อยจึงส่งผลให้ระยะเวลาการเกิด Gelatinization สั้น และในขณะที่อัตราการอบแห้งลดลง จึงเกิดความแตกต่างของความชื้นที่บริเวณผิวและแกนกลางของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น ทำให้เกิดความเค้นขึ้นภายในเมล็ดข้าวเปลือก ซึ่งนำไปสู่การเกิดรอยแตกร้าวและหัก เมื่อนำไปสีจึงได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวลดลง สำหรับการเก็บในที่อับอากาศจะเห็นได้ว่าการเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลานานขึ้น ไม่ส่งผลต่อการเพิ่มขึ้นของเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว ดังนั้นการเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลา 30 นาที จึงน่าจะเพียงพอ

3. ความขาวของข้าว

รูปที่ 6 และ 7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความขาวกับระยะเวลาในการ Tempering ของข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง จากการทดลองพบว่าอุณหภูมิ ความชื้นเริ่มต้น และระยะเวลาในการ Tempering มีผลต่อความขาวของข้าวกล้อง โดยที่ความชื้นเริ่มต้นสูงขึ้นและTempering เป็นเวลานานขึ้นจะทำให้ข้าวกล้องมีสีเหลืองขึ้น และเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีสีเหลืองกว่า ทั้งนี้เนื่องมาจากกระบวนการเกิดสีน้ำตาลแบบเมลลาร์ด โดยมีความร้อนเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เมื่อ

น้ำตาลที่มีอยู่ในข้าวได้รับความร้อน พันธะระหว่างโมเลกุลภายในน้ำตาลจะหลุดออกจากกันกลายเป็นน้ำตาลโมเลกุลต่ำ และเมื่อให้ความร้อนต่อไปพันธะภายในน้ำตาลโมเลกุลต่ำจะหลุดออกจากกัน เกิดเป็นสารประกอบคีโตน ซึ่งสารดังกล่าวเป็นสารที่ทำให้เกิดสีเหลืองในเมล็ดข้าว ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ข้าวกล้องมีค่าความขาวลดต่ำลง

4. จมูกข้าว

จมูกข้าว (Rice germ) เป็นส่วนเล็กๆ อยู่ที่มุมล่างของเมล็ดข้าว และจากการนำข้าวเปลือกพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 ที่ผ่านการอบแห้ง ไปกะเทาะเปลือกออกด้วยเครื่องกะเทาะเปลือก Satake พบว่าอุณหภูมิอบแห้ง ความชื้นเริ่มต้น และระยะเวลาในการ Tempering ไม่มีผลต่อร้อยละของจมูกข้าว ทั้งนี้จะเห็นได้จากปริมาณของจมูกข้าวยังคงเหลืออยู่ทั้งหมดทุกกรณี ซึ่งมีค่าเท่ากับข้าวอ้างอิง ดังแสดงในรูปที่ 8 และ 9

5. ร้อยละข้าวท้องไข่ (White belly)

ร้อยละข้าวท้องไข่ (White belly) เป็นลักษณะของข้าวที่มีจุดขุ่นขาวทึบแสง เป็นส่วนที่กลุ่มแป้งและโปรตีนมีการเกาะตัวกันอย่างหลวมๆ จึงมีส่วนที่เป็นช่องว่างอยู่มากและภายในช่องว่างนี้จะมีอากาศแทรกอยู่ ซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อข้าวเกิดการเจลาทิไนซ์เซชัน ไม่สมบูรณ์ทั่วทั้งเมล็ด จากรูปที่ 10 และ 11 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ กับระยะเวลาที่ใช้ในการ Tempering จะเห็นว่าข้าวที่ผ่านการอบแห้งจะมีปริมาณข้าวท้องไข่ต่ำกว่าข้าวอ้างอิง โดยข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิเดียวกัน ปริมาณข้าวท้องไข่จะลดต่ำลงเมื่อความชื้นที่เริ่มต้นที่ใช้ในการอบแห้งมีค่าสูงขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากเมื่อความชื้นเริ่มต้นสูงขึ้น จะใช้ระยะเวลาในการอบแห้งนานขึ้น ส่งผลให้โอกาสการเกิดเจลาทิไนซ์เพิ่มขึ้น แต่ยังคงเป็นการเกิดเจลาทิไนซ์เพียงบางส่วน เพราะการเกิดเจลาทิไนซ์ที่สมบูรณ์จะพบปริมาณข้าวท้องไข่น้อยมาก หรือไม่เหลือเลย ในขณะที่เวลาในการ Tempering มีผลต่อปริมาณการเกิด White belly น้อยมาก

6. ปริมาณกรดไขมันอิสระ

จากการทดสอบปริมาณกรดไขมันอิสระ ซึ่งเป็นสาเหตุที่สำคัญอย่างหนึ่งของการเกิดกลิ่นเหม็นหืนของข้าวกล้อง (www.ars.usda.gov) จากการทดลองอบแห้งข้าวพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 ที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เซชัน ที่มีความชื้นเริ่มต้น 28.2 และ 33.3%d.b. โดยใช้อุณหภูมิอบแห้ง 130 และ 150°C พบว่า เมื่ออุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้นปริมาณกรดไขมันอิสระทั้งหมดในข้าวกล้องจะลดลง และเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิงซึ่งไม่ได้ผ่านการอบแห้ง จะเห็นได้ว่าปริมาณกรดไขมันอิสระในข้าวกล้องที่ผ่านการอบแห้งมีค่าต่ำกว่า ดังแสดงในรูปที่ 12 และ 13 ทั้งนี้เนื่องมาจากความร้อนสามารถหยุดยั้งการทำงานของเอนไซม์ไลเปส ซึ่งเป็นเอนไซม์ที่เปลี่ยนไขมันในรำข้าวให้กลายเป็นกรดไขมันอิสระ (Champagne, 1994) ในขณะที่เมื่อ Tempering นานขึ้น ปริมาณกรดไขมันอิสระ เปลี่ยนแปลงน้อยมาก ทั้งนี้น่าจะมาจากการที่เอนไซม์ไลเปสน่าจะถูกยับยั้งการทำงานทั้งหมดตั้งแต่กระบวนการอบแห้งด้วยฟลูอิไดซ์เบดแล้ว

7. สมบัติทางด้านความหนืด

จากการศึกษาความหนืดของน้ำแป้งโดยเครื่อง RVA ของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด จะให้ค่า Pasting temperature, Peak viscosity และ Final viscosity แตกต่างกันดังตารางที่ 1 ซึ่งจะเห็นว่าการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด ร่วมกับการ Tempering และ การ Ventilation มีผลทำให้อุณหภูมิที่เม็ดแป้งเริ่มพองตัว (Pasting temperature) สูงขึ้นเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง(ข้าวที่ไม่ผ่านการอบแห้ง) ทุกเงื่อนไขการทดลอง ทั้งนี้เชื่อว่าไขมันที่อยู่ในรำของข้าวกล้องมีส่วนขัดขวางการซึมผ่านของน้ำเข้าสู่เม็ดแป้ง ดังนั้นอุณหภูมิที่เม็ดแป้งต้องใช้ในการพองตัวอีกครั้งจึงสูงขึ้น แต่เมื่อพิจารณาระยะเวลาที่ใช้ในการ Tempering พบว่าไม่มีความแตกต่างอย่างเป็นนัยสำคัญในเกือบทุกกรณี

ความหนืดสูงสุด (Peak viscosity) เป็นค่าที่แสดงถึงความสามารถในการพองตัวของแป้งเมื่อสุก จากตารางที่ 1 เห็นได้ว่าเมื่อระยะเวลาในการ Tempering นานขึ้น ค่าความหนืดสูงสุดมีแนวโน้มลดลง ในเกือบทุกกรณี นั่นแสดงว่า ความสามารถในการดูดซึมน้ำของเม็ดแป้งข้าวกล้องมีค่าลดลง

ความหนืดสุดท้าย (Final viscosity) ที่เกิดขึ้นคือความหนืด เมื่อน้ำแป้งถูกทำให้เย็นหลังการเกิดเจลาทิไนซ์ ส่วนของอะมิโลสจะเกิดโครงสร้างขึ้นใหม่ในลักษณะโครงร่างสามมิติ ทำให้ความหนืดเพิ่มขึ้น เจลแข็งขึ้น ซึ่งความหนืดของน้ำแป้งที่เพิ่มขึ้นอีกครั้งเรียกว่า การคืนสภาพของของน้ำแป้งสุก (Retro gradation) (จารนัย พาณิชยกุล, 2537) จากตารางที่ 1 จะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิ และความชื้นเริ่มต้นเดียวกัน เมื่อ Tempering ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด จะมีค่าความหนืดสุดท้ายสูงกว่าข้าวอ้างอิงในทุกกรณี แสดงให้เห็นว่าข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด มีผลต่อการคืนตัวของน้ำแป้งสุกดีกว่าข้าวที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้ง อาจเนื่องมาจากพันธะไฮโดรเจนระหว่างโมเลกุลของแป้งในข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดมีการจับตัวกันระหว่างเม็ดแป้งของข้าวในระหว่างการคืนตัวของน้ำแป้งสุกดีกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการอบแห้ง (Hoover, et. al.,1996)

ค่า Setback เป็นผลต่างของความหนืดสุดท้าย (Final viscosity) กับความหนืดสูงสุด (Peak viscosity) จากตารางที่ 1 จะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้นเดียวกัน เมื่อทำการ Tempering นานขึ้น ค่า Setback ที่ได้จะเพิ่มขึ้น แต่ทั้งนี้ยังคงมีค่าสูงกว่าข้าวอ้างอิง ทั้งนี้เชื่อว่าน่าจะมาจากการเกิดเจลาติไนเซชันของแป้ง ซึ่งอาจจะส่งผลให้คุณภาพข้าวที่ได้จะแข็งกระด้างมากขึ้น เนื่องจากงานวิจัยที่ผ่านมาของละมุน วิเศษ (2541) กล่าวว่าเมื่อเก็บรักษาข้าวกล้องพันธุ์ขาวดอกมะลิ 105 เป็นเวลานานขึ้น ค่า Setback ที่ได้จะเพิ่มขึ้น เนื่องมาจากการปรับสภาพการละลายและการเกิดเจลของแป้งและโปรตีนในเมล็ดที่ผ่านการเก็บรักษาให้กลายเป็นสารที่คงตัวขึ้น และละลายน้ำได้น้อยลง มีผลให้เมล็ดข้าวแข็งขึ้นเมื่อนำข้าวสารที่เก็บรักษาไว้ระยะหนึ่งมาหุงต้ม

Table 1 Pasting properties of Khao Dawk Mali 105 after processing under different conditions

	Peak viscosity (RVU)	Final viscosity (RVU)	Setback (RVU)	Pasting temp (°C)
T=130 C,Mi=28.2 %db,Temper 30 min	303.11±7.5^{de}	334.64±20.7^{bcdef}	31.53±14.4^{b}	81.58±1.3^{c}
T=130 C,Mi=28.2 %db,Temper 60 min	279.14±22.7^{cde}	331.74±22.9^{bcdef}	52.60±0.6^{cd}	81.85±0.4^{cd}
T=130 C,Mi=28.2 %db,Temper 120 min	242.68±6.7^{bc}	308.85±9.3^{abcde}	66.17±2.7^{cdef}	83.26±0.5^{ef}
T=130 C,Mi=33.3 %db,Temper 30 min	318.96±51.7^{de}	370.09±54.2^{f}	51.12±2.5^{c}	82.46±0.2^{cdef}
T=130 C,Mi=33.3 %db,Temper 60 min	242.11±5^{bc}	314.60±7.1^{abcdef}	72.49±2.2^{def}	82.95±0.7^{def}
T=130 C,Mi=33.3%db,Temper 120 min	298.61±69.5^{de}	385.31±71.5^{ef}	86.70±2.1^{cdef}	83.46±0.3^{b}
T=150 C,Mi=28.2 %db,Temper 30 min	265.00±4.7^{bcde}	330.59±5.3^{bcdef}	65.59±0.6^{cde}	83.46±0.8^{f}
T=150 C,Mi=28.2 %db,Temper 60 min	259.62±36.1^{bcd}	340.26±27.3^{cdef}	80.63±9.2^{efg}	83.13±0.2^{ef}
T=150 C,Mi=28.2 %db,Temper 120 min	184.16±9.2^{a}	280.56±12^{abc}	96.40±13.1^{g}	82.80±1^{def}
T=150 C,Mi=33.3 %db,Temper 30 min	299.04±26.5^{de}	357.79±34^{def}	58.75±7.7^{cd}	82.11±0.2^{cde}
T=150 C,Mi=33.3 %db,Temper 60 min	211.15±24.6^{ab}	297.19±20.2^{abcd}	86.04±8.1^{fg}	84.63±0.1^{g}
T=150 C,Mi=33.3 %db,Temper 120 min	251.78±30.5^{bcd}	322.66±34.6^{bcdef}	70.88±4.2^{cdef}	82.51±0.5^{cdef}
Reference Mi=28.2%d.b.	279.26±1.7^{cde}	257.23±1.2^{a}	(-22.03)±0.5^{a}	78.10±0.3^{a}
Reference Mi=33.3%d.b.	288.73±2.4^{cde}	261.62±1.5^{ab}	(-27.10)±1.6^{a}	77.61±0.1^{a}

หมายเหตุ: ตัวเลขที่ตามด้วยตัวอักษรที่แตกต่างกันแสดงว่ามีความแตกต่างกันทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่น 95%

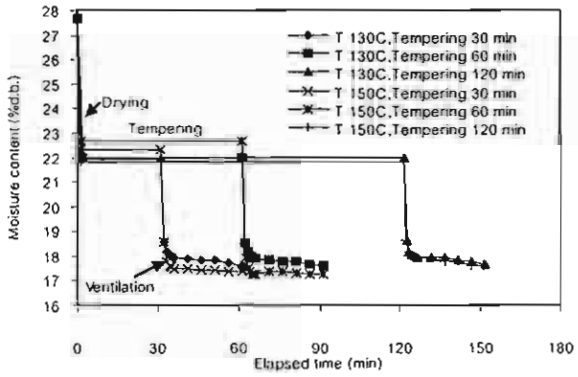


Figure 2 Drying characteristics of paddy at initial moisture 28.2%d.b.

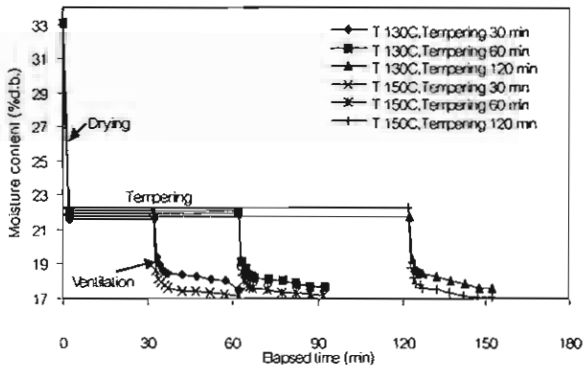


Figure 3 Drying characteristics of paddy at initial moisture 33.3%d.b.

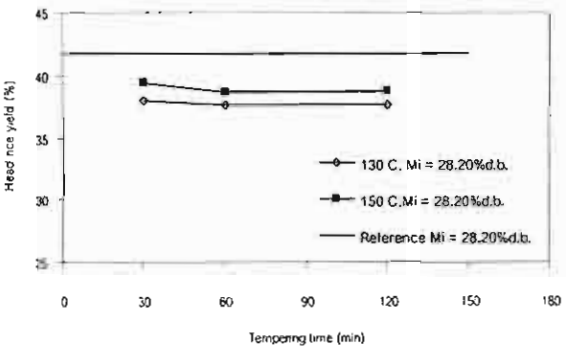


Figure 4 Change of head rice yield with tempering time at initial moisture 28.2%d.b.

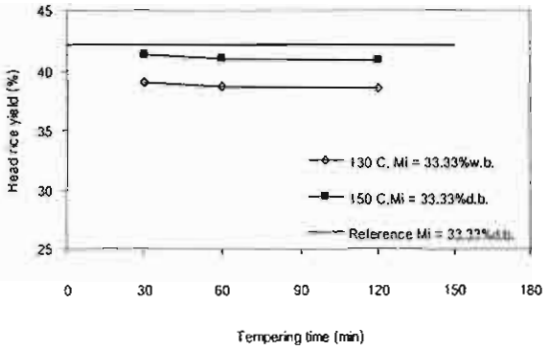


Figure 5 Change of head rice yield with tempering time at initial moisture 33.3%d.b.

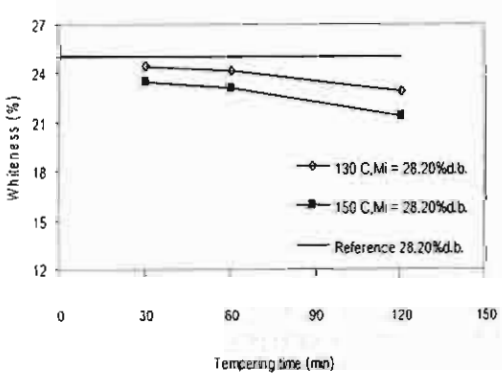


Figure 6 Change of whiteness with tempering time at initial moisture 28.2%d.b.

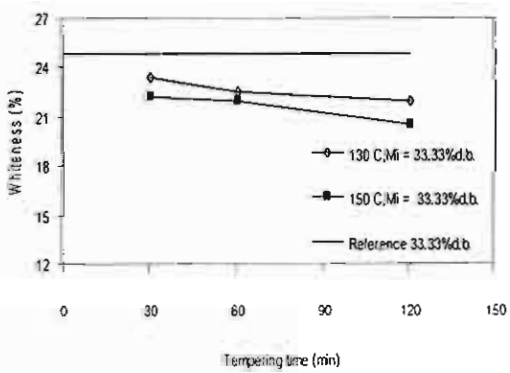


Figure 7 Change of whiteness with tempering time at initial moisture 33.3%d.b.

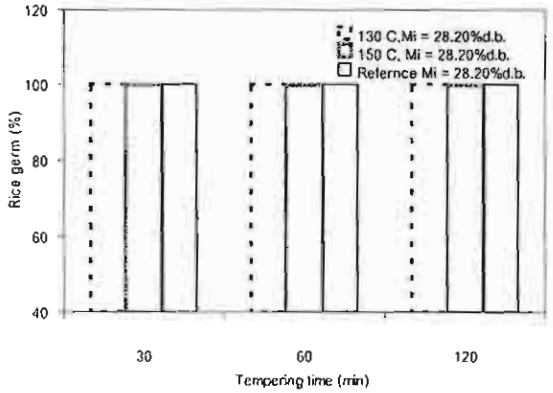


Figure 8 Change of rice germ with tempering time at initial moisture 28.2%d.b.

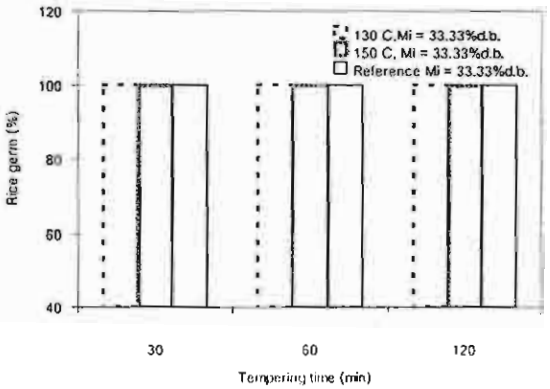


Figure 9 Change of rice germ with tempering time at initial moisture 33.3%d.b.

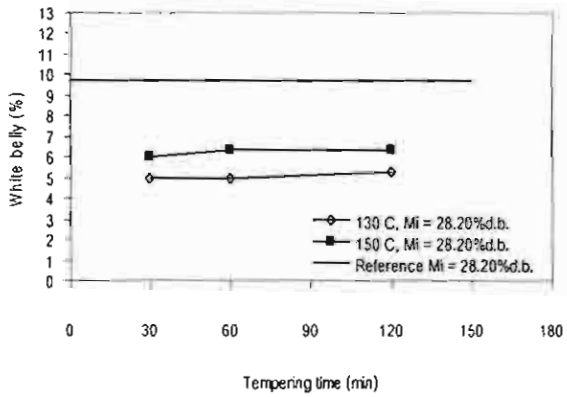


Figure 10 Change of white belly with tempering time at initial moisture 28.2%d.b.

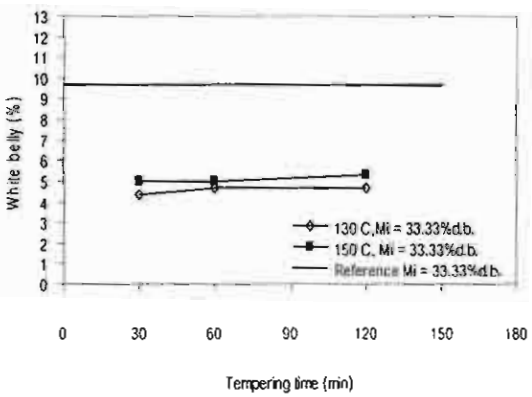


Figure 11 Change of white belly with tempering time at initial moisture 33.3%d.b.

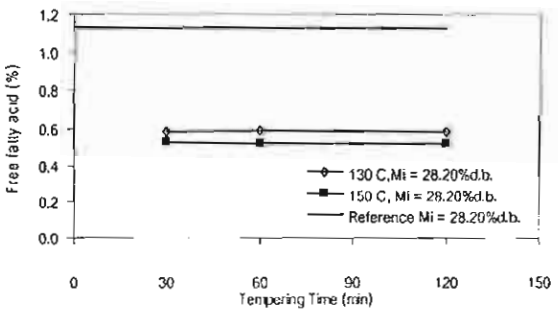


Figure 12 Change of free fatty acid with tempering time at initial moisture 28.2%d.b.

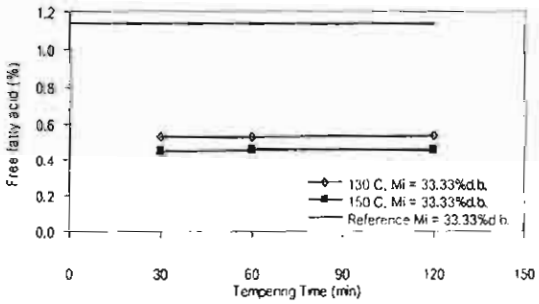


Figure 13 Change of free fatty acid with tempering time at initial moisture 33.3%d.b.

สรุป

จากผลการทดลอง ที่ผ่านมาจะเห็นได้ว่า ปัจจัยที่มีผลต่อการลดความชื้นของข้าวเปลือก ที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดมากที่สุดคือ อุณหภูมิของอากาศร้อน โดยถ้าอุณหภูมิของอากาศร้อนที่ใช้อบแห้งเพิ่มขึ้น ระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้งจะสั้นลง ทั้งนี้การเก็บในที่อับอากาศ (Tempering) เป็นเวลานานขึ้น ไม่ส่งผลให้คุณภาพทางด้าน เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว (Head rice yield) ปริมาณจมูกข้าว (Rice germ) ปริมาณข้าวท้องไข่ (White belly) และปริมาณกรดไขมันอิสระ (Free fatty acid) เปลี่ยนแปลงมากนัก แต่การเก็บในที่อับอากาศเป็นเวลานานขึ้น ทำให้ความขาวของข้าวกล้อง (Whiteness) ลดลง ดังนั้น การเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลา 30 นาที จึงเพียงพอ จากผลการทดสอบคุณภาพทางด้านปริมาณกรดไขมันอิสระ พบว่า อุณหภูมิสูงน่าจะสามารถลดปริมาณกรดไขมันอิสระได้มากกว่ากว่าข้าวที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้ง อีกทั้งปริมาณจมูกข้าวหลังจากผ่านกระบวนการสี ยังมีอยู่ครบทั้ง 100 เปอร์เซ็นต์ จากผลการทดสอบความหนืดของน้ำแป้ง พบว่า ค่า Peak viscosity และ Final viscosity มีแนวโน้มลดลงเมื่อเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลานานขึ้น ส่วนค่า Setback จะเพิ่มขึ้นเมื่อเก็บในที่อับอากาศเป็นระยะเวลานานขึ้น ซึ่งเชื่อว่าน่าจะทำให้ข้าวมีความแข็งกระด้างและร่วนมากขึ้น

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนเงินทุน ที่ใช้ในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

จารนัย พาณิชยกุล,2537, "แป้ง (starch) – การเปลี่ยนแปลงระหว่างการทำให้แป้งสุก," **วารสารจาร์พา**, ฉบับที่ 11, หน้า 22 – 24.

ณัฐพล ภูมิสะอาด, 2540, **การจัดการข้าวเปลือกชื้นโดยการอบแห้งแบบเทคนิคฟลูอิไดเซชัน การเก็บในที่อับอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม**, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาเทคโนโลยีอุตสาหภาพ คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยี-พระจอมเกล้าธนบุรี, หน้า 36-42.

American Association of Cereal Chemists Approved Methods 02-01 (AACC Method), 1995, Approved Methods Committee, 9th edition, St. Paul, Minn.

Champagne, E., 1994, "Brown rice stabilization," In Rice Science and Technology, Marcel Dekker, New York, pp. 17-35.

Health Benefits & Concerns for rice [Online], Available: http://www.healthnotes.com [2005, September 29].

Hoover, R., Sailaja, Y. and Sosulski, F. W., 1996, "Characterization of starches from wild and long grain brown rice", Food Research Internatinal, Vol. 29, No. 2, pp. 99-107.

Juliano, B.O., 1985, Rice: Chemical and technology, 2nd ed.,Minnesota,American Association of Cereal Chemists, 774 p.

Rice [Online], Available: http://woltonfeed.com/self/rice.html [2005, September 29].

Rice Quality Categories [Online], Available: http://www.ars.usda.gov/research/docs.htm?docid=7060 [2005, September 29].

Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N.,1999, "Managing moist paddy by drying tempering and ambient air ventilation", Drying Technology, Vol.17, No.1&2, pp 335-344.

FEASIBILITY OF COMBINED FIR AND HOT-AIR CONVECTION IN FLUIDIZED BED PADDY DRYING

Naret Meeso[1], Adisak Nathakaranakule[2],Thanid Madhiyanon[3] and Somchart Soponronnari[4]

Abstract

The combination of far-infrared radiation (FIR) and hot-air convection in fluidized bed paddy dryer is the feasible study of the combined drying method in order to solve the limitation of fluidized bed drying. The combined drying methods are compared to the individual hot-air convective drying methods at the same drying temperature. The experimental results found that the combined far-infrared radiative and hot-air convective method was inefficient for applying in fluidized bed drying due to the dominant effect of the hot-air convection over the far-infrared radiation. Furthermore, the reduction of FIR intensity of lamp heater was attributed by the setup position of lamp heater and air velocity in the drying chamber of fluidized bed dryer.

Keywords: Combined Drying Method, Far-infrared Radiation, Fluidized bed

Introduction

The fluidized bed paddy dryer has been continuously developed during the past several years. At present, a number of fluidized bed dryers are widely used for paddy drying process in Thai rice mills; moreover, it is exported to many countries (Soponronnarit, 1996). Fluidized bed drying provide uniform moisture content of the product; as a result, high drying air temperature can be employed due to overdried grain, high drying capacity due to better heat and mass transfer, much smaller drying chamber and thus a significantly lower initial cost, and significant spin-off in terms of increasing head rice yield and potential for producing aging rice.

Most paddy drying processes in Thai rice mills are divided into two stages; the fast drying in the first stage and the slow drying in the second stage with tempering between both stages (Soponronnarit, 1995; Meeso, *et al.* 1999). Fluidized bed dryer is usually installed in this first drying stage because its potential is great especially for drying high moisture paddy. Additionally, Poomsa-ad, *et al.* (2001) suggested that the moisture reduction of paddy in the first drying stage by fluidized bed dryer should not be less than 22.5% dry basis in order to maintain the head rice yield. This is the limitation of fluidized bed drying in paddy drying process.

Recently, infrared radiation becomes an important source of heat treatment, and is interesting in the application of the food drying technology because of some specific features, i.e. versatility of heat infrared, simplicity of the required equipment, easy accommodation of the infrared heating with convective and conductive

[1]Department of Mechanical Engineering, North Eastern University, Khon Kaen 40000

[2,4]School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140

[3]Department of Mechanical Engineering, Mahanakorn University of Technology, Bangkok 10530, Thailand

heating and also significant energy savings. (Sandu, 1986; Hashimoto, *et al.* 1994; Ratti and Mujumdar, 1995). Infrared radiation is mostly generated from the electrical and the gas-fired heaters. Infrared heaters made from fine ceramics with high emissivity in the far-infrared (FIR) region have been commercially manufactured during the recent years, and it has been applied diversity (Sakai and Hanazawa, 1994; Hashimoto and Kameoka, 1999).

In far-infrared drying, energy in the form of electromagnetic wave directly penetrates into the product, and is absorbed by the molecules of product. This absorbed energy vibrates the molecules inside the product causing interaction between them and, as a result, heat is generated inside the product. (Ginzburg, 1969; Sandu, 1986; Sakai and Hanazawa, 1994).

According to the features of far-infrared radiation, it is expected to be used in combination with hot-air convection to solve the limitation of fluidized bed drying. Therefore, this attention will focus on the feasibility of the combination of far-infrared radiation and hot-air convection in fluidized bed drying of paddy.

Materials and methods

1. Experimental apparatus

The experimental batch fluidized bed dryers used in this study were shown in Figures 1 and 2. Both main systems comprised a cylindrical drying chamber, a 12 kW electrical heater, a 400 W ceramic FIR lamp heater (D-model INFRAPARA) and backward curved-blade centrifugal fan driven by 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller (accuracy of ±1°C). The surface temperatures of FIR lamp heater were varied by regulating the voltage. And, a mechanical variable speed unit could regulate precisely airflow rate.

The difference between the two systems was the setup position of the FIR lamp heater in the drying chamber. System 1 : FIR lamp heater was placed at the top of the drying chamber, and it was elevated approximately 15 cm. from the fixed paddy bed, whereas System 2 : FIR lamp heater was sloped about 60° at the side of the drying chamber, and the distance between the FIR lamp heater and the fixed bed was 30 cm.

The temperatures of drying air, FIR lamp heater and paddy grain were measured by type-K thermocouples connected to data logger (accuracy of ±0.1 °C); besides, air velocity was measured by hot-wire anemometer (accuracy of ±0.1 m/s).

2. Experimental procedure

Fresh harvested paddy from a farm in Pathumtani Rice Research Center was rewetted to moisture contents about 33.0-35.0 %d.b. and kept in a cooling room at the temperature of 3-5 °C. Before starting the drying experiments, paddy was left in ambient air until its temperature was closed to ambient air temperature.

The experimental conditions of combined far-infrared radiative and hot-air convective fluidized bed drying were indicated in Table 1., and all conditions in this table were compared to the individual hot-air convective fluidized bed drying at the same air temperature. During the drying experiments, paddy samples were taken before and after drying for determining moisture content. The moisture contents of paddy were determined by drying triplicate samples of 40 g in a hot-air oven at a temperature of 103°C for 72 h (AACC, 1995), and average values were calculated on a dry basis.

The FIR intensities emitted by heater surface are calculated from the Stefan-Boltzmann law as the following equation:

$$\dot{q}_{emitt} = \varepsilon\sigma T_s^4$$

where ε is the emissivity (0.9) of the FIR heater surface made from fine ceramic (Sang Chai Meter Co., LtD.). σ is the Stefan-Boltzmann constant (5.67×10^{-8} W/m^2 K^4), and T_s is the absolute temperature (K) of the FIR lamp heater surface.

Table 1. The experimental conditions of combined FIR and hot-air convective fluidized bed drying.

	Conditional numbers		
Drying conditions	1	2	3
Drying air temperature (^{o}C)	150	100	100
Bed depth (cm)	9.5	9.5	9.5
Air velocity (m/s)	2.6	2.6	2.5
Average FIR intensity (W/cm^2)	0.3-0.9	0.3-0.9	0.3-0.9

Note: All conditions were compared to the individual hot-air convective fluidized bed drying

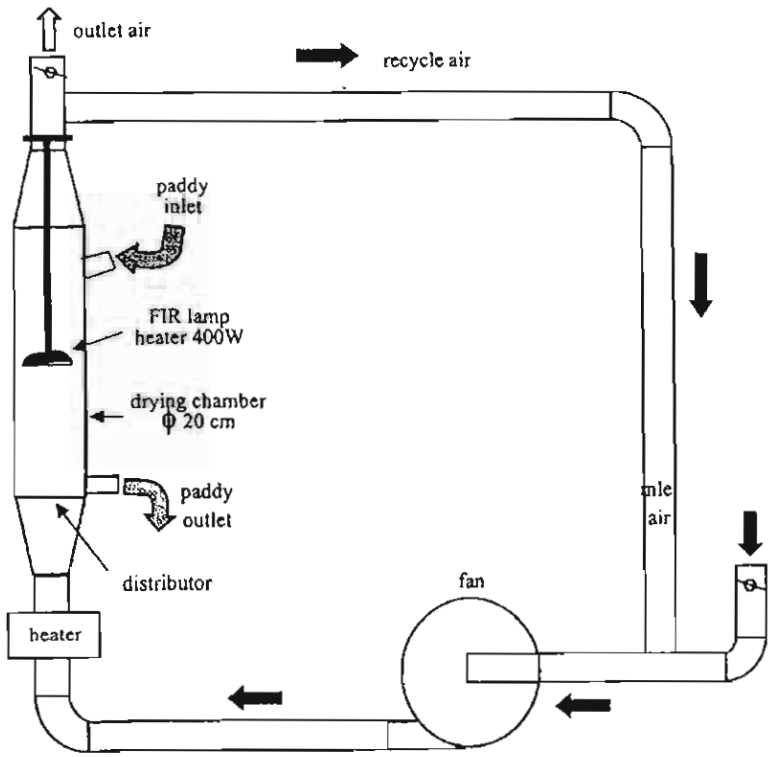


Figure 1 Schematic diagram of a batch-type fluidized bed dryer: System 1.

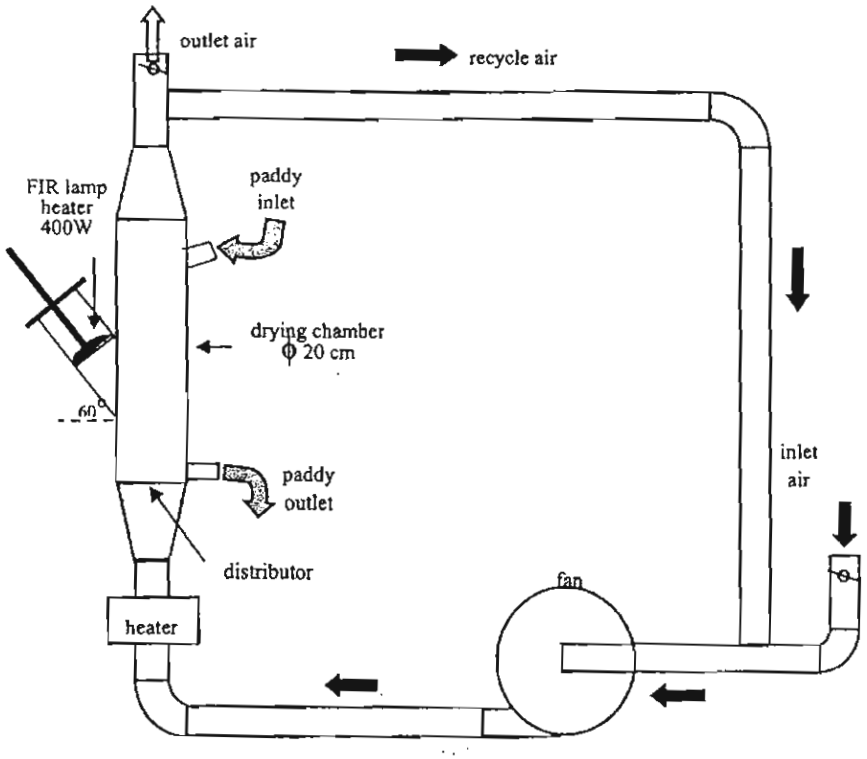


Figure 2. Schematic diagram of a batch-type fluidized bed dryer: System 2.

Results and discussions

Prior to the study of the combined far-infrared radiative and hot-air convective method of paddy drying, the setup positions of a FIR lamp heater in the drying chamber of fluidized bed dryer were investigated for determining the optimum position in the combination of far-infrared radiation and hot-air convection.

1. FIR setup aspects

The FIR lamp heater of both systems was installed in the different position within the drying chamber of fluidized bed dryer, as shown in Figures 1 and 2. The relationship between the intensities of FIR lamp heater and the electrical currents of Systems 1 (line 2) and 2 (line 3) is shown in Figure 5.3 compared with the combination of far-infrared radiation and natural convection within the drying chamber (line 1). It was seen that the intensities of FIR lamp heater in System 1 were substantially reduced; however, when the position of FIR lamp heater in System 1 was changed to System 2, FIR intensities were increased significantly. This was because the FIR lamp heater of System 1 was directly impinged from the hot-air stream at high velocity (2.6 m/s), resulting in the cooling effect on the surface temperature of FIR lamp heater. Consequently, it may be believed that the setup position of FIR lamp heater had a marked effect on an amount of far-infrared irradiation to paddy in fluidized bed drying. Moreover, the drying air velocity of fluidization technique should be an important effect on the surface temperature of FIR lamp heater as mentioned in the works of Ginzburg, 1969; Afzal, *et al.* 1999.

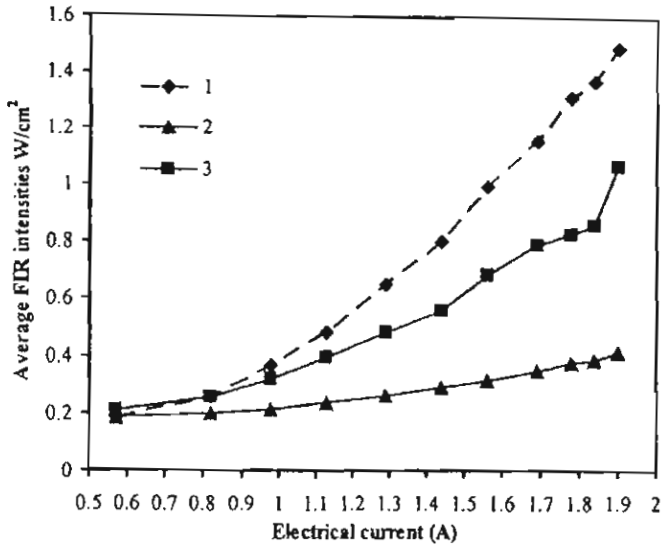


Figure 3. The relationship between FIR intensities and electrical currents.

1 : combination of FIR and natural convection (30°C)

2 : combination of FIR and forced convection (150°C,2.6 m/s) in System 1

3 : combination of FIR and forced convection(150°C, 2.6 m/s) in System 2

2. Drying characteristic aspects

To avoid the cooling effect on the irradiation of FIR lamp heater, System 2 was used for the drying experiments. The curves of drying and grain temperature as shown in Figures 4 to 6 exhibited the changes of the moisture content and the grain temperature of paddy with time during the combined far-infrared radiation and hot-air convection and the individual hot-air convection in fluidized bed drying.

Figure 4 compares the combined far-infrared radiative and hot-air convective drying at three different FIR intensities and a constant drying air temperature of 150°C to the individual hot-air convective drying at the same temperature. It was seen that the slopes of the drying curves under combined far-infrared radiative and hot-air convective drying were almost the same as the individual hot-air convective drying. In order to clarify these phenomena, the hot-air temperature and the air velocity of fluidization were reduced to examine the effect of far-infrared irradiation on paddy drying. In Figures 5 and 6 the hot-air temperature and the air velocity were reduced from 150°C and 2.6 m/s to 100°C and 2.1 m/s, respectively. The trends of drying curves of each figure were still similar. These results were probably due to the dominant effect of forced convective heat transfer over than FIR radiative transfer during the combination of far-infrared radiation and hot-air convection in fluidized bed drying of paddy.

Furthermore, the grain temperatures under combined far-infrared radiative and hot-air convective drying were investigated to confirm the above phenomena. As shown in Figures 4 to 6, the temperature curves of paddy grain were not different as compared to the individual hot-air convective drying in each drying condition. These results

confirmed the dominant effect of forced convective heat transfer in this combined drying technique. Therefore, it was clearly observed that the combination of far-infrared radiation and hot-air convection in fluidized bed dryer did not affect the paddy drying.

Conclusions

The combined method of far-infrared radiation and hot-air convection was unworkable to apply in fluidized bed dryer for paddy drying. This was mainly because of the dominant effect of forced convection heat transfer over the FIR radiative heat transfer; as a result, the curves of drying and grain temperature under the combined far-infrared radiative and hot-air convective fluidized bed drying were almost identical. Additionally, the setup position of FIR lamp heater and the air velocity in the drying chamber of fluidized bed dryer should have a marked effect on the reduction of FIR intensity at the surface of FIR lamp heater.

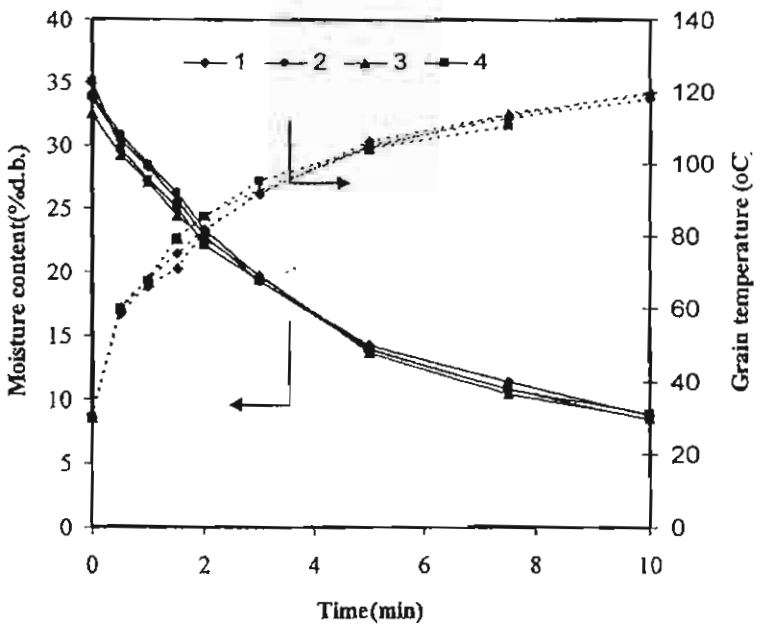


Figure 4. Curves of drying and grain temperature for drying condition 1.

1 : combined FIR (0.320 W/cm^2) and hot-air convective (150°C, 2.6 m/s) drying

2 : combined FIR (0.677 W/cm^2) and hot-air convective (150°C, 2.6 m/s) drying

3 : combined FIR (0.860 W/cm^2) and hot-air convective (150°C, 2.6 m/s) drying

4 : individual hot-air convective (150°C, 2.6 m/s) drying

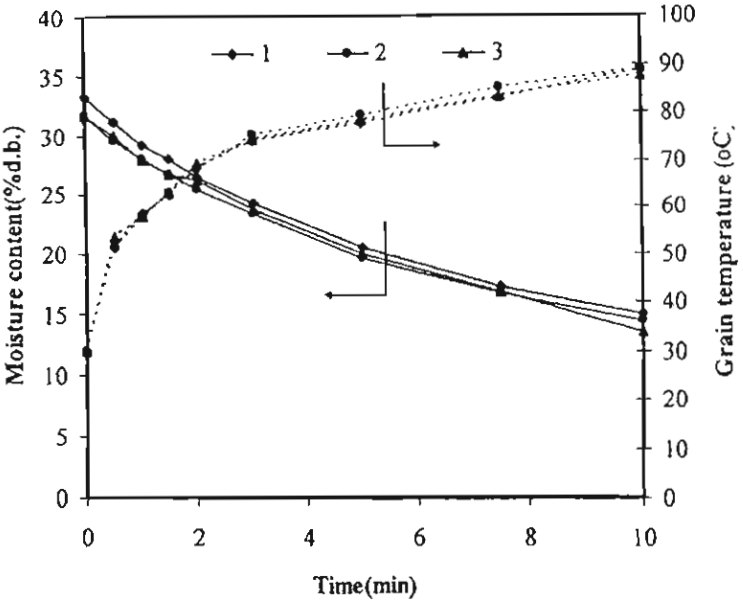


Figure 5 Curves of drying and grain temperature for drying condition 2.

1 : combined FIR (0.349 W/cm^2) and hot-air convective (100°C, 2.6 m/s) drying

2 : combined FIR (0.636 W/cm^2) and hot-air convective (100°C, 2.6 m/s) drying

3 : individual hot-air convective (100°C, 2.6 m/s) drying

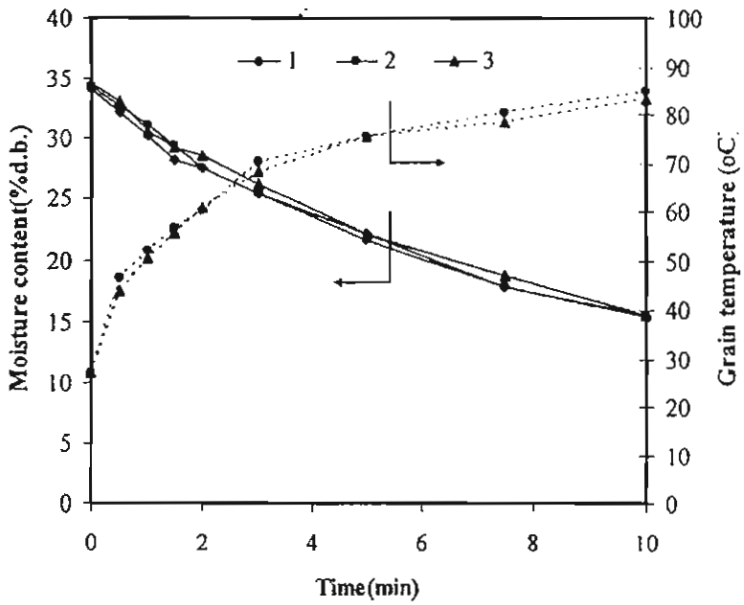


Figure 5.6. Curves of drying and grain temperature for drying condition 3.

1 : combined FIR (0.347 W/cm^2) and hot-air convective (100°C, 2.1m/s) drying

2 : combined FIR (0.649 W/cm^2) and hot-air convective (100°C, 2.1m/s) drying

3 : individual hot-air convective (100°C, 2.1m/s) drying

Acknowledgments

The authors would like to thank the Thailand Research Fund (TRF) for financial support.

References

AACC, 1995, Approved method of the American of Cereal Chemists, 9th ed., St. Paul, MN.

Afzal, T.M., Abe, T., and Hikida, Y., 1999, "Energy and quality aspects during combined FIR-convection drying of barley", Journal of Food Engineering, Vol.42, pp. 177-182.

Ginzburg, A. S., 1969, "Application of infrared radiation in food processing", Chemical and Process Engineering Series, Leonard Hill, London.

Hasimoto, A., Yamazaki, Y., Shimizu, M., and Oshita, S., 1994, "Drying characteristics of gelatinous materials irradiation", Drying Technology-An International Journal, Vol.12, No. 5, pp. 1029-1052.

Hashimoto, A., and Kameoka, T., 1999, "Effect of infrared irradiation on drying characteristics of wet porous materials", Drying Technology-An International Journal, Vol.17, No. 7&8, pp.1613-1626.

Meeso, N., Soponronnarit, S., and Wetchacama, S., 1999, "Evaluation of drying system performance in rice mills", Proceedings of the 19th ASEAN/1st APEC Seminar on Postharvest Technology," pp. 286-295.

Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Terdyothin, A., and Prachayawarakron, S.,2001, "Head rice yield after fluidization technique and tempering", Proceedings of ADC 2001, pp. 717-726.

Ratti, C., and Mujumdar, A.S., 1995, "Infrared drying," Handbook of Industrial Drying: Volume 1, A.S. Mujumdar Ed., pp.567-588.

Sandu, C., 1986, "Infrared radiative drying in food engineering : a process analysis", Biotechnology Progress, Vol.2, pp.109-119.

Sakai, N., and Hanzawa, T., 1994, "Applications and advances in far-infrared heating in Japan", Trends in Food Science & Technology, Vol.5, pp.357-362.

Sang Chai Meter Co.,Ltd., Thailand, Infrared ceramic heater, http://www.sangchaimeter.com/

Soponronnarit, S., 1995, "Strategy for managing moist paddy", The Royal Institute Journal, Vol. 20, No.4, pp. 115-125 (in Thai).

Soponronnarit, S., 1996, "Commercial fluidized bed paddy dryer", Proceedings of the 10th International Drying Symposium (IDS'96), Vol. A, pp.638-644.

อิทธิพลของการแช่ข้าวเปลือกและการพ่นไอน้ำก่อนสำหรับการผลิตข้าวนึ่งด้วยการอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดโดยใช้อากาศร้อน

Effects of Soaking Time and Pre-steaming for Production of Parboiled Rice using Hot Air Fluidized Bed

วุฒิกรณ์ จริยตันติเวทย์[1], สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[2], ชัยยงค์ เดชะไพโรจน์[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
Wuttikon Jariyatontivait[1], Somkiat Prachayawarakorn[2], Chaiyong Teachapairoj[3] and Somchart Soponronnarit[4]

Abstract

From the previous research, paddy drying using fluidized bed with superheated steam had characteristics of parboiled rice since the condensation of steam at the beginning of drying and subsequent high grain temperature above the gelatinization temperature occurred, both phenomenon favourite to the starch to be gelatinized. Therefore, condensation of steam in the superheated steam drying imitated by pre-steaming paddy was studied in this work. With the proposed method, the equipment cost may possibly be reduced. In this research work, the parboiled rice was thus made by three successive stages, soaking, pre-steaming and drying with hot-air fluidized bed. To compare with the before-mentioned method, the soaked paddy was immediately dried with the fluidized bed without pre-steaming before. The experiments were conducted by soaking paddy with hot water at initial temperatures of 70-80°C for 5–7 hours. After soaking, the moisture content of paddy ranged between 40 and 50 % d.b. It was then dried using inlet temperature of 150°C, superficial velocity of 2.5 m/s and the bed height of 10 cm. It was found from the experiments that poor head rice yield was evident to the paddy soaked in the water longer than 5 hours. When paddy was steamed at 100°C for 10–30 seconds, the head rice quality was improved, with a relatively higher yield than the sample with no steam pre-treatment before drying. However, the longer steaming time caused the lower value of rice whiteness. The lower values of peak viscosity, final viscosity and setback were obtained when the pre-steaming time was increased.

Keywords : drying, fluidized bed, paddy, parboiling rice, quality

[1]นักศึกษาปริญญาเอก, [2]รองศาสตราจารย์ประจำคณะวิศวกรรมศาสตร์, [4]ศาสตราจารย์ประจำคณะพลังงานและวัสดุ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[3]คณะวิศวกรรมศาสตร์และเทคโนโลยีอุตสาหกรรม, มหาวิทยาลัยศิลปากร สนามจันทร์, นครปฐม
[1]Gradualed student, [2]Associate Professor, Faculty of Engineering, [4]Professor, School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid , Tungkru, Bangkok 10140
*Corresponding author. Tel.:0-0-2470-8695 ext.112; E-mail address: koo_num@hotmail.com

บทคัดย่อ

จากการศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยฟลูอิไดซ์เบดโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งพบว่าเกิดการควบแน่นของไอน้ำกับข้าวเปลือกซึ่งทำให้ความชื้นของข้าวเปลือกสูงขึ้นในช่วงเริ่มต้น และการอบแห้งโดยไอน้ำร้อนยวดยิ่งทำให้อุณหภูมิของข้าวเปลือกสูงขึ้นซึ่งความชื้นและอุณหภูมิมีผลทำให้แป้งเกิดเจลาทิไนเซชันได้สมบูรณ์ ในงานวิจัยนี้มีแนวความคิดที่จะเลียนแบบการอบแห้งไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรกโดยการพ่นไอน้ำและใช้การอบแห้งโดยใช้อากาศร้อน ซึ่งสามารถลดต้นทุนในการผลิตข้าวนึ่ง ในกระบวนการผลิตข้าวนึ่งที่ใช้เทคนิคของการพ่นไอน้ำและตามด้วยอากาศร้อนโดยใช้เทคนิคของฟลูอิไดซ์เบด ทำการทดลองโดยใช้ข้าวเปลือกแช่ในน้ำที่อุณหภูมิเริ่มต้น 70-80°C เป็นเวลา 5-7 ชั่วโมง ความชื้นข้าวเปลือกหลังแช่อยู่ในช่วงระหว่าง 40 ถึง 50 %d.b. จากนั้นนำมาอบแห้ง ที่อุณหภูมิ 150°C ความเร็วของอากาศร้อนเท่ากับ 2.5 m/s และความสูงเบด 10 cm พบว่าการแช่ข้าวเปลือกในน้ำเป็นเวลา 5 ชั่วโมง สามารถเพิ่มปริมาณต้นข้าวได้ เมื่อพ่นไอน้ำที่อุณหภูมิ 100°C เป็นเวลา 10-30 วินาที พบว่าการแช่ข้าวเปลือกและมีการพ่นไอน้ำสามารถเพิ่มปริมาณต้นข้าวได้มากกว่าการแช่ข้าวเปลือกโดยไม่ได้มีการพ่นไอน้ำ โดยคุณภาพด้านความขาวจะลดลงตามเวลาที่เพิ่มขึ้นของการพ่นไอน้ำ ค่าความหนืดสูงสุด ความหนืดสุดท้าย และ ค่าSetback ของตัวอย่างข้าวที่มีการพ่นไอน้ำร้อนมีค่าต่ำลงเมื่อมีการพ่นไอน้ำเป็นระยะเวลานานขึ้น

คำสำคัญ : การอบแห้ง ข้าวเปลือก ข้าวนึ่ง คุณภาพ ฟลูอิไดซ์เบด

คำนำ

จากรายงานการวิจัยเรื่องการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (Rordprapat, et al., 2005; อิศเรศ ธุรกัลยา, 2543 และ Teachaphiroj et al., 2004) แสดงให้เห็นชัดเจนว่าเมื่อใช้ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกที่สูงเพียงพอและผ่านการอบแห้งด้วยตัวกลางดังกล่าว จะได้ข้าวหลังการอบแห้งที่มีลักษณะเป็นข้าวนึ่ง และได้ร้อยละต้นข้าวสูง และ ร้อยละของละ White belly ต่ำ ทั้งนี้เป็นผลเนื่องจากในตอนเริ่มต้นของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเกิดการควบแน่นของไอน้ำขึ้นทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นเพิ่มขึ้น และอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว อุณหภูมิและความชื้นของข้าวเปลือกที่สูงขึ้นนี้ส่งผลให้เมล็ดข้าวเปลือกมีสภาวะที่เหมาะสมต่อการเกิดเจลาทิไนเซชันได้เร็วและสมบูรณ์ อย่างไรก็ตามการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการอบแห้งทำให้ต้นทุนของระบบอบแห้งค่อนข้างสูงและระบบที่ใช้ค่อนข้างซับซ้อน

จากรายงานการวิจัยดังกล่าวดูเหมือนว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งนั้นมีข้อดีเหนือกว่าการอากาศร้อนตรงที่มีการควบแน่นของไอน้ำซึ่งส่งผลให้ได้ข้าวนึ่งที่มีคุณภาพที่ดีกว่าดังนั้นเพื่อแก้ปัญหาในกรณีของการอบแห้งด้วยอากาศร้อนในงานวิจัยนี้จึงพยายามหาแนวทางในผลิตข้าวนึ่งโดยใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้ง โดยข้าวเปลือกก่อนผ่านกระบวนการอบแห้งต้องผ่านกระบวนการพ่นไอน้ำร้อนก่อน ข้อดีของกระบวนการที่เสนอคือ ต้นทุนของระบบอบแห้งมีค่าลดลงเมื่อเทียบกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว และจากรายงานการวิจัยของ(Taweerattanapanish, et al., 1999) พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกที่ความชื้นสูงด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดโดยใช้อากาศร้อนเพียงอย่างเดียว คุณภาพข้าวที่ได้มีลักษณะคล้ายข้าวนึ่ง มีลักษณะร่วนไม่เกาะติดกันเมื่อหุง แข็ง มีกลิ่นอับเล็กน้อย และได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูง ในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลของอุณหภูมิและระยะเวลาในการแช่น้ำของข้าวเปลือก และระยะเวลาในการพ่นไอน้ำที่มีต่อจลนพลศาสตร์ของการอบแห้ง และคุณภาพของข้าวเปลือก เช่น ร้อยละต้นข้าว สี นอกจากนี้ในงานวิจัยนี้ยังศึกษาสมบัติทางด้านความหนืดของแป้งข้าวที่ผ่านกระบวนการอบแห้งที่นำเสนอ

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

ในการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยอากาศร้อนจะใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด และมีการพ่นไอน้ำร้อนก่อนการอบแห้ง รายละเอียดของส่วนประกอบต่างๆ ของระบบอบแห้งเป็นดังนี้

เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดด้วยอากาศร้อนแบบงวด (แสดงรายละเอียดดังรูปที่ 1) ประกอบด้วย ห้องอบแห้งมีลักษณะเป็นรูปทรงกระบอก มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 cm บริเวณผิวห้องอบแห้งและระบบท่อหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วหนาประมาณ 2.5 mm อุปกรณ์ให้ความร้อนใช้ขดลวดความร้อนขนาด 12 kW พัดลมเป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง ใช้มอเตอร์ขับขนาด 1.5 kW สามารถปรับความเร็วรอบได้ อุปกรณ์วัดอุณหภูมิที่ทางเข้าห้องอบแห้งใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ Temperature controller เพื่อใช้ควบคุมอุณหภูมิในการอบแห้ง ช่องทางป้อนข้าวเปลือกติดตั้งด้านบนห้องอบแห้งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 7.6 cm สำหรับถังพ่นไอน้ำร้อนก่อนการอบแห้ง แสดงรายละเอียดดังรูปที่ 2 ซึ่งมีลักษณะเป็นรูปทรงกระบอกทำด้วยสแตนเลสขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 cm สูง 50 cm หนา 2 mm ภายในมีถังตะแกรงสำหรับใส่ข้าวเปลือก ถังพ่นไอน้ำต่อเข้ากับเครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler) ซึ่งมีความดันใช้งานสูงสุด 3.5 bars

ในการทดลองใช้ข้าวเปลือกพันธุ์สุพรรณบุรี 1 ซึ่งมาจากศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี โดยนำมาแช่ในถังกลมขนาดประมาณ 50 ลิตร หุ้มด้วยฉนวนใยแก้ว เพื่อรักษาอุณหภูมิของน้ำในถังแช่ แล้วใส่น้ำร้อนที่มีอุณหภูมิเริ่มต้น 70°C และ 80°C แช่ข้าวเปลือกทิ้งไว้เป็นระยะเวลา 5, 6 และ 7 ชั่วโมง แล้วจึงระบายน้ำแช่ทิ้ง และปล่อยข้าวเปลือกทิ้งไว้ในถังแช่ (Tempering) อีก 1 ชั่วโมงก่อนแล้วนำข้าวเปลือกขึ้นไปทดลองอบแห้ง ซึ่งในการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิไดเซชันโดยใช้อากาศร้อน ดังรายงานวิจัยของ Soponronnarit et al. (1994) ใช้ความเร็ว 1.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิไดเซชัน (ความเร็วต่ำสุดของอากาศร้อนเท่ากับ 1.65 m/s) และอุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงเบดประมาณ 10 cm ในการศึกษาผลของการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้งได้พิจารณาเงื่อนไขที่ ใส่น้ำร้อนที่มีอุณหภูมิเริ่มต้น 80°C แช่ข้าวเปลือกทิ้งไว้เป็นระยะเวลา 5 ชั่วโมง เนื่องจากเมื่ออบแห้งแล้วมีค่าร้อยละต้นข้าวสูงกว่าในเงื่อนไขอื่นๆ จากนั้นนำข้าวเปลือกขึ้นไปพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้ง อุณหภูมิของไอน้ำที่ใช้ประมาณ 100°C ระยะเวลาในการพ่นไอน้ำ 10, 20 และ 30 วินาที

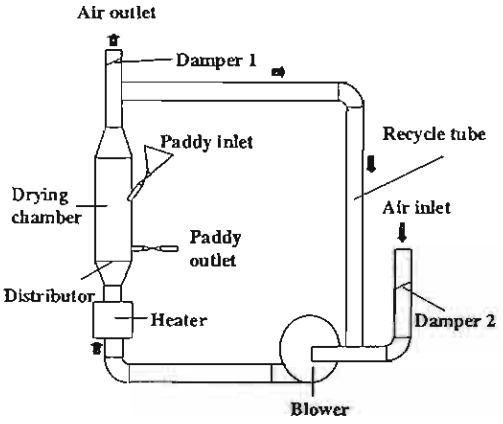


Figure 1 Schematic diagram of hot air fluidized bed dryer

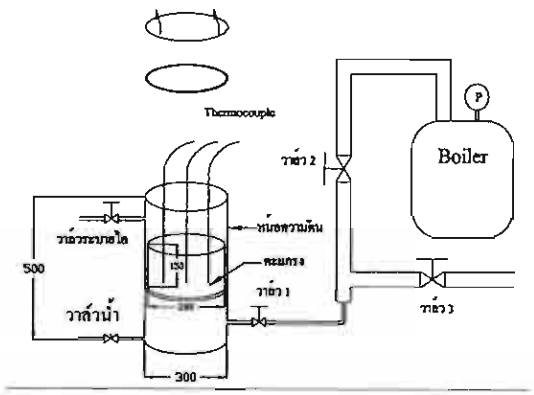


Figure 2 Schematic diagram of pre-steaming stage

คุณภาพข้าวที่ทดสอบ ได้แก่ ความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือก (Moisture content) โดยการหาความชื้นของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยตู้อบไฟฟ้า (Hot air oven) ที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งตามเงื่อนไขต่างๆ มาอบแห้งต่อด้วยอากาศแวดล้อมเพื่อให้มีความชื้นเหลือประมาณ 14%w.b. (16%d.b.) แล้วจึงนำไปทดสอบคุณภาพการสี ด้วยเครื่อง Satake โดยเครื่องกะเทาะเปลือกแบบลูกยาง ขัดขาวด้วยลูกหินขัด คัดแยกข้าวหักด้วยตะแกรงกลม และวัดความขาวด้วยเครื่อง Kett C-300 สำหรับความหนืดของแป้ง (Viscosity) วัดโดยใช้เครื่อง Rapid Visco Analyzer model-4 (Newport Scientific Pty Ltd., Warier wood, Australia) ดำเนินตามวิธีการของ AACC Method 61-02 โดยการนำตัวอย่างแป้งข้าวปริมาณ 3 กรัม ผสมกับน้ำกลั่น 25 mL จากนั้นนำตัวอย่างที่เตรียมได้เข้าเครื่อง RVA ตัวอย่างจะถูกทำให้ร้อน

ที่ 50°C คงไว้ ณ อุณหภูมิดังกล่าวเป็นเวลา 1 นาที ต่อจากนั้นให้ความร้อนแก่ของผสมด้วยอัตรา 12 °C/min ไปที่อุณหภูมิ 95°C คงไว้ที่อุณหภูมิ 95°C เป็นเวลา 2.5 min จากนั้นจะถูกทำให้เย็นลงกลับมาที่ 50°C ด้วยอัตราการทำให้เย็น 12°C/min แล้วรักษาไว้ที่ 50°C เป็นเวลา 2.1 min ตัวอย่างดังกล่าวทดสอบสองซ้ำ ค่าต่างๆ ที่จากกราฟ pasting properties ได้แก่ peak viscosity (PV), trough, final viscosity (FV), breakdown viscosity (BKV = PV-trough) and setback viscosity (SBV = FV-trough)

ผลการทดลองและวิจารณ์

การเปลี่ยนแปลงอัตราการอบแห้งและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือก

รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก เมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน กรณีแช่ข้าวเปลือกที่อุณหภูมิเริ่มต้น 80°C เป็นเวลานาน 5 ชั่วโมง และตามด้วยการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้งเป็นระยะเวลา 10, 20 และ 30 วินาที จากผลการทดลองที่ได้พบว่าการพ่นไอน้ำร้อนให้กับข้าวเปลือกก่อนการอบแห้งส่งผลให้มีอุณหภูมิของวัสดุสูงขึ้นเร็วกว่ากรณีที่ไม่ได้พ่นไอน้ำร้อนโดยในช่วงแรกของการอบแห้งผ่านไปประมาณ 2นาที อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกสูงกว่าการไม่ได้พ่นไอน้ำประมาณ 7°C ทั้งนี้สันนิษฐานอาจเป็นเพราะการคลายความร้อนแฝงของไอน้ำให้กับเมล็ดข้าวเปลือก แต่เมื่อเวลาอบแห้งนานขึ้นการเปลี่ยนอุณหภูมิของวัสดุระหว่างวัสดุที่พ่นไอน้ำก่อนการอบแห้งกับไม่ได้พ่นไอน้ำร้อนไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ นอกจากนี้จากข้อมูลของการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิแสดงให้เห็นว่าระยะเวลาการพ่นไอน้ำสำหรับในช่วงที่ศึกษาดังกล่าวไม่มีผลอย่างเด่นชัดต่อการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิวัสดุ เมื่อพิจารณาการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกพบว่าการพ่นไอน้ำร้อนให้กับวัสดุก่อนการอบแห้งสามารถลดความชื้นของวัสดุได้เร็วกว่าไม่ได้พ่นไอน้ำร้อนทั้งนี้เป็นเพราะปัจจัยของอุณหภูมิดังได้กล่าวมาก่อนหน้านี้เป็นตัวเร่งการเคลื่อนที่ของความชื้นจากภายในวัสดุออกสู่ภายนอก แต่เมื่อมีการพ่นไอน้ำร้อนเป็นระยะเวลานานขึ้นกลับพบว่าการลดความชื้นของข้าวเปลือกในช่วงต้นของการอบแห้งช้าลง สิ่งที่ปรากฏดังกล่าวยังไม่ทราบเป็นที่แน่ชัดว่าเกิดจากสาเหตุอะไรแต่สันนิษฐานว่าอาจเป็นผลมาจากแป้งข้าวเป็นเจลมากขึ้นในช่วงการพ่นไอน้ำร้อนในระยะที่นานขึ้น จึงส่งผลการเคลื่อนที่ของความชื้นภายในวัสดุเป็นไปได้ยากขึ้นเนื่องจากแป้งข้าวส่วนที่เป็นเจลมีการเกาะยึดกันอย่างแข็งแรงทำให้การแพร่ผ่านของความชื้นเป็นไปได้ยาก

การเปลี่ยนแปลงของร้อยละต้นข้าว

รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลงของร้อยละต้นข้าวกับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวเปลือก สำหรับกรณีที่มีการแช่ข้าวเปลือกที่ระยะเวลา 5, 6 และ 7 ชั่วโมง อุณหภูมิน้ำเริ่มต้น 70°C จากข้อมูลเบื้องต้นพบว่าการการแช่ข้าวเป็นระยะเวลานานเกินไปทำให้ความแข็งแกร่งของเมล็ดลง ซึ่งสามารถสังเกตได้ง่ายจากการขัดสีข้าวโดยนำตัวอย่างข้าวที่ผ่านการแช่ที่ระยะเวลาต่างๆ ไปอบแห้งด้วยวิธีการเป่าด้วยลมธรรมชาติจนกระทั่งได้ความชื้น 16% d.b. พบว่าการแช่ข้าวเปลือกที่ 5 ชั่วโมงมีร้อยละต้นข้าวประมาณ 48 % ซึ่งมีค่าร้อยละต้นข้าวสูงกว่าการแช่ข้าวเปลือกที่ 6 ชั่วโมงมีร้อยละต้นข้าว 45 % และการแช่ข้าวเปลือกที่ 7 ชั่วโมงมีร้อยละต้นข้าว 43 % เหตุที่ร้อยละต้นข้าวลดลงอาจเป็นเพราะข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่ระยะเวลานานทำให้เมล็ดข้าวเปลือกเกิดการปริแตกส่งผลให้น้ำซึมผ่านเข้าไปในเมล็ดข้าวเปลือกได้ง่าย ซึ่งปริมาณน้ำจะเข้าไปอยู่ในช่องว่างที่อยู่ภายในเมล็ดข้าวทำให้กลุ่มแป้งและโปรตีนเกาะตัวกันอย่างไม่แข็งแรงและเมื่อนำไปขัดสีก็จะหักง่ายทำให้ได้ร้อยละต้นข้าวที่ต่ำ และผลดังกล่าวจะปรากฏชัดเจนขึ้นเมื่อนำไปอบแห้งอย่างรวดเร็วที่อุณหภูมิสูงโดยข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่เป็นระยะนานเกินไปมีร้อยละต้นข้าวต่ำกว่าในกรณีที่มีการแช่เป็นระยะเวลาสั้น ๆ ดังแสดงในรูปที่ 4

เมื่อนำตัวอย่างที่ผ่านการแช่น้ำแล้วไปอบแห้งที่อุณหภูมิสูงพบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีร้อยละต้นข้าวเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกที่ไม่ผ่านการอบแห้งด้วยวิธีเป่าด้วยลมธรรมชาติ (เวลาการอบแห้ง 0 นาที หรือข้าวอ้างอิง) พบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีร้อยละต้นข้าวเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกที่ไม่ผ่านการอบแห้งหรืออบแห้งด้วยวิธีเป่าด้วยลมธรรมชาติ (เวลาการอบแห้ง 0 นาที หรือข้าวอ้างอิง) โดยร้อยละต้นข้าวจะมีค่าสูงขึ้นในช่วง

ความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งประมาณ 28-30 %d.b. หลังจากนั้นร้อยละต้นข้าวจะลดลงและมีค่าต่ำกว่าข้าวอ้างอิงเมื่อ อบแห้งจนกระทั่งความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 28 %d.b.

สำหรับกรณีทำการแช่ข้าวเปลือกที่ 5 ชั่วโมง อุณหภูมิน้ำเริ่มต้น 80°C และมีการพ่นไอน้ำที่ความดันบรรยากาศเป็น เวลา 10, 20 และ 30 วินาที ก่อนทำการอบแห้งดังแสดงในรูปที่ 5 พบว่าการเพิ่มขึ้นของระยะเวลาในการพ่นไอน้ำมีผลทำให้ ช่วงแรกของการอบแห้งมีร้อยละต้นข้าวเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเมื่อเทียบกรณีไม่ได้มีการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้ง (ในการ ทดลองนี้ข้าวอ้างอิงมีร้อยละต้นข้าวประมาณ 45 %) โดยร้อยละต้นข้าวที่ได้อยู่ในช่วงประมาณร้อยละ 60 สำหรับตัวอย่าง ข้าวเปลือกที่ผ่านการพ่นไอน้ำเป็นระยะเวลา 20-30 วินาที ซึ่งตรงกับความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งอยู่ในช่วงระหว่าง 28 ถึง 30 % d.b. สำหรับในกรณีที่ข้าวเปลือกไม่ได้มีการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้งมีร้อยละต้นข้าวในช่วงความชื้นดังกล่าว ประมาณร้อยละ 50 การเพิ่มขึ้นของร้อยละต้นข้าวที่สูงกว่าสำหรับกรณีที่มีการพ่นไอน้ำเนื่องจากสภาวะในการพ่นไอน้ำ ก่อให้เกิดสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเกิดเจลของแป้งข้าว เมื่อเทียบกับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งดัง รายงานวิจัยของ Rordprapat et al. (2005) และ Teachaphiroj et al.(2004) พบว่าร้อยละต้นข้าวที่ได้จากงานงานวิจัยนี้เมื่อ เทียบกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนค่อนข้างไวต่อการเปลี่ยนแปลงกับความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งมากกว่าการอบแห้งด้วย ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ในกรณีหลังนี้สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ถึง 20% d.b. ก็ยังคงได้ร้อยละต้นข้าวสูง

การเปลี่ยนแปลงความขาวของข้าวสาร

รูปที่ 6 แสดงการเปลี่ยนแปลงของความขาวของข้าวสาร เมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน กรณีทำการแช่ ข้าวเปลือกเป็นเวลา 5 ชั่วโมงที่อุณหภูมิน้ำเริ่มต้น 80°C และมีการพ่นไอน้ำที่ความดันบรรยากาศเป็นระยะเวลา 10, 20 และ 30 sec ก่อนทำการอบแห้ง พบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งให้ค่าความขาวของข้าวสารจะลดลงเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง (ความขาวอ้างอิง =42.9) และในช่วงต้นของการอบแห้ง ความขาวของตัวอย่างข้าวที่ผ่านการพ่นไอน้ำเป็นระยะเวลาที่นานกว่า จะมีความขาวลดลงมากกว่าในกรณีที่มีการพ่นไอน้ำเป็นระยะเวลาที่สั้นกว่า แต่เมื่อเวลาอบแห้งนานขึ้นค่าความขาวของ ข้าวสารไม่มีความแตกต่างกันอย่างนัยสำคัญไม่ว่าจะมีการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้งหรือไม่ การเปลี่ยนแปลงของสีที่เกิดขึ้นนี้ เป็นผลเนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาสีน้ำตาลในแป้ง

การเปลี่ยนแปลงค่าความหนืดของแป้ง (Viscosity)

รูปที่ 7 แสดงลักษณะการเปลี่ยนแปลงความหนืดของแป้งข้าวที่ผ่านการอบแห้งเป็นระยะเวลา 2 นาที โดยแป้งข้าวที่ ได้นี้มาจากการแช่ข้าวเปลือกเป็นระยะเวลา 5 ชั่วโมงและตามด้วยการพ่นไอน้ำก่อนทำการอบแห้งที่ระยะเวลา 10, 20 และ 30 วินาที จากผลการทดลองที่ได้พบว่าการพ่นไอน้ำเป็นระยะเวลานานขึ้นทำให้ค่าของ peak viscosity, final viscosity และ Setback มีค่าลดลง ค่า Setback ในที่นี้สามารถคำนวณได้จากการนำความหนืดสุดท้ายลบด้วยความหนืดสูงสุด จากการที่ค่า Setback มีค่าน้อยลงตามระยะการพ่นไอน้ำร้อนที่เพิ่มขึ้นนั้นแสดงให้เห็นว่าสภาพของแป้งข้าวมีความเสถียรมากขึ้น แสดงให้ เห็นโดยอ้อมว่าแป้งข้าวที่ผ่านการพ่นไอน้ำร้อนและตามด้วยการอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีการเกิดเจลาทิไนเซชันมากกว่า ตัวอย่างข้าวที่ไม่ได้มีการพ่นไอน้ำร้อน

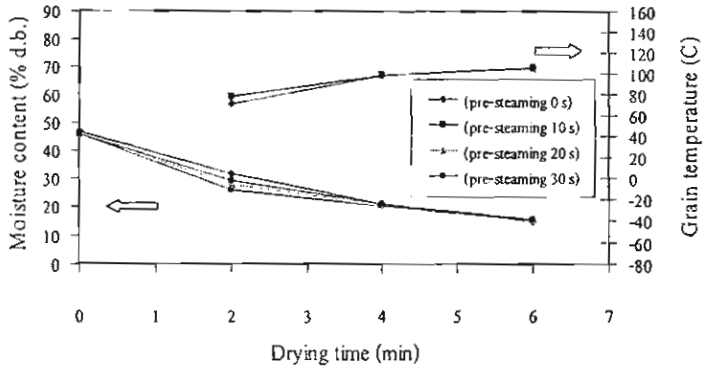


Figure 3 Evolution of moisture content and temperature of paddy within fluidized bed chamber (soaking time with initial temperature of 80 °C followed by steaming it for the periods of 10, 20 and 30 sec)

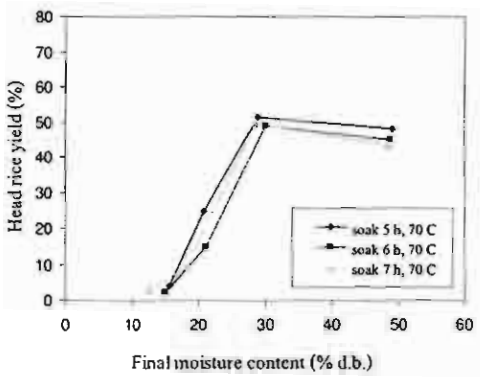


Figure 4 Effect of final moisture content on head rice yield of paddy at different soaking times (reference head rice yields of 48, 45 and 43% for the respective soaking times of 5, 6 and 7 h

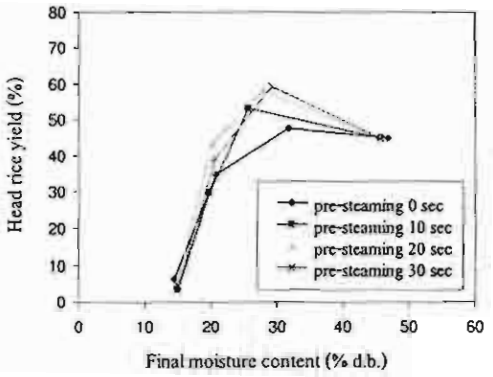


Figure 5 Effect of final moisture content on head rice yield for the drying process including the pre-steaming stage (soaking time of 5 h with initial temperature of 80°C reference head rice yield of 45 %)

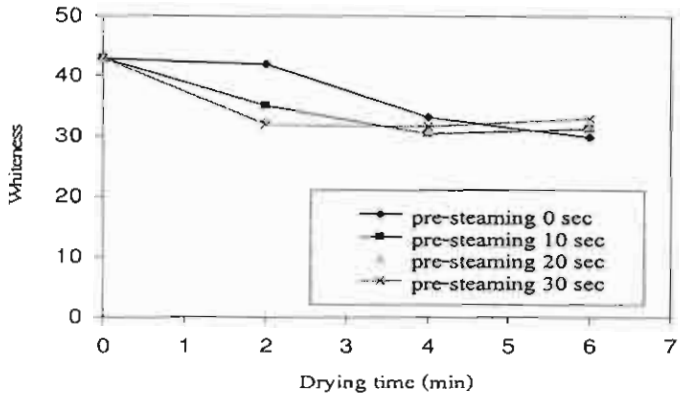


Figure 6 Evolution of rice whiteness obtained from the process including the pre-steaming stage (soaking time of 5 h with initial temperature of 80°C)

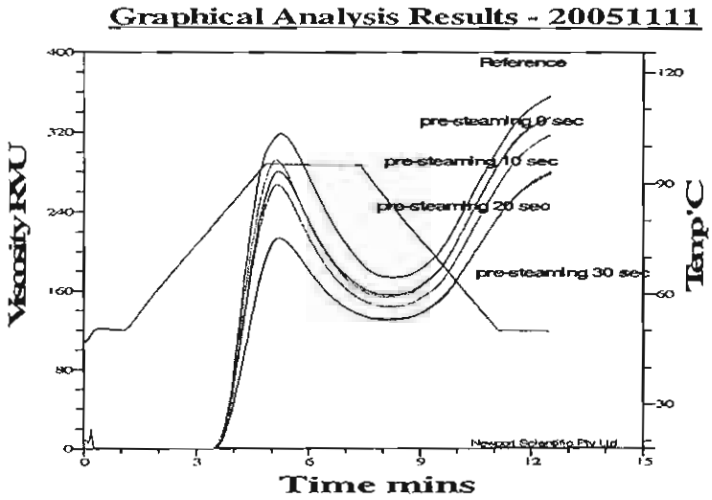


Figure 7 Viscograph of rice flour obtained from the drying process including the pre-steaming stage (soaking time of 5 h with initial temperature of 80 °C followed by steaming it for the periods of 0, 10, 20 and 30 sec and drying time of 2 min)

สรุป

จากการศึกษาผลของการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้ง แล้วนำไปอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งดังที่กล่าวมา พบว่าระยะเวลาในการพ่นไอน้ำมีผลต่อการลดลงของความชื้นเร็วกว่าการไม่ได้พ่นไอน้ำ และมีผลทำให้อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกสูงกว่าการไม่ได้พ่นไอน้ำ การแช่ข้าวเปลือกที่ 5 ชั่วโมง มีค่าร้อยละต้นข้าวสูงกว่าการแช่ข้าวเปลือกที่ 6 และ 7 ชั่วโมง เนื่องจากข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่ระยะเวลานานทำให้เมล็ดข้าวเปลือกเกิดการปริแตกส่งผลให้น้ำซึมผ่านเข้าไปในเมล็ดข้าวเปลือกได้ง่าย ซึ่งปริมาณน้ำจะเข้าไปอยู่ในช่องว่างที่อยู่ภายในเมล็ดข้าวทำให้กลุ่มแป้งและโปรตีนเกาะตัวกันอย่างไม่แข็งแรงและเมื่อ

นำไปขัดสีก็จะหักง่ายทำให้ได้ร้อยละต้นข้าวที่ต่ำ และการเพิ่มขึ้นของระยะเวลาในการพ่นไอน้ำมีผลทำให้ช่วงแรกของการอบแห้งมีร้อยละต้นข้าวเพิ่มขึ้นมากกว่าข้าวอ้างอิงและมากกว่ากรณีไม่ได้มีการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้ง โดยร้อยละต้นข้าวจะมีค่าสูงขึ้นในช่วงความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งประมาณ 28-30 %d.b. หลังจากนั้นร้อยละต้นข้าวจะลดลงเมื่อความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 28 %d.b. ส่วนความขาวของข้าวสารเมื่อมีการพ่นไอน้ำก่อนการอบแห้ง จะทำให้เกิดการลดลงอย่างรวดเร็วกว่ากรณีไม่ได้มีการพ่นไอน้ำ การเปลี่ยนแปลงความหนืดของแป้งข้าวที่ผ่านการแช่ 5 ชั่วโมง นำไปพ่นไอน้ำก่อนทำการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ที่เวลาการอบแห้ง 2 และ 4 นาที พบว่าระยะเวลาในการพ่นไอน้ำมีผลต่อค่าความหนืด โดยค่าความหนืดสูงสุด (Peak viscosity) และความหนืดสุดท้าย (final viscosity) จะต่ำกว่าข้าวอ้างอิง และค่า Setback from peak มีค่าต่ำลง

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยขอขอบคุณสำนักกองทุนสนับสนุนกองทุนการวิจัยที่ให้เงินทุนสำหรับสนับสนุนการวิจัย และสถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการใช้เครื่องมือในการทดสอบ

เอกสารอ้างอิง

อิศเรศ ธุชกัลยา, 2543, **การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง**, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สายวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 86 หน้า

Rordprapat, W., Soponronarit, S., Nathakaranakule, A., and Tia, W. 2005, Comparative Study of Fluidized Bed Paddy Drying Using Hot Air and Superheated Steam, Journal of Food Engineering, Vol. 71, pp. 28-36.

Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994, Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying, Drying Technology, Vol. 12(7), pp. 1667-1686.

Taechapairoj, C., Prachayawarakorn, S., and Soponronnarit., S. 2004, Characteristics of Rice Dried in Superheated-Steam Fluidized-Bed, Drying Technology, Vol. 22, pp. 719-743.

Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N., and Wongpiyachon, S. 1999, Effect of Drying on Rice Yield using Fluidization Technique, Drying Technology, Vol. 17(1&2), pp. 345-353.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

อิทธิพลของวิธีการอบแห้งที่มีต่อคุณภาพของข้าวสุก

Effect of drying methods on quality of cooked rice

ปกรณ์ เหลืองมาลาวัฒน์[1], อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[2], สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3] พัชรี ตั้งตระกูล[4] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[5]
Pakorn Luangmalawat[1],Adisak Natkornkul[2], Somkiat Prachayawarakorn[3] , Patcharee Tungtrakul[4] and Somchart Soponronnarit[5]

Abstract

The current economic climate has made people changing a way of their life and cultural eating style, preferring short cooking time and instant foods. Rice, a main consumption in Asian countries, is aimed at producing instant cooked rice. To obtain a good quality of cooked Thai jasmine rice, this research is thus focused on the study of effect of drying methods i.e. heat pump, hot air, hot air- far infrared drying, heat pump-far infrared drying and two-stage drying on the drying characteristics and the cooked rice quality. Drying temperature was fixed at 55°C for the above-mentioned drying methods, except for the two-stage drying where the first stage was set at a temperature of 110°C followed by the low temperature of 55°C at the later stage. The experimental results showed that the two-stage drying and the hot air-far infrared, as well as heat pump-far infrared provide shorter drying time than the hot air or heat pump alone. The qualities of product i.e. degree of shrinkage and stickiness obtained from the studied drying methods were insignificantly different. The lowest luminosity, but fast rehydration capability of the two-stage-dried product was evident whilst the hardness value was relatively lower.

Key words: Far Infrared, Heat pump, Instant Rice

บทคัดย่อ

ด้วยสภาวะทางเศรษฐกิจปัจจุบันทำให้ผู้คนหันมาบริโภคอาหารกึ่งสำเร็จรูปกันมากขึ้น และข้าวเป็นอาหารหลักที่มีการบริโภคมากในกลุ่มประเทศเอเชีย ด้วยเหตุนี้ข้าวกึ่งสำเร็จรูปจึงเป็นผลิตภัณฑ์ที่น่าสนใจ งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของวิธีการอบแห้งที่มีต่อจลศาสตร์ของการอบแห้งและคุณภาพของข้าวสุก โดยทำการทดลองศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งด้วย อากาศร้อน ปั๊มความร้อน อากาศร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล และการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน ซึ่งในการอบแห้งแต่ละวิธีจะใช้อุณหภูมิอบแห้ง 55°C ยกเว้นในกรณีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน ที่ในช่วงแรกใช้อุณหภูมิ 110°C และในช่วงที่สอง ใช้อุณหภูมิ 55°C จากผลการทดลองพบว่า การอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน, แบบอากาศร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล และปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ใช้ระยะเวลาในการอบแห้งที่สั้นกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และ ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว และจากผลการทดสอบคุณภาพพบว่า การหดตัว และการยึดเกาะ(stickiness) ไม่พบความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ การอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนมีอัตราการคืนตัวที่ดีที่สุด แต่มีค่าความสว่าง(L)ต่ำ และมีค่าความแข็ง(hardness)ต่ำกว่าวิธีการอบแห้งวิธีอื่น

คำสำคัญ อินฟราเรดไกล ปั๊มความร้อน ข้าวกึ่งสำเร็จรูป

---

[1]นักศึกษาปริญญาเอก, [2,3,5]อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
[4]สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร, มหาวิทยาลัยเกษตร, กรุงเทพฯ
[1]PhD student, [2,3,5] Lecturer, School of Energy and Materials King Mongkut's University of Technology, Thonburi Bangkok Thailand
[4] Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University, Bangkok.

คำนำ

ข้าวเป็นอาหารหลักของคนมากกว่าครึ่งหนึ่งของประชากรโลก(Fresco, 2005) โดยเฉลี่ยแล้วประมาณร้อยละ 90 ของการผลิตและการบริโภคอยู่ในทวีปเอเชีย ประเทศไทยเป็นประเทศหนึ่งในประเทศผู้นำในการส่งออกข้าว ซึ่งมีพันธุ์ข้าวหลัก เช่น พันธุ์สุพรรณบุรี1 พันธุ์ชัยนาถ1 และที่สำคัญคือพันธุ์ข้าวดอกมะลิ105 ซึ่งมีชื่อเรียกทางการค้าเป็นที่รู้จักกันทั่วไปคือ ข้าวหอมมะลิ(Jasmine Rice) ข้าวหอมมะลิเป็นข้าวที่คนนิยมบริโภคเนื่องจาก ข้าวที่ผ่านการหุงแล้วจะมีกลิ่นหอม และมีเนื้อสัมผัสที่นุ่ม ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกข้าวพันธุ์นี้มาผลิตเป็นข้าวกึ่งสำเร็จรูป ความสำเร็จหรือความล้มเหลวของการผลิตข้าวกึ่งสำเร็จรูปขึ้นอยู่กับคุณภาพของข้าวภายหลังการคืนตัว ในการอบแห้งข้าวสุกเพื่อเก็บรักษาลดความชื้นก่อนเก็บโดยปกติแล้วค่าความชื้นควรต่ำกว่าร้อยละ 10 มาตรฐานแห้ง

กรรมวิธีการอบแห้งในแต่ละแบบจะส่งผลกระทบต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ภายหลังการอบแห้ง การอบแห้งด้วยเวลานาน หรือการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงอาจส่งผลกระทบต่อคุณภาพอาหาร เช่น สี การหดตัว การคืนตัว และสารอาหารที่มีประโยชน์ การอบแห้งมีด้วยกันหลายวิธี เช่น ลมร้อน ปั๊มความร้อน ลมร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ไมโครเวฟ เป็นต้น ซึ่งการอบแห้งแต่ละวิธีมีจุดประสงค์เพื่อลดความชื้นของผลิตภัณฑ์ โดยมีผลกระทบต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์น้อยที่สุด และให้ผลผลิตที่มากที่สุด งานวิจัยทำการศึกษาการอบแห้ง 4 วิธีคือ ลมร้อน ปั๊มความร้อน ลมร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล

การอบแห้งด้วยลมร้อนเป็นวิธีการลดความชื้นที่ง่าย และเป็นวิธีการที่ประหยัด แต่มีข้อเสียคือ มีอัตราการอบแห้งต่ำเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งแบบอื่น ๆ และยังมีวิธีการอบแห้งแบบอื่นที่อาจจะสามารถช่วยปรับปรุงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ภายหลังการอบแห้งให้ดีขึ้นได้ การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนคล้ายกับการอบแห้งด้วยลมร้อน แต่สามารถที่จะอบแห้งด้วยอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ที่ต่ำได้ ผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนมีคุณภาพด้านสีและกลิ่นที่ดีกว่าผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งด้วยลมร้อน(Rukprang et al., 1998) การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนเป็นวิธีการที่ประหยัดมากกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสม (Teebonma et al.,2001)

รังสีอินฟราเรดไกลไม่เพียงให้ความร้อนที่ผิวของวัสดุเท่านั้น แต่ยังสามารถทะลุทะลวงเข้าไปถึงภายในวัสดุได้ ดังนั้นจึงช่วยเร่งให้ความชื้นที่อยู่ภายในออกมาสู่ภายนอกผิวได้ อย่างไรก็ตามการอบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดไกลเพียงอย่างเดียวไม่ทำให้อัตราการอบแหงสูงขึ้นได้ เนื่องจากปริมาณไอน้ำที่ออกมาจากผลิตภัณฑ์ยังสะสมอยู่ในห้องอบแห้ง การที่จะลดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศลง จึงต้องใช้รังสีอินฟราเรดไกลร่วมกับการอบแห้งแบบลมร้อน หรือปั๊มความร้อน ดังนั้นรังสีอินฟราเรดไกลจึงได้ถูกนำมาใช้ในการอบแห้งอาหารหลายชนิด เพื่อที่ปรับปรุงคุณภาพ และลดระยะเวลาการอบแห้ง วิธีการอบแห้งแบบอื่นที่ช่วยลดระยะเวลาในการอบแห้งที่สามารถทำได้ได้คือ การอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน ซึ่งเป็นวิธีการที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิที่สูงแล้วตามด้วยการอบแห้งด้วยอุณหภูมิที่ต่ำลง

การเลือกวิธีการอบแห้งที่เหมาะสมจะส่งผลถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง และค่าใช้จ่าย งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาผลของวิธีการอบแห้ง เช่น ลมร้อน ปั๊มความร้อน ลมร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล และการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน ที่มีต่อคุณลักษณะของการอบแห้งข้าวสุก และคุณภาพหลังการคืนรูป สำหรับคุณภาพที่พิจารณา คือ สี การหดตัว ความแข็ง(hardnes) และความเหนียว(stickinss)

อุปกรณ์และวิธีการ

1. วัสดุอบแห้ง

ข้าวหอมมะลิพันธุ์ 105 ซึ่งมีปริมาณอะมิโลสต่ำ จำนวน 800 กรัม นำมาล้างให้สะอาดเพื่อนำสิ่งแปลกปลอมออก เติมน้ำกรอง ในอัตราส่วน 1 ต่อ 1.5 (ข้าว ต่อ น้ำ) ทำการหุงโดยใช้หม้อหุงข้าวไฟฟ้าจนสุก หลังจากนั้นจึงนำข้าวที่หุงสุกไปล้างในน้ำเย็นเพื่อลดการเกาะตัวกันของข้าว ข้าวสุกที่ผ่านการล้างในน้ำเย็นจะมีความชื้นอยู่ในช่วงร้อยละ 240 ถึง 275 มาตรฐานแห้ง

2. วิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองแสดงในรูปที่ 1 ห้องอบแห้งมีขนาดกว้าง 0.52 เมตร ยาว 0.52 เมตร และสูง 0.52 เมตร ภายนอกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้ว ถาดที่ใช้ในการอบแห้งมีขนาดกว้าง 0.28 เมตร ยาว 0.28 เมตรและ ถูกวางไว้ตำแหน่งกลางตู้ เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองได้ออกแบบมาให้สามารถอบแห้งได้หลายวิธี เช่น อบแห้งด้วยปั๊มความร้อนอย่างเดียว หรือลมร้อนอย่างเดียว หรืออบแห้งร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล หลอดรังสีอินฟราเรดที่ใช้ มีขนาดกว้าง 0.06 เมตรและยาว 0.12 เมตร ให้กำลังไฟฟ้า 650 วัตต์ ที่แรงดันไฟฟ้ากระแสสลับ 220 โวลต์ ระบบปั๊มความร้อนประกอบด้วย เครื่องอัดไอขนาด 650 วัตต์ เครื่องควบแน่น 2 กิโลวัตต์ เครื่องทำระเหย 3.5 กิโลวัตต์ สภาวะของการทดลองควบคุมด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID 2 ชุด ชุดแรกใช้ควบคุมอุณหภูมิของอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้ง ชุดที่สองใช้ควบคุมอุณหภูมิที่ทางออกของห้องอบแห้งเพื่อควบคุมการทำงานของหลอดรังสีอินฟราเรดในการทดลองการอบแห้งร่วมกับการรังสีอินฟราเรดโดยควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 52 องศาเซลเซียส

ในแต่ละการทดลองใช้ความเร็วในการไหลของอากาศคงที่ 0.3 เมตรต่อวินาที ปริมาณข้าว 1.4 กิโลกรัม และอุณหภูมิอบแห้ง 55 องศาเซลเซียส ยกเว้นการทดลองอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนที่มีการอบแห้งด้วยอุณหภูมิ 2 ค่า ในการอบแห้งด้วยลมร้อน และการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลเป็นการอบแห้งระบบเปิด สำหรับการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน และการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลเป็นการอบแห้งระบบปิด การอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน อุณหภูมิของของลมร้อนถูกตั้งไว้ที่ 110 องศาเซลเซียสในการอบแห้งขั้วโมงแรก และลดอุณหภูมิลงเหลือ 55 องศาเซลเซียสในเวลาถัดมา การวัดอุณหภูมิของลมร้อนที่ตำแหน่งทางเข้า และทางออกของห้องอบแห้ง ทำอย่างต่อเนื่องโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อกับเครื่องเก็บข้อมูล (YOKOGAWA, µr1800) บันทึกข้อมูลอุณหภูมิทุก 2 นาที ตัวอย่างข้าวถูกนำมาชั่งน้ำหนักทุก ๆ 30 นาทีตลอดช่วงการทดลอง การทดลองดำเนินไปจนกระทั่งความชื้นของผลิตภัณฑ์ลดลงเหลือร้อยละ 10 มาตรฐานแห้ง

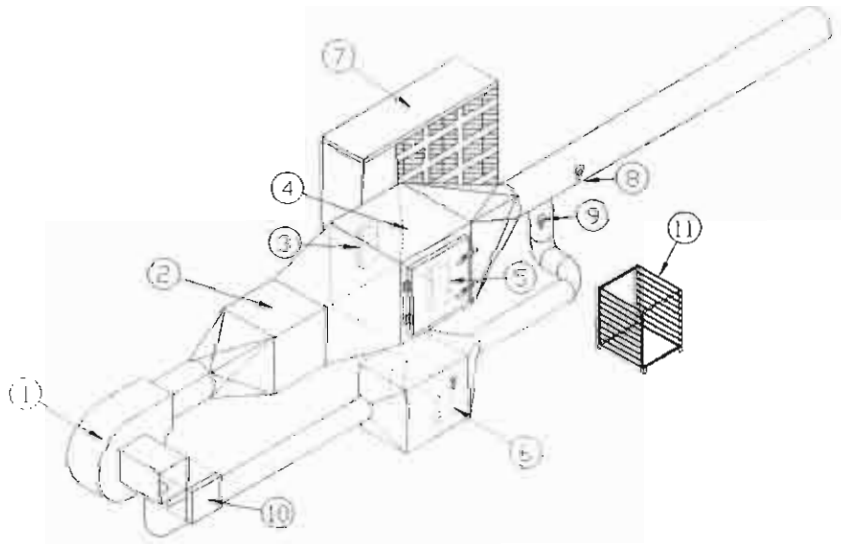


Figure 1 Schematic diagram of laboratory dryer 1-blower, 2-heater chamber, 3- back FIR, 4-drying chamber, 5-front FIR, 6-evaporator,7-condensing unit, 8-valve, 9- valve, 10-cover, 11 tray.

2.1 การทดสอบคุณภาพ

2.1.1ความขาวของข้าวหุงสุก

การวัดสีของข้าวสุกหลังการอบแห้งจะใช้การวัดสีระบบ Hunter ด้วยเครื่องวัดสี Juki,. JP710P ก่อนการวัดสีในแต่ละครั้งต้องปรับเทียบอุปกรณ์วัดกับแผ่นเทียบสีขาวมาตรฐาน (L*=93.55, b*=-0.27, a*=0.06). การรายงานผลของค่าสีของข้าวสุกอบแห้งจะใช้ค่า L, a และ b และในแต่ละการทดลองจะใช้ตัวอย่างจำนวน 5 ตัวอย่างในการวัดสี

2.1.3 การหดตัว

ในการวัดการหดตัวในแต่ละการทดลองจะทำการวัด 3 ครั้ง การหดตัวรายงานผลเป็นร้อยละเทียบกับปริมาตรของผลิตภัณฑ์เริ่มต้น ซึ่งคำนวณได้จากสมการดังนี้

$$\%\text{Shrinkage} = \frac{V_i - V}{V_i} \times 100 \quad (1)$$

โดยที่ V_i คือ ปริมาตรของข้าวสุกก่อนการอบแห้งและ V คือ ปริมาตรของข้าวสุกหลังการอบแห้ง

2.1.4 เนื้อสัมผัส

การทดสอบเนื้อสัมผัสของข้าวสุกคืนรูป เช่น ความแข็ง(hardness) และความเหนียว(stickiness) ทำโดยใช้เครื่องทดสอบเนื้อสัมผัส (Texture analyzer,TA-XT2i) นำตัวอย่างมาทดสอบโดย เติมน้ำร้อนอุณหภูมิ 90 องศาเซลเซียสในตัวอย่างในอัตราส่วนข้าวแห้งต่อน้ำ 1:1.5 ทิ้งให้คืนรูปเป็นเวลา 8 นาที นำข้าวที่คืนรูปแล้วมาผึ่งให้แห้ง 4 นาทีเพื่อลดปริมาณน้ำที่เกาะผิววัสดุ จากนั้น เลือกตัวอย่างข้าวเต็มเมล็ดจำนวน 6 เมล็ด วางใต้หัวกดวัดทรงกระบอกขนาด 50 มิลลิเมตร ตัวอย่างจะถูกกดลงร้อยละ 85 ของความหนาด้วยความเร็ว 1 มิลลิเมตรต่อวินาทีและ หลังจากนั้นหัวกดวัดจะถูกยกขึ้นด้วยความเร็ว 10 มิลลิเมตรต่อวินาที (Sitakalin and Meullenet, 2000) การทดสอบเนื้อสัมผัสทำซ้ำตัวอย่างละ 5 ซ้ำ โดยที่ค่าความแข็ง คือค่าแรงกดมากที่สุดที่กดลงไปที่ตัวอย่าง และค่าความเหนียวคือแรงที่ใช้ในการดึงหัวกดออกจากตัวอย่างภายหลังการกด

2.1.5 การคืนตัว

การคืนตัวทำตามวิธีของ Maskan (2001) โดยนำตัวอย่างแห้งจำนวน 20 กรัม มาวางในภาชนะตะแกรง นำตัวอย่างแช่ลงในน้ำร้อนอุณหภูมิ 90 องศาเซลเซียส ทุก ๆ 2 นาทีตัวอย่างจะถูกนำมาชั่ง โดยซับน้ำด้วยกระดาษ 3-4 ครั้งให้แห้ง นำตัวอย่างแช่น้ำตามเดิมทำซ้ำทุก ๆ 2 นาทีจนครบ 10 นาที อัตราการคืนตัวคำนวณได้จากสมการดังนี้

$$\text{Rehydration Ratio (\%)} = \frac{W_i - W_d}{W_d} \times 100 \quad (2)$$

โดยที่ Wd คือน้ำหนักของข้าวอบแห้งก่อนการคืนรูป (กรัม) และ Wi คือน้ำหนักของข้าวที่คืนรูปในช่วงเวลาต่าง ๆ(กรัม)

ผลและวิจารณ์

1. ลักษณะเฉพาะการอบแห้งของข้าวสุก

ตารางที่ 1 แสดงความชื้นเริ่มต้น ความชื้นสุดท้าย และสภาวะของการทดลองจากการอบแห้งแบบต่าง ๆ กราฟลักษณะเฉพาะของการอบแห้งด้วยวิธีการต่าง ๆ แสดงในรูปที่ 2 จากผลการทดลองที่ได้พบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล และการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลมีการลดลงของความชื้นที่เร็วกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยลมร้อนหรือปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียวภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งที่คล้ายกัน โดยสามารถ

ลดระยะเวลาอบแห้งได้ร้อยละ 12 และ 28 เมื่อเทียบกับการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนและลมร้อนตามลำดับ การอบแห้งลมร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกลให้อัตราการอบแห้งที่สูงขึ้น พลังงานที่แผ่ออกมาถูกดูดซับโดยข้าวที่มีความชื้นสูง ทำให้เกิดการเร่งการเคลื่อนที่ของน้ำจากภายในสู่ผิวนอก สำหรับการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน ข้าวที่มีความชื้นสูงถูกอบแห้งที่อุณหภูมิ 110 องศาเซลเซียสเป็นระยะเวลาหนึ่งก่อนที่ข้าวจะเปลี่ยนเป็นสีเหลืองแล้วตามด้วยการอบแห้งด้วยอุณหภูมิ 55 องศาเซลเซียส การอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนใช้เวลาในการอบแห้งที่สั้นที่สุดโดยใช้เวลา 180 นาที

รูปที่ 3 แสดงกราฟอัตราการอบแห้งข้าวสุกด้วยวิธีการอบแห้งแบบต่าง ๆ กราฟที่แสดงได้มากจากการฟิตค่าของความชื้นที่ได้จากการทดลองกับสมการเอกโปเนนเชียลที่เหมาะสม แล้วทำการหาอนุพันธ์สมการดังกล่าวเทียบกับเวลา จากกราฟจะพบว่าในการอบแห้งลมร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดนั้นช่วงอุ่นตัวของผลิตภัณฑ์นั้นสั้นมากจนไม่สามารถสังเกตพบจากการทดลอง ไม่เหมือนกับการอบแห้งด้วยลมร้อนหรือปั๊มความร้อนที่อัตราการอบแห้งจะค่อย ๆ เพิ่มขึ้นจนถึงค่าที่มากที่สุดในช่วงแรก ๆของการอบแห้ง หลังจากนั้นจึงค่อย ๆ ลดลงเมื่อเวลาผ่านไป

การอบแห้งลมร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกลให้อัตราการอบแห้งที่สูงกว่าเมื่อเทียบกับการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนหรือลมร้อนเพียงอย่างเดียว ซึ่งสอดคล้องกับการลดลงของความชื้นที่แสดงในรูปที่ 2 และที่ค่าความชื้นของวัสดุที่ต่ำกว่าร้อยละ 30 มาตรฐานแห้งจากกราฟอัตราการอบแห้งพบว่า กราฟอัตราการอบแห้งของการอบแห้งทั้ง 4 แบบทับกันแสดงให้เห็นว่าการอบแห้งลมร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกลไม่ช่วยเร่งการอบแห้งในช่วงนี้

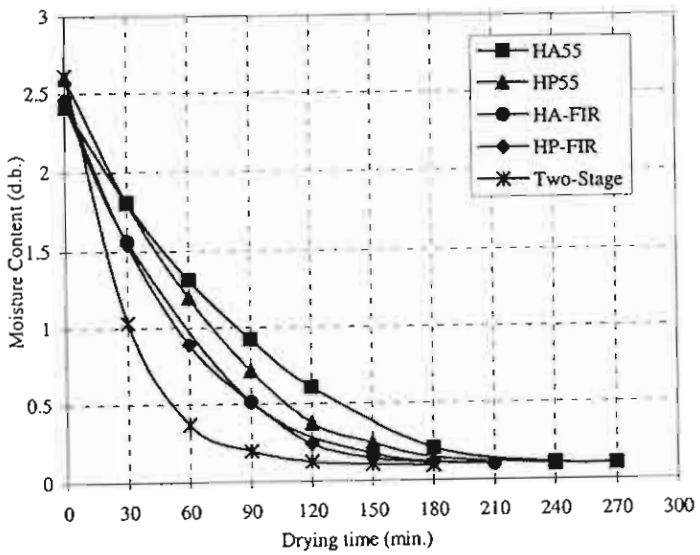


Figure 2 Drying Characteristics of cooked rice determined from different drying methods.

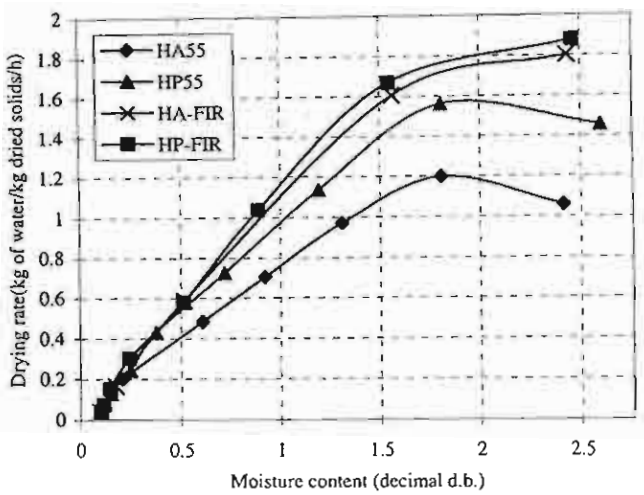


Figure 3 Drying rate curves of cooked rice

Table 1 Operating conditions for different drying methods

	HA 55	HP 55	HA-FIR	HP-FIR	Two-stage
initial moisture content (%d.b.)	241.3	260.0	246.1	243.5	261.5
final moisture content (%d.b.)	10.2	9.8	10.1	9.9	9.5
Inlet-air temperature (°C)	55	55	55	55	110/55
Outlet-air temprature (°C)	51	51	52	53	88/53
Relative humidity within drying chamber (%)	20	18	20	17	2/22
Set point FIR (°C)	-	-	52	52	-
Drying Time (min.)	270	240	210	210	180

2. การหดตัว

ตารางที่ 2 แสดงการหดตัวของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคต่าง ๆ จากผลการวิเคราะห์ทางสถิติโดยวิธีของ Duncan's multiple range test พบว่าวิธีการอบแห้งไม่มีผลต่อการหดตัวของข้าวสุกอย่างมีนัยสำคัญ ($p>0.05$) การหดตัวของข้าวอบแห้งอยู่ในช่วงร้อยละ 63 ถึงร้อยละ 65

Table 2. Volume shrinkage of dried cooked rice

Drying method	Shrinkage(%)
Hot Air 55	64.91±1.40[a]
Heat Pump 55	63.34±1.77[a]
HA - FIR	65.81±0.84[a]
HP - FIR	63.57±0.70[a]
Two-stage	63.79±1.27[a]

Note : the same letter in the same column means insignificant difference (p>0.05)

3. สีของข้าวสุกอบแห้ง

ผลการวัดสีของตัวอย่างข้าวอบแห้งแสดงค่าของสีเฉพาะค่า L และ b เนื่องจากค่า a มีค่าความแตกต่างน้อยในระหว่างการอบแห้ง ตารางที่ 3 แสดงค่า L และ b ของข้าวสุกหลังการอบแห้งด้วยวิธีการอบแห้งแบบต่าง ๆ โดยค่า L แสดงถึงค่าความสว่าง ค่า b แสดงถึงค่าความเหลืองเมื่อมีค่าเป็นบวก การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลให้ค่า L และ b สูงที่สุด แต่ไม่มีแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ (p>0.05) เมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยลมร้อน และปั๊มความร้อน จุดที่น่าสนใจคือ ผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบแห้งด้วยวิธีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนนั้นมีสีไม่แตกต่างอย่างมีนัยสำคัญกับการอบแห้งด้วยวิธีที่ได้กล่าวมาข้างต้น ยกเว้นเมื่อเปรียบเทียบกับค่าความสว่างของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกลมีค่าความสว่างมากกว่าในกรณีการอบแห้งในรูปแบบอื่น

Table 3. Color of dried cooked rice

	L-value	b-value
Hot Air 55	64.33 ± 0.45^{ab}	10.46 ± 0.18^{ab}
Heat Pump 55	64.07 ± 0.39^{a}	10.49 ± 0.13^{ab}
HA - FIR	64.70 ± 0.30^{b}	10.35 ± 0.13^{a}
HP - FIR	66.00 ± 0.52^{c}	10.69 ± 0.25^{b}
Two stage	64.42 ± 0.65^{ab}	10.38 ± 0.32^{a}

Note: the same letter in the same column means insignificant difference (p>0.05)

4. ความสามารถในการคืนตัว

ความสามารถในการคืนตัวของตัวอย่างข้าวคำนวณได้จากสมการที่ 2 ผลการคำนวณแสดงในรูปที่ 3 ข้าวที่อบแห้งด้วยวิธีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนมีอัตราการคืนตัวเร็วที่สุด ในขณะที่การอบแห้งวิธีอื่น ๆ ซึ่งเป็นการอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำเหมือนกันความสามารถในการคืนตัวจึงอยู่ในระดับที่ใกล้เคียงกัน การมีอัตราการคืนตัวที่มากหรือน้อยขึ้นอยู่กับลักษณะของวัสดุว่ามีความพรุนมากหรือน้อย ถ้ามีความพรุนมากก็จะมีอัตราการคืนตัวที่เร็ว จากผลการทดสอบ มีความเป็นไปได้ว่าข้าวที่ผ่านการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน มีช่องว่างเกิดขึ้นภายในตัวอย่าง ในระหว่างการอบแห้งในช่วงที่มีอุณหภูมิสูงส่งผลให้การคืนตัวของข้าวสุกหลังการอบแห้งเร็ว

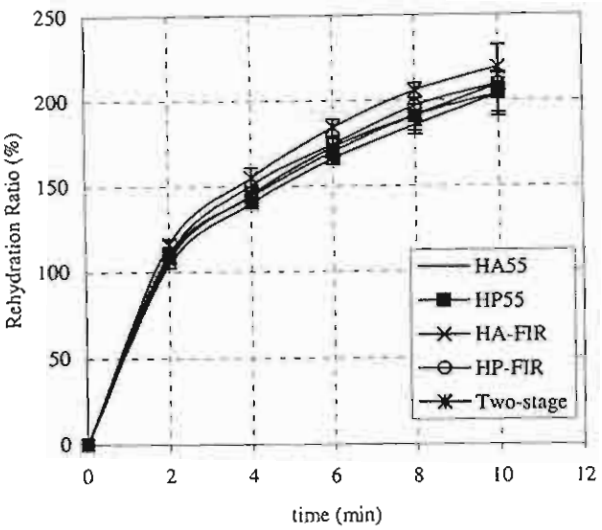


Figure 4 Rehydration behavior of dried cooked rice at 90°C

5. สมบัติของเนื้อสัมผัส

ตารางที่ 4 แสดงค่าความแข็ง(hardness) และความเหนียว(stickiness)ของข้าวอบแห้งภายหลังการคืนตัว ค่าความแข็งและค่าความเหนียวของข้าวที่หุงสุกใหม่มีค่าเท่ากับ 10252±581 กรัม และ -1431±168 กรัมตามลำดับ การลดปริมาณความชื้นของข้าวลงไม่ว่าจะเป็นการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงหรือต่ำก็ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงโครงสร้าง และสมบัติของแป้งและการเปลี่ยนแปลงนี้ไม่สามารถเปลี่ยนแปลงกลับไปอยู่ในสภาพเดิมเมื่อผ่านการคืนรูป ข้าวที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะมีความแตกต่างของค่าความแข็งและความเหนียวที่น้อยกว่าข้าวหุงสุกใหม่ โดยจะมีค่าความแข็งอยู่ในช่วง 7892 – 9143 กรัม และค่าความเหนียวอยู่ในช่วง -604 ถึง -442 กรัม

ผลจากการเปรียบเทียบอบแห้งแบบต่างๆ การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน ลมร้อน หรือการอบแห้งร่วมกับการแผ่นรังสีอินฟราเรดไกล พบว่าคุณสมบัติทางฟิสิกส์และทางเคมีไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ เมื่ออบแห้งด้วยวิธีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนพบว่าค่าความแข็งของผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการการอบแห้งและคืนตัวจะมีค่าที่ดำกว่า โดยเฉพาะเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งด้วยลมร้อน

Table 4. Textural properties of dried cooked rice after rehydration

Dying Methods	Hardness(g)	Stickiness(g)
Freshly cooked rice	10252±581^{c}	-1431±168^{a}
HA 55	9143±592^{b}	-524±112^{b}
HP 55	8163±565^{ab}	-596±288^{b}
HA-FIR	8636±630^{ab}	-428±64^{b}
HP-FIR	8843±620^{ab}	-442±89^{b}
Two-stage	7892±570^{a}	-604±260^{b}

Note: the same letter in the same column means insignificant difference ($p>0.05$)

สรุป

จากการศึกษาการอบแห้งข้าวสุกโดยใช้เทคนิคทั้ง 5 คือ อากาศร้อน ปั๊มความร้อน อากาศร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล ปั๊มความร้อนร่วมกับการแผ่รังสีอินฟราเรดไกล และการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน โดยการอบแห้ง 4 แบบแรกเป็นการอบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำ การใช้รังสีอินฟราเรดไกลร่วมกับการอบแห้งด้วยลมร้อนจะช่วยเร่งอัตราการอบแห้ง โดยเฉพาะช่วงในช่วงที่ผลิตภัณฑ์ยังมีความชื้นสูงอยู่ ในขณะที่ลักษณะทางกายภาพ และคุณภาพของข้าวสุกอบแห้ง เช่น สี การหดตัว การคืนตัว และเนื้อสัมผัส นั้นไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญเมื่อเปรียบเทียบการอบแห้งด้วยลมร้อนและปั๊มความร้อน

การเร่งอัตราการอบแห้งสามารถใช้วิธีการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอน การอบแห้งวิธีการนี้ให้อัตราการอบแห้งสูงที่สุด และข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยวิธีนี้มีอัตราการคืนตัวที่สูง แต่จะมีค่าความแข็ง(hardness)ของข้าวที่ผ่านการคืนตัวน้อยกว่าการอบแห้งข้าวสุกด้วยอุณหภูมิต่ำ ในขณะที่ ค่าความเหนียว(stickiness) และสีของข้าวสุกอยู่ในเกณฑ์เดียวกัน

คำขอบคุณ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้ทุนสนับสนุนในการงานดำเนินงานวิจัย ขอขอบคุณสถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ที่ให้ความอนุเคราะห์อุปกรณ์ทดสอบสมบัติทางกายภาพและเนื้อสัมผัส และขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรีที่ให้ความอนุเคราะห์เครื่องวัดสี และอุปกรณ์ต่าง ๆ จนงานวิจัยสำเร็จลุล่วงด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

AACC (1995). Approved method of the American Association of Cerial Chemists (9th ed.) St. Paul, MN.

Fresco, L.(2005). Rice is Life. Journal of Food Composition and Analysis. Vol 18. 249-253.

Maskan, M. (2001). Drying, shrinkage and rehydration characteristics of kiwifruit during hot air and microwave drying. Journal of Food Engineering. Vol 48. 177-182.

Sitakalin, C. and Meullenet , J.-F.(2000). Prediction of Cooked Rice Texture Using Extrusion and Compression Tests in Conjunction with Spectral Stress Strain Analysis. Cereal Chem. 77(4). 501-506.

Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T., and Rukprang, P. (1998). Fruit drying using heat pump. RELIC International Energy Journal 20(1). 39-53

Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiasuwan, J., Tia, W. and Kaewassadom, W.(2001). Heat Pump Dryer Using HFC 22 and HFC 134a as Refrigerants. International Energy Journal 2(2). 67-73

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ.2549 จังหวัดมหาสารคาม

การศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด

A Study of Coconut Drying kinetics by fluidized bed Technique

ฐานิตย์ เมธิยานนท์[1*], ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์[2], เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ[3] และ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[4]
Thanid Madhiyanon[1], Prasan Sathitruangsak[2], Sermpong Adirekrut[3] and Somchart Soponronnarit[4]

Abstract

Large amounts of dried coconut product are presently required for export because it is a traditional component of various foods, e.g., bread, cakes, etc., or even for use in Thai foods abroad. Rapidly drying coconut, while sustaining its quality, is therefore a topic of considerable interest. This research is an experimental study of the kinetics of drying finely chopped coconut in a batch fluidized bed dryer. 250 g of coconut, with approximately 140% d.b. moisture content, was used in each condition investigated. Fluidizing velocity varied from 2.1-2.5 m/s at a constant drying temperature of 55 °C. It was found that velocity had a significant effect on moisture content reduction; no degradation of color was observed when coconut was dried to 5% d.b. moisture content.

KEYWORDS: Coconut, drying, fluidized bed, quality

บทคัดย่อ

ปัจจุบันผลิตภัณฑ์มะพร้าวอบแห้งมีความต้องการเพื่อการส่งออกเป็นจำนวนมาก เนื่องจากสามารถนำไปเป็นส่วนประกอบในอุตสาหกรรมอาหารได้หลากหลายชนิดเช่น ขนมปัง ขนมเค้ก หรือกระทั่งเป็นการส่งออกเพื่อใช้สำหรับการประกอบอาหารไทยในต่างประเทศ จึงจำเป็นต้องหาวิธีการอบแห้งที่ใช้ระยะเวลาน้อย แต่สามารถคงคุณภาพผลิตภัณฑ์ไว้ได้ ดังนั้นจึงศึกษาจลนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดแบบงวด ซึ่งใช้มะพร้าวขูดน้ำหนักเริ่มต้นที่ 250 g และความชื้นเริ่มต้นประมาณ 140% d.b. โดยใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งที่ 55 °c และปรับเปลี่ยนความเร็วของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งที่ 2.1,2.3 และ 2.5 m/s จากผลการทดลองพบว่าการเพิ่มความเร็วของอากาศอบแห้งส่งผลให้การลดลงของความชื้นของมะพร้าวเร็วขึ้น โดยหลังจากการอบแห้งมะพร้าวจนเหลือความชื้นประมาณ 5%d.b. พบว่าคุณภาพสีของเนื้อมะพร้าวยังคงอยู่ในเกณฑ์ดี

คำสำคัญ: คุณภาพ ฟลูอิไดซ์เบด มะพร้าว อบแห้ง

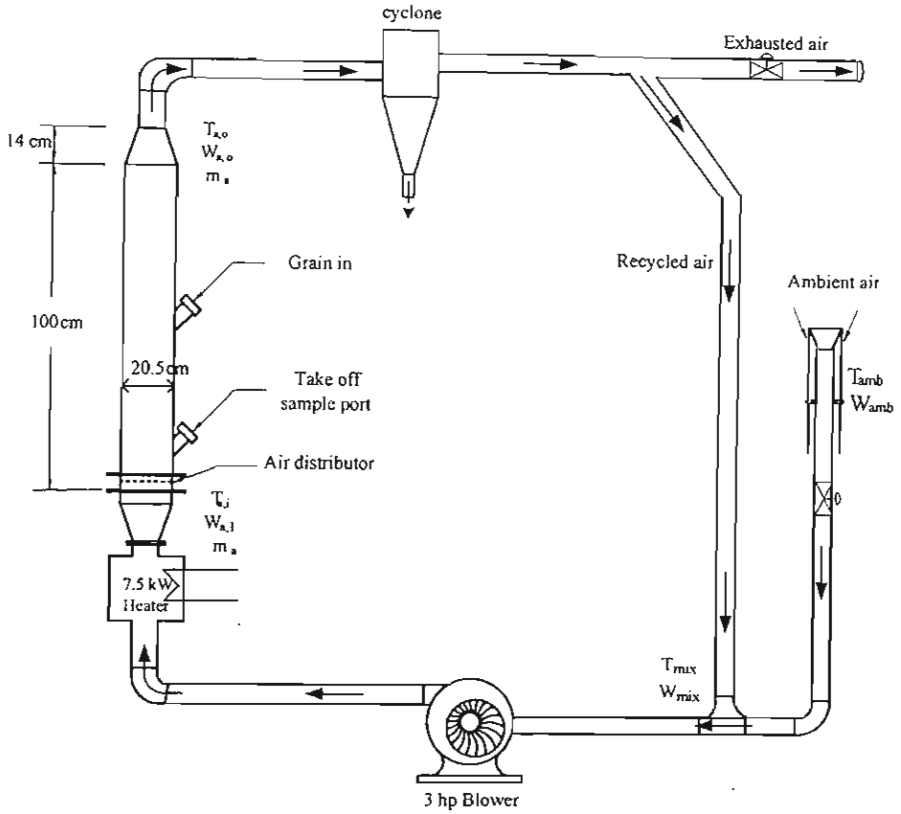
[1]ผู้ช่วยศาสตราจารย์ [2]อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530
[3]นักศึกษา ป.โท [4]ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140
*Corresponding author. Tel.: 0-2988-3666 per 244 ; fax: 0-2988-3666 ext. 241; E-mail address: Thanid_m@yahoo.com[1]

บทนำ

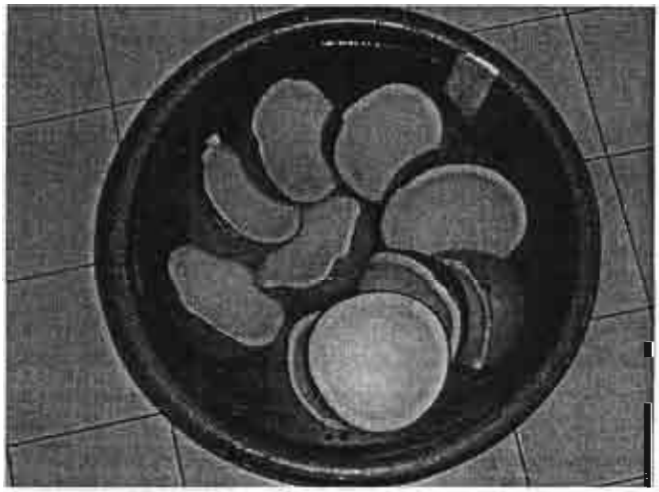
ปัจจุบันความต้องการหรือกระแสนิยมการบริโภคอาหารไทยมีเพิ่มสูงขึ้น ทั้งภายในและต่างประเทศ ไม่ว่าอาหารหรือขนมหวาน ซึ่งส่วนประกอบหนึ่งที่ควบคู่กับอาหารไทยมาตลอดคือ กะทิ โดยมักนิยมใส่ในแกงหรือขนมต่างๆ เพื่อให้อาหารมีความหอม หวาน มัน ซึ่งได้มีการส่งเสริมให้มีการขยายตลาดไปยังต่างประเทศ ในปัจจุบันการส่งออกส่วนมากเป็นลักษณะของน้ำกะทิที่ผ่านกระบวนการทางความร้อนจึงทำให้สูญเสียรสชาติ กลิ่น ของน้ำกะทิไป ต่อมาจึงมีการส่งเนื้อมะพร้าวขูดอบแห้งเพื่อเป็นทางเลือกของผู้บริโภคและเป็นการเพิ่มคุณภาพของกะทิที่ต้องการ ซึ่งในการอบเนื้อมะพร้าวขูดสามารถอบได้หลายวิธี เช่น การอบแห้งด้วยลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น [1] การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน ซึ่งผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการอบมีคุณภาพดี คือ สี กลิ่น และรสชาติ แต่ทั้งนี้ การอบด้วยเทคนิคดังกล่าวนั้นต้องใช้ระยะเวลาในการอบนาน 2-4 ชั่วโมง จึงจำเป็นต้องหาเทคนิคการอบแห้งอื่นๆ เพื่อลดระยะเวลาในการอบแห้ง โดยเทคนิคหนึ่งที่น่าสนใจและกำลังได้รับความนิยมมากในการอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร คือเทคนิคฟลูอิไดเซชั่น ซึ่งได้มีการนำไปอบแห้งข้าว [2] , ข้าวโพด [3] , ถั่วเหลือง [4] เป็นต้น โดยพบได้ผลการอบแห้งที่ดีคือสามารถลดความชื้นได้เร็วและคุณภาพผลิตภัณฑ์ในเกณฑ์ที่ดี ดังนั้นวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือการศึกษาจนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด โดยจะพิจารณาถึงผลของความเร็วลมที่มีต่อการลดลงของความชื้นและสีของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการ

ในการทดลองอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดจะใช้เครื่องอบแห้งดังรูปที่ 1 โดยห้องอบทำจากสแตนเลสขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20.5 cm และ สูง 100 cm ทางออกของห้องอบติดตั้งไซโคลนเพื่อดักมะพร้าวที่หลุดลอยออกไปนอกห้องอบ สำหรับอากาศที่หมุนเวียนภายในระบบจะใช้พัดลมขนาด 3 hp และให้ความร้อนด้วยขดลวดความร้อนขนาด 7.5 kW โดยจะควบคุมอุณหภูมิของอากาศด้วยชุดควบคุมอุณหภูมิแบบ PID ความละเอียด ±1 °C (Temperature Control) การทดลองทำโดยนำมะพร้าวที่ถูกผ่าออกเป็นสองซีกไปทำการแช่น้ำคลอรีนซึ่งมีความเข้มข้น 50 ppm เป็นเวลา 10 นาที เพื่อฆ่าเชื้อโรค [5] ซึ่งจะมีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 140%d.b. ดังรูปที่ 2 หลังจากนั้นทำการวัดความเร็วของอากาศด้วย Vane type anemometer ซึ่งมีความละเอียด ±3 % ของค่าที่อ่านได้แล้วปรับความเร็วของอากาศและอุณหภูมิให้ได้ตามเงื่อนไขการทดลอง ในการวัดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งและอากาศภายนอก ทำโดยใช้การวัดอุณหภูมิกระเปาะแห้งและกระเปาะเปียก รวมถึงตรวจสอบด้วยเครื่องวัดความชื้นสัมพัทธ์ ซึ่งมีค่าความแม่นยำ ±2 % ของค่าที่อ่านได้อีกครั้งหนึ่ง ซึ่งในการทดลองอบมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดในงานวิจัยนี้จะใช้มะพร้าวน้ำหนัก 250 g ทำการอบแบบเป็นงวด (batch) โดยจะเพิ่มระยะเวลาในการอบเพิ่มขึ้นงวดละ 1 นาที จนครบ 10 นาที ซึ่งมะพร้าวขูดที่ผ่านในแต่ละงวดจะถูกนำไปอบเพื่อหาความชื้นที่เหลืออยู่ในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 103°C ความละเอียด ±2 % เป็นเวลา 72 ชั่วโมง โดยมีเงื่อนไขการทดลองดังนี้ คือ ความเร็วของอากาศในการอบแห้งที่ 2.1,2.3 และ 2.5 m/s และใช้อุณหภูมิอบแห้ง 55°C โดยไม่มีการเวียนอากาศกลับมาใช้ จากนั้นจะนำมะพร้าวขูดที่ผ่านการอบแห้งไปทดสอบคุณภาพสีด้วยเครื่อง Colorimeter โดยใช้ระบบ Hunter และทำจดบันทึกข้อมูลค่า L-a-b ที่ใช้เป็นดัชนีหนึ่งในการกำหนดคุณภาพของมะพร้าวที่อบแห้งโดยที่ค่า L หมายถึง ค่าความสว่าง (Lightness) ค่า a หมายถึงค่าสีเขียว – แดง ในขณะที่ค่า b หมายถึงค่าสีน้ำเงิน – เหลือง



รูปที่ 1 วงจรเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด



รูปที่ 2 มะพร้าวแช่น้ำคลอรีนความเข้มข้น 50 ppm

ผลและวิจารณ์

จุดประสงค์ของการทดลองเพื่อศึกษาจนพลศาสตร์การอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด โดยจะพิจารณาถึงผลของความเร็วลมที่มีต่อการลดลงของความชื้นและสีของมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้ง

1. ผลของความเร็วลมต่อการลดลงของความชื้นมะพร้าว

จากการทดลองการอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดที่อุณหภูมิการอบแห้ง 55°C พบว่าการเพิ่มความเร็วของอากาศอบแห้งในช่วง 2.1-2.5 m/s ส่งผลให้การลดลงของความชื้นของมะพร้าวเร็วขึ้นดังรูปที่ 3 ทั้งนี้พบว่าการอบแห้งมะพร้าวส่วนใหญ่อยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ (Constant rate drying) ดังนั้นการลดลงของความชื้นจะถูกควบคุมด้วยปัจจัยภายนอก (อุณหภูมิ , ความเร็วลม และความชื้นสัมพัทธ์) ซึ่งในการทดลองนี้คือ ความเร็วของอากาศอบแห้ง โดยความเร็วของอากาศอบแห้งที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลมีค่าเพิ่มขึ้น จึงทำให้ความชื้นในมะพร้าวมีค่าลดลงเร็วขึ้นตามความเร็ว สำหรับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งและอากาศภายนอก แสดงดังรูปที่ 4 โดยพบว่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าห้องอบในแต่ละการทดลองมีความแตกต่างกันเล็กน้อย ซึ่งสอดคล้องกับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศภายนอก ทำให้เชื่อได้ว่าการลดลงของความชื้นที่แตกต่างกันเป็นผลมาจากความเร็วของอากาศอบแห้งที่แตกต่างกัน จากการทดลองพบว่าความชื้นของมะพร้าวลดลงเหลือประมาณ 5 % d.b. ภายในระยะเวลาในการอบแห้ง 8-10 นาที สำหรับมะพร้าวที่ผ่านการอบแห้งมีลักษณะดังรูปที่ 5

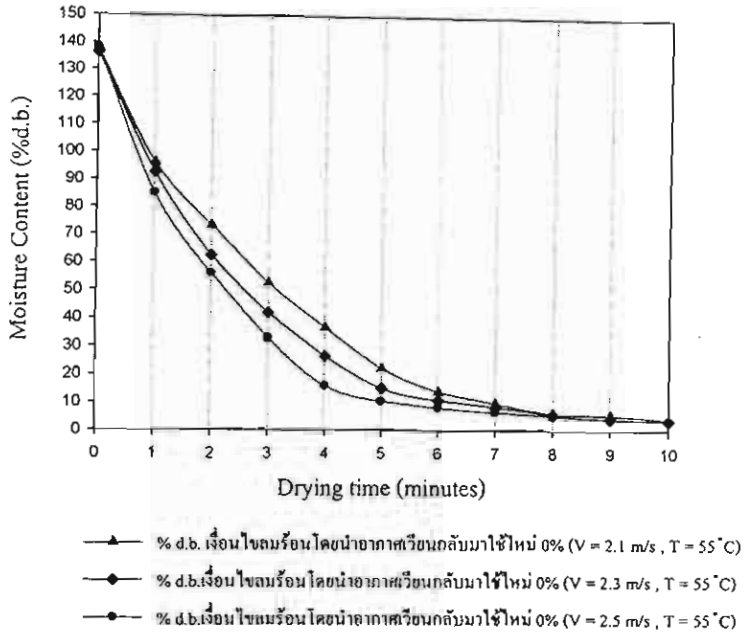
2. ผลการวัดสีของมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

หลังจากทำการอบแห้งมะพร้าวด้วยด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดและนำไปทำการวัดสีของมะพร้าวเปรียบเทียบกับค่าเริ่มต้นซึ่งมีค่าความสว่าง(L) 74.67 , สีเขียว (a) -0.78 และสีเหลือง (b) 3.32 จากผลการทดลองพบว่าการอบด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดจะทำให้ค่าความสว่างของมะพร้าวเพิ่มขึ้นประมาณ 3 % และค่าความเหลือง (b) เพิ่มขึ้นประมาณ 33 % (ไม่สามารถมองเห็นความเหลืองได้ด้วยตาเปล่า) โดยผลการทดลองแต่ละเงื่อนไขไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($\rho>0.05$) สำหรับค่า a จะไม่แตกต่างกันในแต่ละเงื่อนไขการทดลองดังแสดงในตารางที่ 1 และรูปที่ 5 เป็นมะพร้าวขูดหลังการอบแห้ง

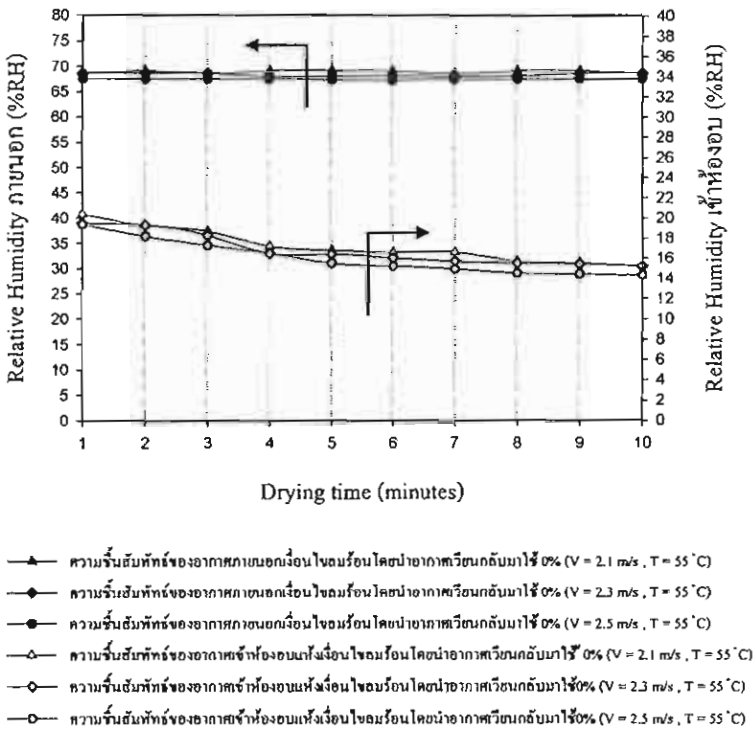
ตารางที่ 1 ผลการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้งที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

Test No.	เงื่อนไขการทดลอง	L - value	a - value	b - value
	สีมะพร้าวขูดก่อนอบ	$74.67^{a} \pm 0.30$	$-0.78^{a} \pm 0.02$	$3.32^{a} \pm 0.15$
1	Hot Air โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 0 % (V=2.1 m/s, T = 55 °C)	$77.08^{b} \pm 0.06$	$-0.49^{a} \pm 0.06$	$4.72^{b} \pm 0.04$
2	Hot Air โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 0 % (V=2.3 m/s, T = 55 °C	$76.82^{b} \pm 0.10$	$-0.45^{a} \pm 0.02$	$4.78^{b} \pm 0.09$
3	Hot Air โดยนำอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ 0 % (V=2.5 m/s, T = 55 °C	$76.95^{b} \pm 0.06$	$-0.66^{a} \pm 0.07$	$5.17^{b} \pm 0.16$

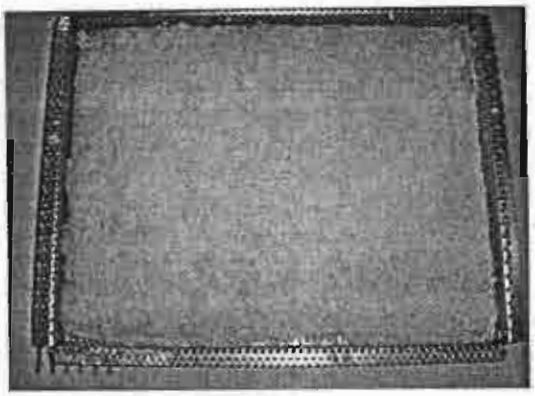
หมายเหตุ: ตัวเลขที่ตามด้วยอักษรที่เหมือนกันแสดงว่าไม่มีความแตกต่างกันทางสถิติที่ระดับความเชื่อมั่น 95 %



รูปที่ 3 การลดลงของความชื้นมะพร้าวในแต่ละเงื่อนไขการทดลอง



รูปที่ 4 ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้งและอากาศภายนอกห้องอบในแต่ละเงื่อนไข



รูปที่ 5 มะพร้าวขูดหลังการอบแห้ง

สรุป

จากการทดลองศึกษาอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบด โดยมีความชื้นเริ่มต้นประมาณ140 % d.b. มวล 250 g พบว่าการเพิ่มความเร็วของอากาศอบแห้งส่งผลให้การลดลงของความชื้นของมะพร้าวเร็วขึ้น โดยความชื้นของมะพร้าวลดลงเหลือประมาณ 5 % d.b. ภายในระยะเวลาในการอบแห้ง 8-10 นาที และจากผลการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้งพบว่ามะพร้าวมีค่าความสว่าง (L) ที่เพิ่มขึ้นประมาณ 3 % และค่าความเหลือง (b) เพิ่มขึ้นประมาณ 33 % ซึ่งยังไม่ส่งผลให้คุณภาพสีเปลี่ยนแปลงในระดับที่สังเกตุได้ด้วยตาเปล่า ดังนั้นสามารถสรุปได้ว่าการอบแห้งมะพร้าวขูดด้วยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดจะใช้ระยะเวลาในการอบสั้น และยังคงรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังอบได้ดี

คำขอบคุณ

ผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัย และขอขอบคุณนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ที่ช่วยดำเนินการช่วยเก็บผลการทดลอง และขอขอบคุณภาควิชาวิศวกรรมอาหาร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการวัดสีมะพร้าวหลังการอบแห้ง

เอกสารอ้างอิง

1. ฐานิดย์ เมธิยานนท์,เสริมพงษ์ อดิเรกรัฐ,ประสาน สถิตย์เรืองศักดิ์ และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์. 2548, การศึกษาการอบแห้งมะพร้าวโดยใช้ลมร้อนร่วมกับสารดูดความชื้น. การประชุมวิชาการสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 6. 577-586.

2. อิศเรศ ธุชกัลยา,2543, การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิไดซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง,วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาเทคโนโลยีพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

3. คงศักดิ์ ซินนาบุญ,2543, อิทธิพลของการทำเทมเปอริงที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด,วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาเทคโนโลยีพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

4. อุบลวรรณ ชนะภัย,2547,การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งถั่วเหลืองเมล็ดเดี่ยวด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน,วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาเทคโนโลยีอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

5. Niamnuy,C. and Devahastin,S. 2005, Drying kinetics and quality of coconut dried in a fluidized bed dryer. Journal of Food Engineering. 66:267-271.

การประชุมวิชาการครั้งที่ 7 ประจำปี 2549 สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
วันที่ 23-24 มกราคม พ.ศ. 2549 จังหวัดมหาสารคาม

คุณสมบัติด้านกายภาพ และความหนืดของแป้งทุเรียนที่ได้จากอบแห้งด้วยวิธีต่าง ๆ

Physical and Pasting Properties of Durian Flour Obtained by Different Drying Methods

จินดาพร จำรัสเลิศลักษณ์[1] สมชาติ โสภณรณฤทธิ์[2] อดิศักดิ์ นาถกรณกุล[2] และ สมเกียรติ ปรัชญาวรากร[3]
Jindaporn Jamradloedluk[1], Somchart Soponronnarit[2], Adisak Nathakaranakule[2] and Somkiat Prachayawarakorn[3]

Abstract

Durian powder can be used as an ingredient for cakes, cookies, biscuits, candies, and beverages. Information of characteristics of durian flour is therefore useful. Effect of drying methods i.e., hot air, freeze, and vacuum drying on color, light transmittance, swelling power, and pasting property of durian flour are proposed in this study. The experimental data showed that freeze dried flour was less reddish and yellowish than vacuum and hot air dried flours. The swelling power of the product processed by freeze drying was greater than that processed by the other drying methods. For pasting behavior, freeze dried flour showed the highest peak viscosity followed by vacuum and air dried flour. However, the transmittances of the products dried by the three techniques were not significantly different.

Key words: Freeze drying, Vacuum drying, RVA, Swelling power

บทคัดย่อ

เนื่องจากผงแป้งทุเรียนสามารถใช้เป็นส่วนผสมสำหรับทำเค้ก คุกกี้ บิสกิต ขนมหวาน และเครื่องดื่มได้ ดังนั้นข้อมูลเกี่ยวกับสมบัติต่าง ๆ ของแป้งทุเรียนจึงมีประโยชน์ งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของวิธีการอบแห้ง ได้แก่ การอบแห้งด้วยอากาศร้อน การอบแห้งแบบสุญญากาศ และการอบแห้งแบบแช่เยือกแข็งที่มีต่อสี ค่าการส่องผ่านด้วยแสง กำลังการพองตัว และความหนืดของแป้งทุเรียน จากผลการทดลองพบว่า ผงแป้งที่ได้จากการอบแห้งแบบแช่เยือกแข็งมีสีแดงและเหลืองน้อยกว่าผงแป้งที่ได้จากการอบแห้งแบบสุญญากาศและการอบแห้งแบบอากาศร้อน นอกจากนี้ยังพบว่า เมื่อเปรียบเทียบกระบวนการอบแห้งทั้งสามกระบวนการแล้ว ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งแบบแช่เยือกแข็งมีกำลังการพองตัวมากที่สุด อย่างไรก็ตามค่าการส่องผ่านด้วยแสงของผงทุเรียนทั้งหมดไม่แตกต่างกัน

คำสำคัญ การอบแห้งแบบแช่เยือกแข็ง การอบแห้งแบบสุญญากาศ กำลังการพองตัว ความหนืด

Introduction

Durian (*Durio zibethinus Murray*) is a tropical fruit widely grown in Southeast Asian countries including Thailand, Cambodia, Malaysia, Singapore and Indonesia. During the harvest season (May-August), in Thailand, many tons of durian have been harvested and transported to the market places. Since the climacteric behavior of this fruit shortens the period from harvesting to consumption, approximately 3-4 days, the amount of post harvest losses of durian due to physical damage and over maturation unavoidably occurs. In addition to the physical damage of the fruit during the harvest period, the price of the fruit drops significantly owing to the oversupply. To overcome these problems, fresh durian is processed into various products. One of the durian-based products is durian powder. It can be used as an ingredient for breads, cakes, cookies (Intariya et al., 2001), biscuits, ice-cream, candies, jellies, jam and juice (Subhadrabandhu, 2001). Three main institutes i.e., Department of Science Service (DSS), Thailand Institute of Scientific and Technological Research (TISTR), and Kasetsart University (KU) have been working on technology for durian flour production. KU by Haruthaithaithanasan (1986) studied durian

powder production by a drum dryer. The durian slurry prepared by blending durian CV. Chanee flesh with water in the ratio of 1:2 w/w, was dried in the drum dryer at roller surface temperature of 130°C. The dried durian flakes were further ground. The durian flour obtained was creamy yellow and can be stored for more than 1 year. DSS by Binchai (2003) carried out a research on comparative study of durian powder production by three different dryers viz. cabinet dryer, double drum dryer, and freeze dryer. Two ripeness levels and two varieties of durian (Monthong and Chanee) were investigated. The experimental results showed that drum drying is the most appropriate methods for producing durian flour. This was because it gave the maximum yield with minimum processing time as well as the most suitability for every ripening stage of the raw material. TISTR by Suwanna et al. (1997) conducted drying experiments on unripe Monthong durian. The effect of ripeness levels of the fresh durian on physical properties e.g. color and viscosity of the durian flour produced were reported. It was stated that degree of ripeness of the fresh durian significantly affected the rheological property of the durian power. The higher degree of ripeness resulted in the lower viscosity. Apart from those works, Netharanon et al. (2002) proposed an academic research on production of durian powder by air and vacuum drying at different temperatures. It was found that the flour prepared by air drying was redder and darker than that that prepared by vacuum drying. The water solubility index and water absorption index of durian flour processed by different drying conditions are not significant. Study of pasting property showed that peak viscosity of the product dried in air oven was higher than that dried in vacuum oven.

To determine the suitability of durian flour for specific requirements like in cookie, cake, and bread, etc., knowledge on its physical and pasting property is essential. Although there are several papers in literature concentrating on drying techniques for durian flour production, limited attempts has been done on details in the physicochemical properties of the flour obtained. The present study therefore focuses on the effect of drying method on some physical and physicochemical properties of durian flour. Due to being regarded as the top variety of durian, Monthong was used in this study.

Materials and methods

1. Materials

Unripe peeled durian cv. Monthong was purchased from a local market. The durian flesh was cut into 30×30×2.5 mm. Moisture content of the fresh durian was in the range of 190-212% d.b. (AACC, 1995).

2. Sample preparation

Freeze dried durian was obtained by drying the cut durian in a freeze dryer (EYELA, FD-5N, Hong Kong) for 36 h. Vacuum dried durian was prepared by drying the sliced durian at operating temperature and pressure of 80°C and 3 kPa respectively. For conventional air dried sample, durian slices were placed on mesh trays and dried, in a batch type hot air dryer, at temperature and the air velocity of 50°C and 0.3 m/s respectively. To obtain flour, all dried samples were manually ground by a mortar and sieved through a 140-mesh screen. Moisture content of the durian flour was in the range of 3-5% d.b.

2. Test methods

2.1 Color measurement

Colors of dried durian flour were measured by a colorimeter (JUKI, model JP7100, Tokyo, Japan) with 2° North skylight as the light source. The color system used was Hunter Lab where "L" represents lightness, "a" represents redness (+) or greenness (-), and "b" represents yellowness (+) or blueness (-). The colorimeter was calibrated against a standard white plate (L= 93.55, a = -0.27, L=0.06) before each measurement.

2.2 Swelling power (%)

Swelling power was determined in triplicate by modifying method of Leach, McCowen, and Schoch (1959). Flour sample (3 g dry solid) was weighed into a centrifuge tube and 15 ml distilled water was added. The tube was heated at 50, 60, and 70°C with occasional shaking, in a water bath for 30 min. The tube was then cooled to room temperature and centrifuged (2200×g, 25°C) for 15 min. The supernatant was decanted and dried to the constant weight whereas the precipitates were weighed. % Swelling power was calculated as follows:

$$\text{Swelling power (\%)} = \frac{\text{Mass of precipitate (wet basis)}}{\text{Mass of flour (dry basis)} \times (100 - \text{solubility})} \times 100$$

where

$$\text{Solubility (\%)} = \frac{\text{Mass of soluble (dry basis)}}{\text{Mass of flour (dry basis)}} \times 100$$

2.3 Light transmittance

Light transmittances of flour suspension (1% w/w in water) were measured by the modifying method of Craig et al., (1989). The solutions were prepared in screw capped tubes and heated in water bath at 80°C for 10 min. The tubes were shaken periodically and were then cooled at the room temperature for 30, 60, and 90 min. % light transmittance of the solutions were measured at 650 nm against a water blank using a spectrophotometer (Shimadzu UV – 1601).

2.4 Pasting properties

Pasting behaviors of durian flour were determined using Rapid Visco Analyzer (Newport Scientific Pty Ltd, Warriewood NSW 2102, Australia). The suspension (14% w/w; 25 g total weight) was held at 50°C for 1 min, heated to 95°C at a rate of 12°C min^{-1} and maintained at 95°C for 3.5 min. It was then cooled to 50°C at the same rate and held at 50°C for 2 min. Each sample was analyzed in duplicate.

Results and discussion

1. Color of durian powder

It was generally accepted that the main causes of color changes during drying are pigment degradation and non-enzymatic browning reaction. The browning reaction that can be occurred during durian drying is Maillard reaction, strongly depending on drying temperature. Colors, in terms of L, a, and b, of durian flours prepared by different drying processes were listed in table 1. It was clearly seen that drying techniques significantly affected redness and yellowness of the final products. The flour obtained by air drying was more

reddish and yellowish than that obtained by the other two drying methods ($P<0.05$). However, the drying techniques had no significant effect on whiteness of the end product. Less intense of a- and b- values of the freeze dried sample was probably due to the lower temperature used. Comparison to vacuum drying, though hot air drying operated at lower temperature but it required relatively longer time to finish the process. Redness and yellowness of the air dried flour was therefore greater than those of vacuum dried flour.

Table 1 Color of freeze, vacuum, and air dried durian flour

Sample	Color index		
	L	a	b
Freeze dried	85.35[a]	-2.26[a]	8.54[a]
Vacuum dried	84.76[a]	-2.17[b]	8.93[b]
Air dried	84.30[a]	-2.13[c]	9.07[c]

Data bearing different letters in the same column are significantly different ($P<0.05$).

2. Light transmittance

Light transmittance can be used to indicate the clarity of starch paste. The variation in light transmittance (%) among the starch pastes could be attributed to the differences in the granule size, granule swelling, granule remnants, leached amylase and amylopectin, amylase and amylopectin chain lengths, intra or intermolecular bonding, lipids, cross-linking and substitution (Jacobson, Obanni, & BeMiller, 1997). Transmittances of durian flour measured at different time intervals are shown in table 2. Two-way ANOVA analysis showed that the effects of both drying method and storage duration on % light transmittance were not significant. RETRO

Table 2 Effect of storage duration on the transmittance (%) of durian flour produced by different drying techniques

Sample	% Light transmittance		
	30 min	60 min	90 min
Freeze dried	33.30	33.30	33.15
Vacuum dried	33.70	33.65	33.45
Air dried	34.80	34.45	34.05

3. Swelling

Swelling powers of durian flours as a function of heating temperatures ranged from 50 to 70°C are illustrated in Fig. 1. Two-way ANOVA analysis showed that the effects of both drying method and heating temperature on swelling power was significant and the effect of the drying method was more pronounced than that of the heating temperature. As revealed by Fig. 1, the swelling power of all dried samples increased with increasing temperature, indicating the occurrence of gelatinization. It was also suggested that the swelling power of freeze dried flour was higher than vacuum dried flour, which in turn was higher than the air dried flour. The

higher swelling power of the flour prepared by freeze drying implies lower degree of associative forces in the granules (Muyonga, Ramteke, & Eipeson, 2001) and the weaker starch granule structure (less dense structure). The loose structure of freeze dried product is probably due to the porous structure occurred during drying.

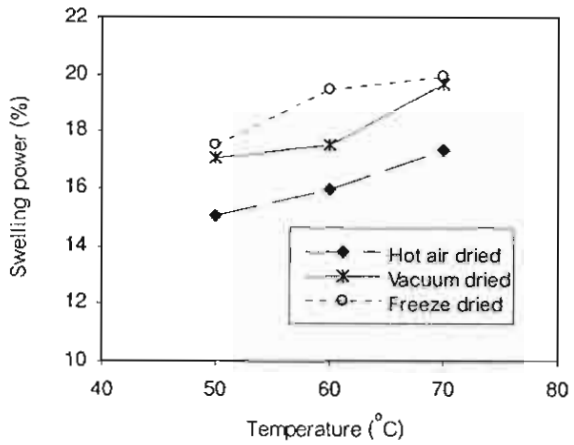


Fig. 1 Swelling power of durian flour processed by different drying techniques

4. Pasting property

The pasting behaviors of starch are dependent on the size, form, coherence, arrangement and swelling degree of starch granules. It is also related to the heat and shear stability of the swelled granule, as well as the structural difference in amylose and amylopectin (Baek, Cha, Park, & Lim, 2000). RVA profiles of durian flour produced by freeze, vacuum, and air drying are depicted in Fig. 2 and the statistical analyses of all pasting parameters were summarized in Table 3. It can be stated that drying method has strong influence on the pasting characteristics of the durian powder.

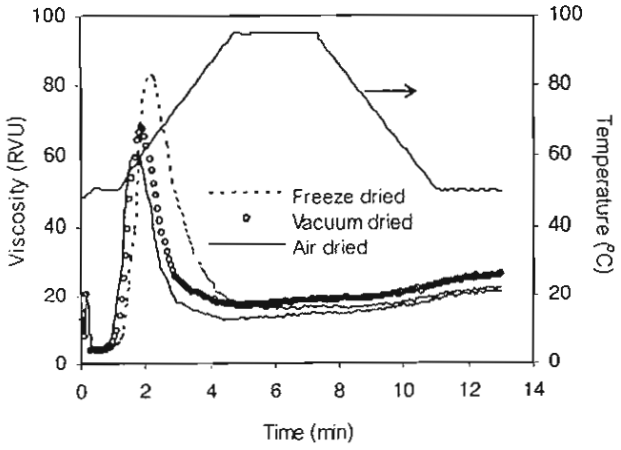


Fig. 2 RVA viscosity profiles of durian powder

Table 3 Pasting parameters derived from the RVA profile

Sample	Pasting temp. (°C)	Peak viscosity (RVU)	Holding strength (RVU)	Final viscosity (RVU)	Break down (RVU)	Set back (RVU)
Freeze dried	56.55	85.79	14.88	21.79	70.92	6.92
Vacuum dried	52.78	67.21	16.96	24.42	50.26	9.46
Air dried	51.73	60.59	12.52	20.81	47.77	8.04

Pasting temperatures of the flours were in the range of 51-57°C high pasting temperature indicates the high resistance to swelling and rupture. As illustrated in Fig. 2, during heating viscosity increased rapidly to the maximum viscosity, peak viscosity. It was found that peak viscosity of freeze dried flour was significantly higher than that of vacuum and air dried flours. This was because freeze dried sample with high swelling power occupied much volume within water suspension, thus the space among the granules became narrower, and frictions among granules were likely to occur (Kim, Lee, & Seok, 1999). This led to the higher peak viscosity. Upon further heating, however, the swollen granule ruptured resulting in a decrease of viscosity to the minimum extent. Differences between the maximum and minimum viscosities named breakdown. The breakdown is regarded as the measure of degree of disintegration of granules or paste stability (Dengate, 1984). At breakdown, the swollen granules disrupt further, and amylose molecules leach out into the solution (Whistler & BeMiller, 1997). Freeze dried flour showed the highest breakdown followed by vacuum and air dried flours (Table 3). This implies that the durian flour prepared by freeze drying is more resistant against heat and shear force (more stable) than that prepared by the other two drying methods. Fig. 2 also reveals that viscosities of all samples gradually increased, to the final viscosity value, until the end of cooling process. The increased viscosity is probably due to the aggregation of the amylose molecules (Miles, Morris, Orford, & Ring, 1985). The final viscosities of all samples were observed to be lower than their peak viscosities. The set back (final viscosity–holding strength) expresses the value that is obtained from the formation of rearrangement of excreted amylose molecules from starch granule after swelling. The set back reveals the gelling ability or retrogradation tendency by amylase (Newport Scientific, 1995). It was suggested that durian flour produced by the three methods posses rather low setback. The non-cohesive pastes obtained can be applied for viscosity reduction in the preparation of weaning and supplementary foods from starchy raw materials (Muyonga, Ramteke, & Eipeson, 2001).

Conclusions

Characterization of durian flours undergoing freeze, vacuum and air drying was proposed in this study. Swelling power and pasting behaviors were strongly affected by the different drying methods. Freeze drying provided durian flour for higher swelling power and peak viscosity than vacuum and air drying. Freeze dried powder was less reddish and yellowish than vacuum and air dried powder. However, the effect of drying process

on the light transmittance was not as pronounced as on the other properties. Transmittance of the powder produced by each drying method was not significantly different. By observation, all durian flours obtained were light cream color and the pastes were non-cohesive.

Acknowledgements

The authors would like to express their sincere appreciation to the Thailand Research Fund for financial support.

References

AACC, 1995, Approved method of the American Association of Cereal Chemists, 9th ed, American Association of Cereal Chemists St, Paul, MN.

Baek, M. H., Cha, D. S., Park, H. J., & Lim, S. T. (2000). Physicochemical properties of commercial sweet potato starches. Korean Journal of Food Science and Technology, 32, 755–762.

Binchai, W. (2003). Durian flour production for industries. Department of Science Service Journal, 51, 1-2.

Craig, S. A. S., Maningat, C. C., Seib, P. A., Hoseney, R. C. (1989). Starch paste clarity. Cereal Chemistry, 66, 173-182.

Dengate, H. N. (1984). Swelling, pasting, and gelling of wheat starch. InY. Pomeranz (Ed.), Advances in cereal science and technology (pp. 49–82). USA: American Association of Cereal Chemists.

Haruthaithaithanasan, V. (1986). The production of durian powder as a raw material for food industries. Proceedings of the 24th Kasetsart University Annual Conference, Kasetsart University 27-29 January 1986, Bangkok, Thailand, 120-134.

Intariya, K., Songjit, W., and Huangrak, K. 2544. Substitution of wheat flour by durian powder in bread, cake and cookie. King Mongkut's agricultural journal, 19, 26-32.

Jacobson, M. R., Obanni, M., & Bemiller, J. N. (1997). Retrogradation of starches from different botanical sources. Cereal Chemistry, 74, 571-578.

Kim, Y. S., Lee, Y. T., & Seok, H. M. (1999). Physicochemical properties of starches from waxy and non-waxy hull-less barleys. Journal of Korean Society Agriculture Chemistry Biotechnology, 42, 240–245.

Leach, H. W., McCowen, L. D., & Schoch, T. J. (1959). Structure of the starch granule. I. Swelling and solubility patterns of various starches. Cereal Chemistry, 36, 534-544.

Miles, M. J., Morris, V. J., Orford, R. D., & Ring, S. G., (1985). The roles of amylose and amylopectin in the gelation and retrogradation of starch. Carbohydrate Research, 135, 271-281.

Muyonga, J. H., Ramteke, R. S., & Eipeson, W. E. (2001). Prehydration steaming changes- physico-chemical properties of unripe banana flour. Journal of Food Processing and Preservation, 25, 35-47.

Netharanon, P., Thandham, B., Ampamas, S. 2002. Making of durian powder by drying method. Project, King Mongkut's University of Technology Thonburi.

Newport Scientific. (1995). Interpretation, In Newport Scientific (Ed.), Operation Manual for the series 3 Rapid ViscoAnalyser (pp. 25–28). Sydney: Newport Scientific Pty. Ltd.

Subhadrabandhu, S. and Ketsa, S. 2001. Durian: King of Tropical Fruit, CABI Publishing.

Suwana Srisawas, Inthrawut Chatket, Panida Bunchongsinsiri, Vanee Sutivatanavet, Pompatra Srinorakutara, Sampam Srisuriyawong, Dumrongchai Sitthisumamg, and Sompong Suksangpleng. 1997. Durian powder form unripe Mon-thong durian. Thailand Institute of Scientific and Technological Research. 88 p.

Whistler, R. L., & BeMiller, J. N. (1997). Carbohydrate chemistry for food scientists (pp. 117–151). St. Paul, MN: American Association of Cereal Chemists.