

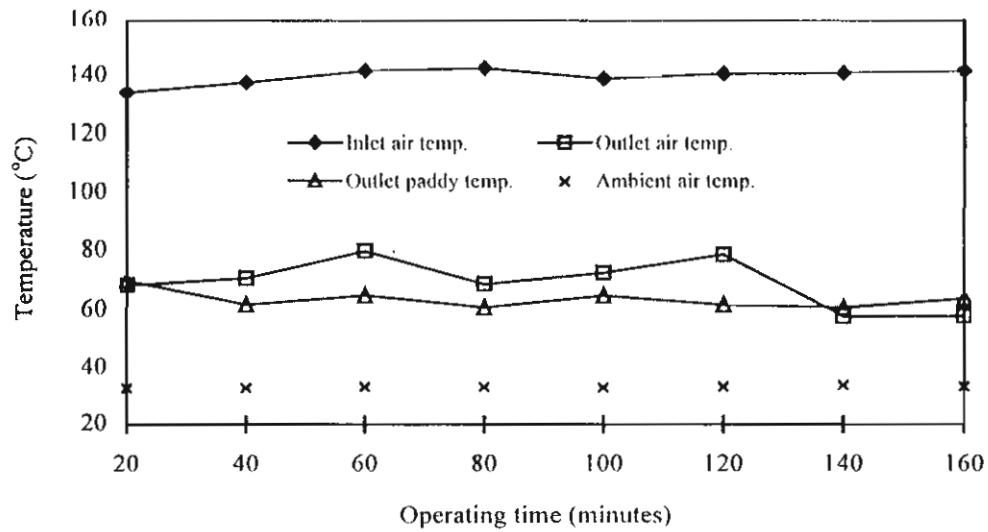


Figure 2 Evolution of temperatures at various locations.
(vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, average inlet moisture content = 28.0% d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, average outlet moisture content = 23.0% d.b.)

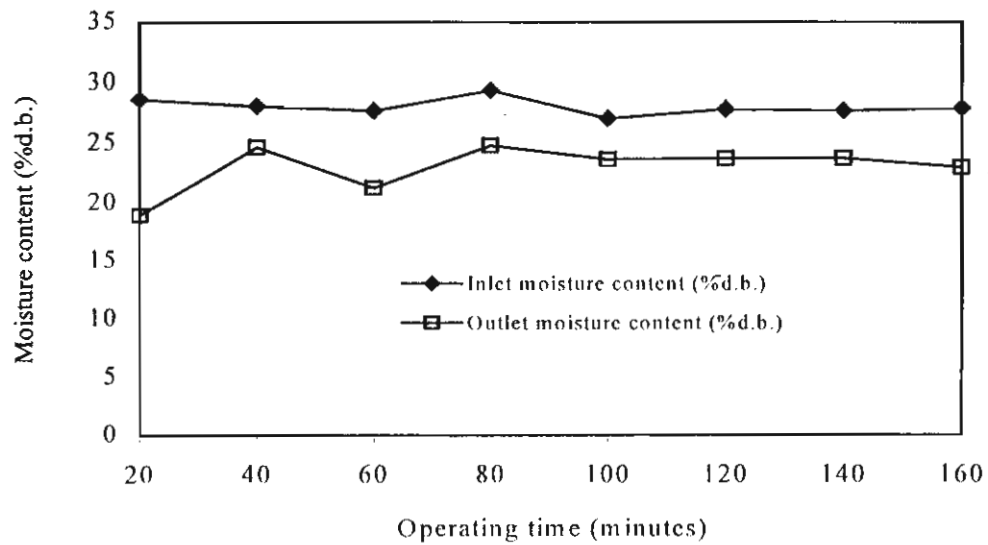


Figure 3 Evolution of inlet and outlet moisture content of paddy.
(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s)

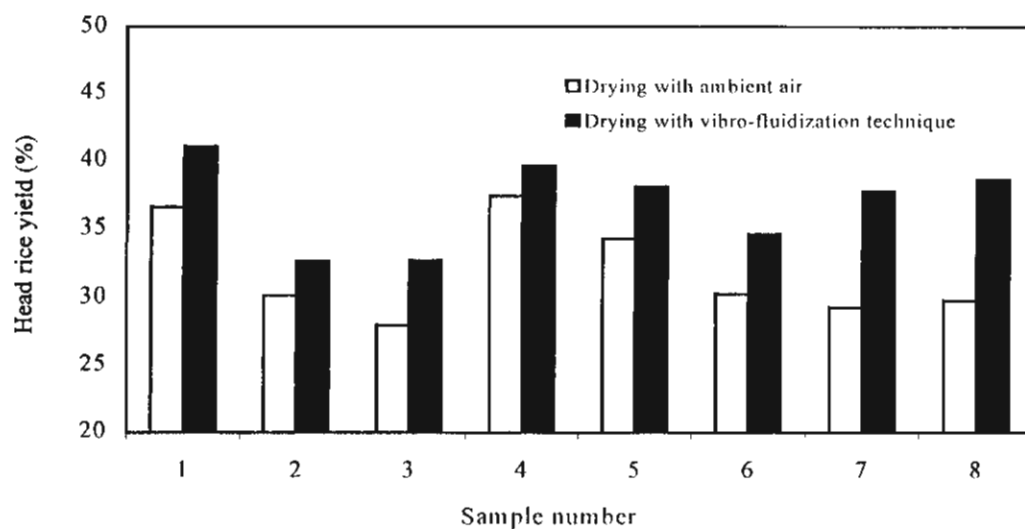


Figure 4 Comparison between head rice yield obtained from vibro-fluidized bed dryer and ambient air drying.
(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, average inlet moisture content = 28.0% d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, average outlet moisture content = 23.0% d.b.)

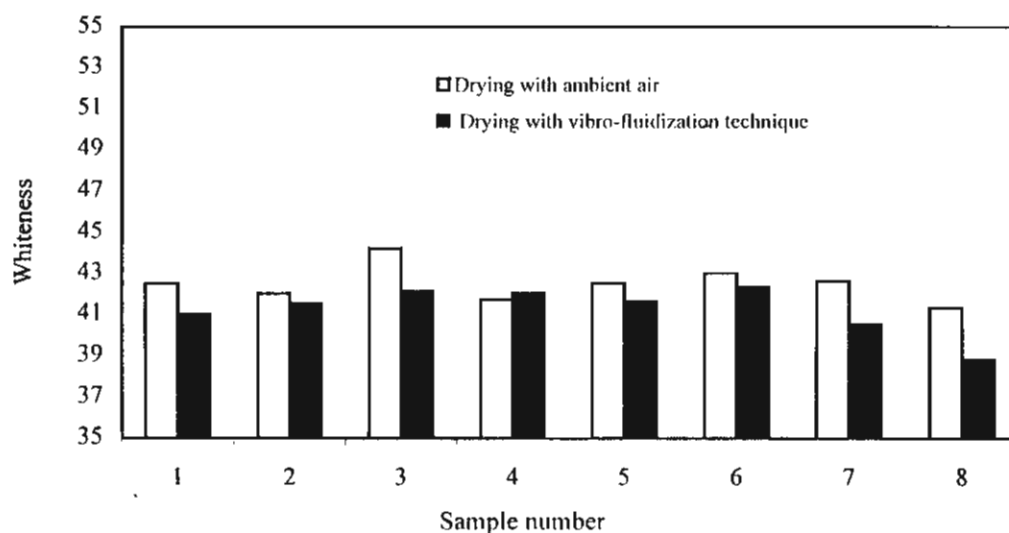


Figure 5 Comparison between rice whiteness obtained from vibro-fluidized bed dryer and ambient air drying.
(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, average inlet moisture content = 28.0% d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, average outlet moisture content = 23.0% d.b.)

Specific energy consumption

In using vibro-fluidized bed dryer, total electrical power consumption was 9646 W, divided into electrical power consumption of each component as follows:

- | | |
|-------------------------|-----------------------------|
| 1. Blower = 55.0% | 2. Vibrator = 10.4% |
| 3. Rotary feeder = 6.4% | 4. Rotary discharger = 7.1% |
| 5. Elevator = 13.0% | 6. Burner = 8.1% |

Test result showed that average primary energy consumption was 723 MJ/h, of which 88 MJ/h was primary energy in terms of electrical energy (multiplied by 2.6) and 635 MJ/h was thermal energy. Drying rate was 118 kg water/h. Total average specific primary energy consumption was 6.15 MJ/kg-water evaporated, close to that of paddy drying using fluidization technique without vibration. Electrical power of blower motor and vibrator motor was 55% as compared to electrical power of blower motor used in paddy drying using fluidization technique without vibration (Soponronnarit et al., 1998).

Cost analysis

The fabrication cost of vibro-fluidized bed dryer was 450,000 baht including labor cost and installing cost. (US\$ 1 = 40 baht). It was assumed that service life was 10 years, annual interest rate was 18% and salvage value was 10% of fixed cost. Other costs were based on the test results as follows: drying capacity of 4.82 t/h, initial and final moisture contents of paddy of 28 and 23% d.b., respectively and drying rate of 190 kg water/h. It was also assumed that the operating time of dryer is 90 days/year. The cost analysis was divided into two cases as follows: 1) In case of operating time of dryer 12 hours/day and 2) In case of operating time of dryer 24 hours/day. The results from cost analysis are as follows:

1) In case of operating time of dryer 12 hours/day, total drying cost was 305,015 baht/year which was divided into fabrication cost, 100,131 baht/year; diesel consumption cost, 170,726 baht/year; electrical energy cost, 16,070 baht/year; maintenance cost, 20,000 baht/year and salvage value, 1,913 baht/year. Therefore, total specific drying cost was 59 baht/ton of paddy (1.50 baht/kg-water evaporated) of which 19 baht/ton of paddy (0.5 baht/kg-water evaporated) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evaporated) was operating cost.

2) In case of operating time of dryer 24 hours/day, total specific drying cost was 49.5 baht/ton of paddy (1.25 baht/kg-water evaporated) of which 9.50 baht/ton of paddy (0.25 baht/kg-water evaporated) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evaporated) was operating cost.

Optimization

The mathematical model for the vibro-fluidized bed paddy dryer was validated with the experimental results and found that the model predicted drying rate and energy consumption fairly well. For fluidized bed paddy drying without vibration with capacity of 5 t/h, initial moisture of paddy of 30% d.b., and drying air velocity of 2.3 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature of 150°C, fraction of air recycled of 0.93 and bed height of 11.9 cm. SPEC and final moisture content were 5.74 MJ/kg-water evaporated and 24.9% d.b., respectively. For vibro-fluidized bed paddy drying with the same paddy feed rate and initial moisture content and drying air velocity of 1.5 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature, 143°C; fraction of air recycled, 0.83; bed height 9.9 cm; frequency, 5 Hz and vibration intensity, 2.5. SPEC and final moisture content were 5.36 MJ/kg-water evaporated and 26.0% d.b., respectively. Paddy drying with vibro-fluidization technique consumed primary energy 7% less as compared to fluidized bed drying without vibration.

CONCLUSION

In this research, a commercial-scale vibro-fluidized bed paddy dryer was tested. The operating conditions were as follows: paddy feed rate, 4.82 tons/h; paddy bed height, 11.5 cm; airflow rate, 1.7 m³/s; air velocity, 1.4 m/s; fraction of air recycled, 0.85 and vibration intensity, approximately 1 (frequency, 7.3 Hz and amplitude, 5 mm). In case of using average inlet air temperature of 140°C, it can be concluded as follows:

1) Vibro-fluidized bed dryer could reduce moisture content of paddy from 28% to 23% d.b with head rice yield and rice whiteness of 37% and 41.2, respectively while ambient air drying yielded head rice yield and rice whiteness of 32% and 42.5, respectively.

2) Total average specific primary energy consumption including thermal energy and electrical energy was 6.15 MJ/kg-water evaporated.

3) Summation of electrical power of blower motor and vibrator motor that used in vibro-fluidized bed dryer was approximately 55% of electrical power of blower motor used in fluidized bed dryer without vibration.

From optimization on vibro-fluidized bed paddy drying with capacity of 5 t/h. initial moisture of paddy of 30% d.b. and drying air velocity of 1.5 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature, 143°C; fraction of air recycled, 0.83; bed height, 9.9 cm; frequency, 5 Hz and vibration intensity, 2.5. SPEC and final moisture content were 5.36 MJ/kg-water evaporated and 26.0% d.b., respectively. Paddy drying with vibro-fluidization technique consumed primary energy 7% less as compared to fluidized bed drying without vibration.

In case of operating time of 1080 h/y, total cost of drying was 59 baht/ton of paddy (1.50 baht/kg-water evaporated) of which 19 baht/ton of paddy (0.5 baht/kg-water evaporated) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evaporated) was operating cost. US\$ 1 is equal to 40 baht.

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank to the Thailand Research Fund and Australian Center for International Agricultural Research for supporting this research, and to Rice Engineering Supply Co., Ltd. for her help in fabrication of the dryer.

REFERENCES

- Han, W., Mai, B. and Gu, T., 1991. Residence time distribution and drying characteristics of a continuous vibro-fluidized bed. *Drying Technology*, 9(1), 159-181.
- Ringer, D. and Mujumdar, A.S., 1982. Flow and immersed surface heat transfer in a vibro-fluidized bed. *Proceedings of the third International Symposium on Drying at McGill University, Canada*, 2. 201-207.
- Rysin, A.P., 1992. Theory and technology of food product drying in fluidized vibration bed. *Drying of Solids*. International Science Publisher and Oxford&IBH publishing Co. PVT. Ltd., New York. 86-99.
- Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology*, 12(7), 1667-1686.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O., 1996. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology*, 14, 2397-2410.

- Soponronnarit S., Rordprapat, W. and Wetchacama, S., 1998, Mobile fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology*, 16(7), 1501-1513.
- 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.
- Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N. and Wongpiyachon, S., 1999, Effect of drying on head rice yield using fluidization technique, *Drying Technology*, 17(1&2), 345-353.



**The Engineering Technology Exhibition
And Symposium 1999**

**การประชุมใหญ่วิชาการทางวิศวกรรม
ประจำปี 2542**

**กรุงเทพมหานคร
1-2 พฤศจิกายน 2542**

**Bangkok, Thailand
November 1-2, 1999**

Mathematical Simulation of Longan Fruit Drying

Aree Achariyaviriya, Somchart Soponronnarit and Jirawan Tiasuwan

School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok 10140.

Abstract

The objectives of this study were to develop a mathematical model and to simulate longan drying for evaluating the optimum conditions. The specific energy consumption and drying rate were used for the verification of the model. It was found that the simulated results agreed with some of those experiments. The effects on the specific energy consumption of drying air temperature, fraction of air recycled, and specific air flow rate were described. It was found that the specific air flow rate, drying air temperature and fraction of air recycled affect significantly on specific energy consumption. However, the effect of specific air flow rate and drying air temperature on specific energy consumption is small when fraction of air recycled is big.

1. Introduction

Longans are an important commercial fruit in the north part of Thailand. Fresh longans have high moisture content; thus, they can be stored for a short period of time. Longan drying process can extend a period of time for preservation and can reduce loss arising from seasonal glut. Dried longans are widely consumed as a dried fruit, made longan juice, put in cake, and so on. Basically, conventional hot air dryers are the most widely used for the production of dried longans. In the literature, there are few reports on longan drying. Vongnichakul and Phanvuch [1] evaluated the drying constant and sorption isotherms of longans. Sitthipong et al. [2] and Sitthipong et al. [3] tested and modified existing dryers of

longans by experiments. The goal of their study was to meet the technical and economic requirements for the drying of longans. The investigation of optimum drying conditions can be recovered by experiments or computer simulation. Therefore, a mathematical model for longan drying needs to be developed.

The objectives of the present work are to develop a mathematical model and to simulate longan drying. The effects of drying air temperature and specific air flow rate on energy consumption are investigated. Also, the effects of dryers with and without air recirculation on energy consumption are described.

2. Materials and Methods

2.1 Development of Mathematical Model

A mathematical model of cabinet dryers is composed of drying model and performance model. The assumptions of the model are as follows: thermal equilibrium exists between moist air and longans, the walls of the dryer are adiabatic, the internal energy changes of the dryer and longans are negligible. The schematic diagram of a cabinet dryer is shown in Figure 1. The details of the model are as follows:

2.1.1 Drying Model

The moist air properties at outlet drying chamber can be calculated by using the principle of mass and energy conservation to control volume 2 in Figure 1. They can be written as

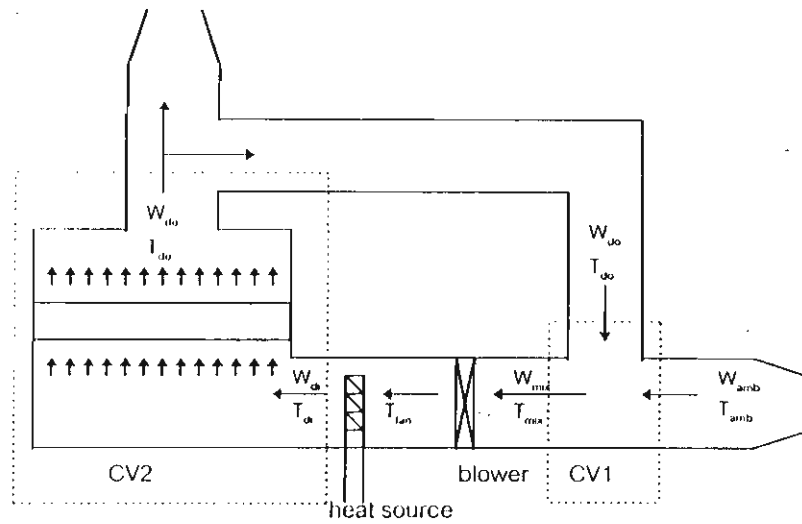


Figure 1. Schematic diagram of a cabinet dryer.

$$t m_d(W_{do}-W_{di}) = m_p(M_i-M_f) \quad (1)$$

$$m_d[C_a T_{di} + W_{di}(h_{fg} + C_v T_{di}) - C_a T_{do} - W_{do}(h_{fg} + C_v T_{do})] = 0 \quad (2)$$

$$SEC = (2.6E + Q_h) / [(M_{in} - M_f)m_p] \quad (6)$$

$$DR = m_w / DT \quad (7)$$

The model for calculating longans moisture content during drying is based on the thin layer drying rate equation developed by Vongnichakul and Phanvuch [1]. They are given by equations (3) to (5).

$$M_f = M_i + (M_{eq} - M_{in}) \Delta t K \exp(-Kt) \quad (3)$$

$$K = 0.0023(T_{di} + 273) - 0.739 \quad (4)$$

$$M_{eq} = A [RH_{di} / (1 - RH_{di})]^B \quad (5)$$

Where,

$$A = 2.3015 - 0.00615(T_{di} + 273)$$

$$B = -1.3453 + 0.00507(T_{di} + 273)$$

2.1.2 Performance Model

The performances of the dryer are defined as specific energy consumption (SEC) and drying rate (DR). They can be written as

2.2 Simulation Procedure

A computer program for dryers with and without air recirculation has been developed to evaluate the effects of drying air temperature, specific air flow rate and fraction of air recycled on specific energy consumption. The inputs are as follows: the initial moisture content of longans, the specific air flow rate, the drying air temperature, the fraction of air recycled, and the other constants. The humidity ratio of air entering drying chamber (W_{di}), the humidity ratio of air leaving drying chamber (W_{do}), and equilibrium moisture content (M_{eq}) are the guess values. The steps of the calculation are as follows: the drying model is calculated, and then the W_{di} , W_{do} and M_{eq} are checked. If they are not equal to the guess values, the new guess values will be calculated by using Newton-Raphson technique, and the system model is calculated

again. The calculation continues until the guess values are relatively equal to the new ones. The next step is to check the relative humidity of air leaving drying chamber whether it is feasible. If it is higher than 1, the moisture condensation is calculated, and then the variables are recalculated. Finally, the performance model is calculated. The after drying moisture content of longans is checked. If it is higher than the desired value, the before drying moisture content is replaced by the after drying moisture content, and then the time step is advanced. The calculation continues until the moisture content of longans is less than or equal to the desired value.

3. Results and Discussion

3.1 Verification of Mathematical Model

The experimental results of longan drying conducted by Sitthipong et al. [2] and the simulated results are shown in Table 1. The drying conditions are fraction of air recycled of 0.9, specific air flow rate of 33.7 kg-dry air/h-kg dry longans, and initial moisture content of 316 % d.b. The other conditions are also shown in Table 1. Specific energy consumption (SEC) and average drying rate (DR) are used for the verification of the mathematical model. It can be observed that the simulated results agree with some of those experiments.

Table 1. Experimental and simulated results of longan drying.

Batch No.	Fresh weight (kg)	Dried weight (kg)	Drying air temp. (°C)	Experiments			Simulation		
				DT*	DR**	SEC***	DT*	DR**	SEC***
1	805	259	65	48	11.4	3.5	57	9.6	6.3
2	950	301	64	75	8.7	3.9	64	10.1	6.0
3	1080	357	63	73	9.9	4.2	62	11.7	5.5
4	960	310	73	55	11.8	4.2	36	18.1	4.8
5	900	310	75	49	12.0	4.4	33	17.9	4.8
6	1000	315	75	59	11.6	4.1	34	20.1	4.7
7	1000	329	75	63	10.7	4.2	31	21.6	4.5
8	965	340	74	60	10.4	4.5	29	21.6	4.4
9	1000	317	73	61	11.2	4.2	37	18.5	4.8
10	1000	332	77	58	11.5	4.5	27	24.7	4.3
11	930	340	64	55	10.7	4.4	47	12.6	5.3
12	810	277	65	53	10.1	4.2	50	10.7	5.9
13	1050	375	63	73	9.2	4.1	52	13.0	5.2
14	1000	314	68	68	10.1	4.1	51	13.5	5.4
15	1000	319	73	60	11.4	4.3	37	18.4	4.8

* Drying time, h

** Drying rate, kg water/h

*** Specific energy consumption, MJ/kg water

3.2 Effect of Specific Air Flow Rate

Figure 2 shows the effect of specific air flow rate (SAF) on specific energy consumption (SEC) at different fraction of air

recycled. The simulated drying conditions are specific air flow rate varying from 6 to 40 kg-dry air/h-kg dry longans, fraction of air recycled of 0 %, 50 % and 95 %, drying air

temperature of 70 °C, initial longan-weight of 1000 kg, ambient temperature of 35 °C, ambient humidity ratio of 0.015 kg-water/kg-dry air, and initial and final moisture content of 316 % and 42 % d.b., respectively. It is found that SEC depends upon the SAF and fraction of air recycled, namely, the SEC decreases with increasing SAF to a minimum point, and then the SEC increases due to an excessively air

flow rate. Furthermore, it can be clearly seen that if fraction of air recycled increases, the minimum SEC decreases slightly and the optimum SAF increases while the drying time is relatively equal. In the current study, the minimum SEC occurs at SAF of 30 kg-dry air/h-kg dry longans, fraction of air recycled of 95 % and drying time of 40 h.

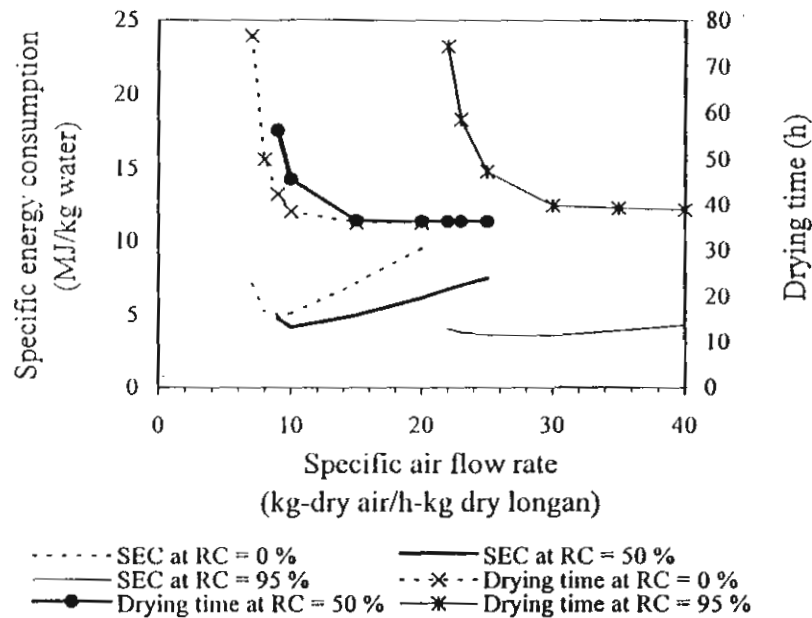


Figure 2. Effect of specific air flow rate on specific energy consumption at various fractions of air recycled. (initial longan-weight of 1000 kg, initial moisture content of 316 % d.b., final moisture content of 42 % d.b., ambient temperature of 35 °C, ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air and drying air temperature of 70 °C. RC = fraction of air recycled, SEC = specific energy consumption)

3.3 Effect of Drying Air Temperature

The effect of drying air temperature on SEC are also study. Figure 3 shows SEC versus drying air temperature at various SAF. The simulated drying conditions are drying air temperature varying from 60 to 96 °C, fraction of air recycled of 0 % and specific air flow rate of 10 and 20 kg-dry air/h kg-dry longans. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the drying

air temperature affects markedly on SEC at both SAF, namely, the SEC decreases with increasing drying air temperature to a minimum point, and then the SEC increases. Moreover, it can be concluded that the optimum drying air temperature increases with SAF. The minimum value of SEC with the SAF of 10 kg-dry air/h kg- dry longans is nearly the same as that with the SAF of 20 kg-dry air/h kg- dry longans.

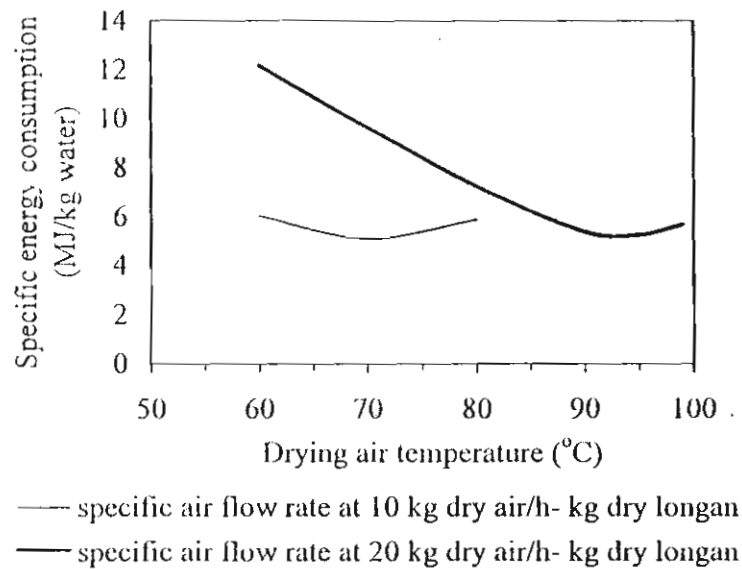


Figure 3. Effect of drying air temperature on specific energy consumption at fractions of air recycled of 0 %. (initial longan-weight of 1000 kg, initial moisture content of 316 % d.b., final moisture content of 42 % d.b., ambient temperature of 35 °C and ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air)

3.4 Effect of Fraction of Air Recycled

Figure 4 shows the effect of fraction of air recycled on SEC and drying time at various drying air temperatures. The simulated drying conditions are fraction of air recycled varying from 0 to 99 %, specific air flow rate of 33.7 kg-dry air/h kg-dry longans. and drying air temperature of 65, 70 and 75 °C. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the SEC decreases with increasing fraction of air recycled to a minimum value, and then the SEC increases since humidity ratio in the drying air is an over high value. Consequently, the drying time grow up. The optimum SEC occurs at fraction of air recycled of 95 %, drying air temperature of 75 °C and drying time of 30 h. However, the drying air temperature should not exceed 75 °C due to the limitation of product quality.

4. Conclusions

The mathematical model of longan drying predicts fairly the drying rate and specific energy consumption. The specific air flow rate, drying air temperature and fraction of air recycled affect significantly on specific energy consumption. However, the effects of specific air flow rate and drying air temperature on specific energy consumption are small when fraction of air recycled is big.

5. Recommendations

Further study is needed to improve the mathematical model and to clarify the physical and thermal properties of longan drying. Diffusion model is also needed to be developed.

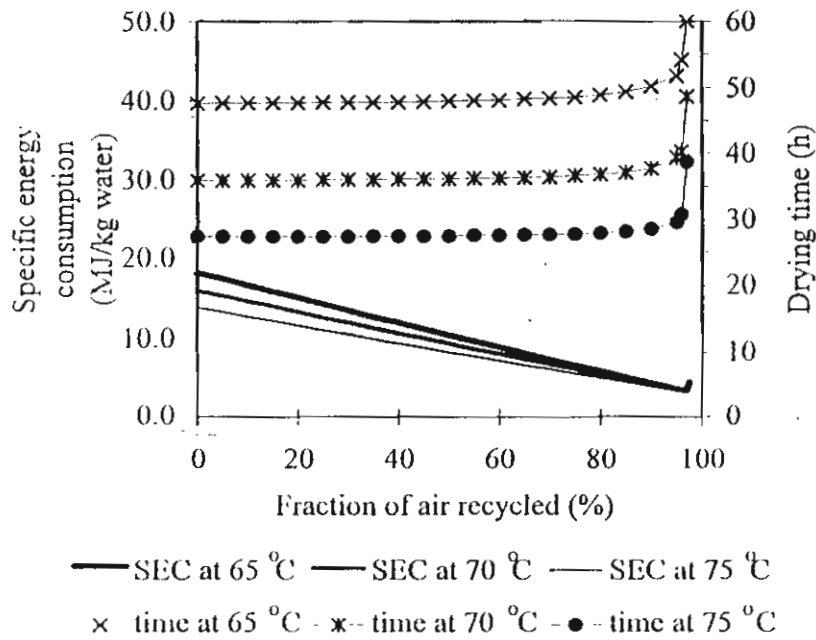


Figure 4. Effect of drying air temperature on specific energy consumption at various drying air temperatures. (initial longan-weight of 1000 kg, initial moisture content of 316 % d.b., final moisture content of 42 % d.b., ambient temperature of 35 °C and ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg-dry air, specific air flow rate of 33.7 kg-dry air/h- kg dry longans. SEC = specific energy consumption)

6. Notation

C specific heat capacity, kJ/kg °C
 DT drying time, h
 E rate of electricity consumption, kJ/h
 h_{fg} specific evaporated enthalpy, kJ/kg
 K drying constant, h⁻¹
 M moisture content, decimal dry-basis
 m_p dry mass of product, kg
 m_d dry mass air flow rate, kg-dry air/h
 m_w water evaporated, kg
 Q_h the rate of heat consumption, kJ/h
 RH relative humidity, decimal
 t drying time, h
 T temperature, °C
 Δt time interval, h
 W humidity ratio, kg-water/kg-dry air

Subscripts

a air
 di entering drying chamber

do leaving drying chamber
 eq equilibrium condition
 f after drying
 i before drying
 in initial condition
 v vapor

7. Acknowledgments

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

References

- [1] Vongnichakul, R. and Phanvuch, R.,1997, Study of Equilibrium Moisture Content and Drying Constant of Longans, Master of Engineering Thesis, Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University, 90 p.

- [2] Sitthipong, N., Hirun, A., Siripabpra, P., Rerkkriangkrai, P., Achariyaviriya, S., Thavornun, S., Promwungkwa, A. and Kamalaspitak, S., 1992 Multi-crop Dryers Project, Final report (Phase 2), IDRC File No. 3-P-88-0234, Department of Mechanical Engineering Chiang Mai University, 92 p.
- [3] Sitthipong, N., Hirun, A., Klongpanich, W., Thertoon, P., Siratanapanta, T., Thavornun, S. and Kamalaspitak, S., 1988 Multi-crop Dryers Project, Final report (Phase 1), IDRC File No. 3-P-88-0234, Department of Mechanical Engineering Chiang Mai University, 179 p.



**The Engineering Technology Exhibition
And Symposium 1999**

**การประชุมใหญ่วิชาการทางวิศวกรรม
ประจำปี 2542**

กรุงเทพมหานคร

1-2 พฤศจิกายน 2542

Bangkok, Thailand

November 1-2, 1999

การอบแห้งมะม่วงแช่แข็งโดยใช้ปั๊มความร้อน

Mango Glace' Drying by Heat Pump

ศักดิ์รินทร์ รัสศรี สมชาติ โสภณวรรณฤทธิ์ และ ธนิศ ศวัสดิเสวี
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
ถนนพระอาทิตย์ บางมด กรุงเทพฯ 10140
โทร. 470-8624 โทรสาร 427-9062

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อทำการทดลองอบแห้งมะม่วงแช่แข็งและศึกษาคุณภาพของมะม่วงแช่แข็งหลังการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน ระบบเงื่อนไขการทดลองมีดังนี้ อบแห้งแบบระบบวงจรปิด (Close loop system) ตั้งอุณหภูมิอบแห้งที่ 50 °C น้ำหนักมะม่วงแช่แข็ง 40 กิโลกรัม อัตราผ่านอากาศไหลเข้าเครื่องทำระเหย (By-pass air) 63 เปอร์เซ็นต์ เปลี่ยนแปลงอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศอบแห้งในช่วง 0.321-0.428 กิโลกรัมต่อวินาที ขนาดมะม่วงแช่แข็งเฉลี่ย 2.8 x 6.5 x 0.5 ลูกบาศก์เซนติเมตร ความชื้นเริ่มต้นของมะม่วงแช่แข็ง 85 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จากการทดลองพบว่า อัตราการอบแห้งเท่ากับ 0.428 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง อัตราการควบแน่นของน้ำจากเครื่องทำระเหย (moisture extraction rate, MER) เท่ากับ 0.434 กิโลกรัมน้ำที่ควบแน่นต่อชั่วโมง สามารถลดความชื้นมะม่วงแช่แข็งลงเหลือ 18 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในระบบเท่ากับ 10.99 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย (ค่า Specific moisture extraction rate, SMER เท่ากับ 0.328 กิโลกรัมน้ำที่ระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง) ที่อัตราการไหลเฉพาะค่าสุดของอากาศ 53.45 กิโลกรัมอากาศแห้งต่อชั่วโมงต่อกิโลกรัมมะม่วงแช่แข็ง สมรรถนะระบบปั๊มความร้อน (COP_p) อยู่ระหว่าง 3.70 - 4.65 คุณภาพมะม่วงแช่แข็งหลังการอบแห้งได้มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรม มีสีหน้าแห้งไม่เกาะติดกัน เมื่อไม่ผ่าครึ่ง มีรูปร่างและรูปทรงสม่ำเสมอ มีสีส้มปนแดงค่อนข้างอ่อน (Code 34-C ตามมาตรฐานเทียบสี R.H.S. Colour Chart) ซึ่งอยู่ในเกณฑ์

ABSTRACT

The objectives of this research were to test heat pump drying of mango glace' and to study the quality of mango glace' after drying. The drying conditions were as follows: close loop with drying air temperature of 50 °C, initial weight 40 kg, by-pass air 63 %, air flow rate 0.321-0.428 kg/s, average mango glace' dimension 2.8 x 6.5 x 0.5 cm, initial and final moisture contents were 85 and 18 % d.b., respectively. The results were as follows: drying rate was 0.428

kg-water evaporated/h, moisture extraction rate (MER) from evaporator was 0.434 kg-water condensed/h, energy consumption was 10.99 MJ/kg-water evaporated or specific moisture extraction rate (SMER) was 0.328 kg-water evaporated/kWh at minimum specific air flow rate of 53.45 kg-dry air/h.kg-dry mango glace'. The coefficient of performance of heat pump (COP_p) varied from 3.70 to 4.65. The quality of mango glace' after drying was acceptable according to the industrial product standard with light reddish-orange colour (Code 34-C from R.H.S colour hart), dry surface, and good and uniform shape.

1. คำนำ

เนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศที่มีผลไม้หลายชนิด เช่น มะม่วง ทุเรียน มะละกอ และสับปะรด เป็นต้น ผลไม้ส่วนใหญ่เป็นที่ต้องการของตลาดทั้งในและต่างประเทศ แต่ยังมีปัญหาในเรื่องของการเก็บรักษาและการขนส่ง เนื่องจากผลไม้มีความชื้นสูง ทำให้เกิดการเน่าเสียได้ง่าย ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีกระบวนการที่สามารถเก็บรักษาผลไม้ให้ไว้ระยะเวลาเวลานานขึ้น วิธีการแก้ปัญหาเมื่ออยู่หลายวิธี เช่น การตากแดด การกวน และการอบแห้ง แต่วิธีที่ได้ผลและนิยมนานมากที่สุดในปัจจุบันคือวิธีการอบแห้ง การอบแห้งมีข้อเสียคือ ต้นทุนค่าใช้จ่ายสูง แต่หากใช้งานในระยะยาวก็จะให้ผลที่คุ้มค่า การอบแห้งผลไม้มักกำหนดอุณหภูมิอากาศอบแห้งประมาณ 60-70 °C ถ้าสูงกว่านี้จะทำให้ผลิตภัณฑ์มีสีเข้ม ผิวที่ขรุขระมาก ในเครื่องอบแห้งขนาดเล็ก ความร้อนที่ใช้ในการอุ่นอากาศส่วนใหญ่ผลิตมาจากไฟฟ้า หรือแก๊สปิโตรเลียมเหลว (LPG) งานวิจัยนี้ขอเสนอวิธีการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน ซึ่งให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ในเกณฑ์ที่ดี โดยวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อทำการทดลองอบแห้งและศึกษาคุณภาพของมะม่วงแช่แข็งหลังการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน

Chou และคณะ [1] ศึกษาการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน ซึ่งใช้เครื่องปรับอากาศแบบหน้าต่างขนาด 1 ตัน (ความเย็น) ทำการทดลองอบแห้งกล้วยและสับปะรด แบ่งออกเป็น 2 ระบบคือ 1) ระบบวงจรเปิด

ในระบบวงจรปิด พบว่า การออกแบบระบบให้สามารถอบแห้งผลไม้ ได้เร็วหรือเร็วกว่าแบบระบบเปิด Young และคณะ [1] ก็ยกมาอธิบายถึง วัสดุที่ใช้เป็นความร้อน ในห้องอบแห้งมีอุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิ วัสดุที่ใช้ ทดลองอบแห้งคือ ขิง มะเขือเทศ และแต้บ พบว่า เมื่ออุณหภูมิอบแห้ง และความเร็วอากาศในห้องอบแห้งสูงขึ้น ระยะเวลาในการอบแห้งสั้นลง และเมื่อเพิ่มขนาดของวัสดุจะทำให้ระยะเวลาในการอบแห้งเพิ่มขึ้นด้วย Saponromnarit และคณะ [3] ศึกษาการอบแห้งมะละกอแช่ด้วยโซเดียม ความร้อนแบบอัดไอ ใช้สารทำความเย็น R-22 ทำการทดลองอบแห้ง แบบวงจรปิด อุณหภูมิอบแห้ง 50 °C พบว่า สมรรถนะของระบบปั๊ม ความร้อน (COP_h) มีค่าอยู่ระหว่าง 3.71-3.85 ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง ทั้งหมดเท่ากับ 12.8 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย

2. อุปกรณ์และวิธีการ

2.1 อุปกรณ์

เครื่องอบแห้งผลไม้โดยใช้ปั๊มความร้อนในงานวิจัยเป็นแบบ ระบบวงจรปิด (close loop system) ดัง Figure 1 มีส่วนประกอบสำคัญ ดังนี้ ตู้อบแห้งมีปริมาตรภายใน 0.90 x 0.80 x 0.75 m³ ถาดอบแห้งพื้นที่ 0.63 x 0.72 cm² จำนวน 12 ถาด เครื่องอัดไอแบบถูกสูบขนาด 1.3 kW เครื่องควบแน่นตัวใน (Internal condenser) และเครื่องควบแน่นตัวนอก (External condenser) ขนาด 4.5 kW จำนวน 4 x 13 แถว มีครีบบ (fin) จำนวน 5.5 ครีบบต่อเซนติเมตร เครื่องทำระเหย ขนาด 3.66 kW จำนวน 3 x 8 แถว มีครีบบจำนวน 5.5 ครีบบต่อเซนติเมตร วาล์วลดความดันชนิด หลอดคุกกี้ (capillary tube valve) ขนาด 100 x 0.164 cm จำนวน 2 วงจร เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดอากาศกับอากาศ (Recuperator) อัตรา การไหลเชิงมวลของอากาศ 0.321-0.428 kg/s พัดลมแรงเหวี่ยงใบพัดโค้ง หน้า ขนาด 0.75 kW สามารถปรับความเร็วรอบได้ พัดลมสำหรับเครื่อง ควบแน่นตัวนอกเป็นแบบโหลตามแกน ขนาด 50 W พัดลมสำหรับ เครื่องทำระเหยเป็นแบบใบพัดโค้งหน้า ขนาด 50 W

2.2 วิธีการ

ในการทดลองอบแห้งมะม่วงแช่เย็นโดยใช้ปั๊มความร้อน ได้ทำ การบันทึกข้อมูลต่าง ๆ ดังนี้ อัตราการไหลของอากาศ อุณหภูมิกระเปาะ แห้งและกระเปาะเปียกของอากาศก่อนและหลังอบแห้ง อุณหภูมิอากาศ ขนเข้าเครื่องควบแน่นตัวใน ขาออกเครื่องควบแน่นตัวนอก ขาออกเครื่อง Recuperator ขาเข้าและออกจากเครื่องทำระเหย, อุณหภูมิของมะม่วงแช่เย็นใน ถาดชั้นที่ 2, 7 และ 12, ความชื้นมะม่วงแช่เย็นก่อนอบแห้ง, น้ำหนัก มะม่วงแช่เย็นในถาด, น้ำหนักน้ำที่ควบแน่นออกจากเครื่องทำระเหย, หลังงานที่ใช้ในระบบ, อุณหภูมิและความดันในวงจรสารทำความเย็นที่ ตำแหน่ง ขาเข้าและขาออกเครื่องควบแน่นตัวใน, ขาเข้าและขาออก เครื่องควบแน่นตัวนอก และขาเข้าและขาออกเครื่องทำระเหย

3. ผลและวิจารณ์

3.1 ผลการทดลองอบแห้งมะม่วงแช่เย็นโดยใช้ปั๊มความร้อน

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการทดลองอบแห้งมะม่วงแช่เย็นจำนวน 4 การทดลอง สภาวะเงื่อนไขการทดลองมีดังนี้ อบแห้งแบบระบบวงจรปิด อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งคงที่ 50 °C น้ำหนักมะม่วงแช่เย็นก่อนอบแห้ง 40 kg อัตราส่วนอากาศไหลเข้าเครื่องทำระเหยคงที่ 63 % เปลี่ยนแปลง อัตราการไหลเชิงมวลระหว่าง 0.321-0.428 kg/s ขนาดมะม่วงแช่เย็นเฉลี่ย 2.8 x 6.5 x 0.6 cm³ ผลการทดลองสรุปไว้ใน Table 1

3.1.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศตามจุดต่าง ๆ

จากการทดลองวัดและเก็บข้อมูลอุณหภูมิตามจุดต่าง ๆ ของ วงจรอากาศ เขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของอากาศกับ ระยะเวลาที่ใช้อบแห้ง ดังแสดงใน Figure 2 พบว่า ความแตกต่างอุณหภูมิ อากาศขาเข้าและออกจาก Internal condenser อยู่ระหว่าง 9-10 °C ความ แตกต่างอุณหภูมิอากาศขาเข้าและออกจากเครื่องทำระเหยอยู่ระหว่าง 16- 18 °C และความแตกต่างอุณหภูมิขาเข้าและออกจาก Recuperator อยู่ ระหว่าง 3-4 °C และพบว่า อุณหภูมิของมะม่วงแช่เย็นในถาดชั้นต่าง ชั้น กลาง และชั้นบนของรถเข็น มีความแตกต่างกันน้อยมาก คืออยู่ระหว่าง 1-2 °C ดัง Figure 3

3.1.2 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของมะม่วงแช่เย็น

จากการทดลองสามารถที่จะทราบความชื้นที่เปลี่ยนแปลงไป ตลอดจนเวลาได้ เนื่องจากการอ่านค่าปริมาณน้ำที่ระเหยของมะม่วงแช่เย็น จากเครื่องชั่ง Load cell และจากการเก็บข้อมูลปริมาณน้ำที่ควบแน่นจาก เครื่องทำระเหย นำข้อมูลที่ได้มาเขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง อัตรา การระเหยน้ำจากมะม่วงแช่เย็น และอัตราการควบแน่นของน้ำจากเครื่อง ทำระเหย (Moisture extraction rate, MER) กับเวลาที่ใช้อบแห้ง พบว่า มี ค่าต่างกันเล็กน้อย ดังแสดงใน Figure 4

3.2 การวิเคราะห์สมรรถนะการอบแห้ง

ผลการวิเคราะห์หาประสิทธิภาพการอบแห้ง แสดงใน Table 1 อัตราการอบแห้งอยู่ในช่วง 0.267-0.428 kg-water evaporated/h อัตราการ ควบแน่นของน้ำจากเครื่องทำระเหยอยู่ในช่วง 0.275-0.434 kg-water evaporated/h ความสิ้นเปลืองพลังงานมีค่าต่ำสุดเท่ากับ 10.99 MJ/kg- water evaporated (specific moisture extraction rate, SMER เท่ากับ 0.328 kg-water evaporated/kWh ที่อัตราการไหลเฉพาะของอากาศต่ำ สุดเท่ากับ 53.45 kg-dry air/h.kg-dry mango glacc¹. สมรรถนะของ ระบบปั๊มความร้อน (COP_h) มีค่าอยู่ระหว่าง 3.70-4.65

3.3 คุณภาพของผลิตภัณฑ์

จากการทดสอบคุณภาพของมะม่วงแช่แข็งมีการยอมรับกันว่ามีลักษณะผิวแห้งไม่เกาะติดกัน เนื้อไม่แข็งกระด้าง มีรูปร่างและขนาดสม่ำเสมอตามมาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรม มีสีส้มปนแดงค่อนข้างอ่อน ตาม Code 34-C ตามมาตรฐานเทียบสี R.H.S. Color Chart ซึ่งอยู่ในเกณฑ์ดี

3.4 การประเมินค่าใช้จ่าย

เงื่อนไขที่ใช้ในการประเมินค่าใช้จ่ายมีดังนี้ ค่าต้นทุนการผลิต 40 กิโลกรัมต่อขวด ใน 1 ปี เครื่องอบแห้งทำงาน 96 ชม. ระยะเวลาการอบแห้งเฉลี่ย 35 ชั่วโมงต่อขวด ใน 1 สัปดาห์อบแห้ง 2 ครั้ง ครั้งละ 2 วัน อีก 3 วันที่เหลือใช้เวลานี้ในการเตรียมมะม่วงแช่แข็ง อบแห้งมะม่วงแช่แข็งได้ ปีละ 3840 kg ราคาต้นทุนสร้างเครื่องอบแห้ง 59,012 บาท ใช้อุปกรณ์ใช้งานของเครื่องอบแห้ง 10 ปี และ 5 ปี (กรณีการบำรุงรักษาไม่คิด) ค่าบำรุงรักษารายปีร้อยละ 5 ของต้นทุนสร้างเครื่องอบแห้ง มูลค่าซากคิดเป็นร้อยละ 10 ของต้นทุนสร้างเครื่องอบแห้ง ความสามารถในการระเหยน้ำ 14.8 กิโลกรัมที่ระเหยต่อขวด ราคาไฟฟ้า 1.55 บาทต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง อัตราการใช้ไฟฟ้า 1.5 kW/h

กรณีคิดอุปกรณ์ใช้งานของเครื่องอบแห้ง 10 ปี ค่าใช้จ่ายรวมรายปี 25,799 บาทต่อปี หรือคิดเป็น 18.2 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหยแบ่งเป็น ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่อง 9.2 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย ค่าไฟฟ้า 6.9 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย และค่าบำรุงรักษา 2.1 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย

กรณีคิดอุปกรณ์ใช้งานของเครื่องอบแห้ง 5 ปี ค่าใช้จ่ายรวมรายปี 31,503 บาทต่อปี หรือคิดเป็น 22.2 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหยแบ่งเป็น ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่อง 13.2 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย ค่าไฟฟ้า 6.9 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย และค่าบำรุงรักษา 2.1 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย

4. สรุป

จากการศึกษาการอบแห้งมะม่วงแช่แข็งโดยใช้ปั๊มความร้อนสรุปได้ดังนี้

1) การอบแห้งมะม่วงแช่แข็งโดยใช้ปั๊มความร้อนใช้เวลาประมาณ 35 hours สามารถระเหยน้ำได้ 0.428 kg-water evaporated/h ตีเป็นพลังงานไฟฟ้า 10.99 MJ/kg-water evaporated (SMER = 0.328 kg-water evaporated/kWh) ที่อัตราการไหลเฉพาะค่าสุดท้ายของอากาศ 53.45 kg-dry air/h.kg-dry mango glaze

2) สมรรถนะของระบบปั๊มความร้อน COP_{hp} มีค่าระหว่าง 3.70-4.65

3) คุณภาพของมะม่วงแช่แข็งหลังการอบแห้ง ผิวแห้งไม่เกาะติดกัน เนื้อไม่แข็งกระด้าง มีรูปร่างและขนาดสม่ำเสมอ ซึ่งได้

ตามมาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรม มีสีส้มปนแดงค่อนข้างอ่อน ตาม Code 34-C ตามมาตรฐานเทียบสี R.H.S. Color Chart ซึ่งอยู่ในเกณฑ์ดี

4) ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้งมะม่วงแช่แข็งรวมรายปีกรณีอุปกรณ์ใช้งานเครื่องอบแห้ง 10 ปี และ 5 ปี เท่ากับ 18.2 และ 22.2 บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหยตามลำดับ

5 กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบพระคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

- [1] S.K. Chou, M.N.A. Hawlader, J.C. Ho, N.E. Wijesundera, and S. Rajasekar, "Performance of a heat pump assisted dryer", International Journal of Energy Research, Vol. 18, 1994, pp. 605-622.
- [2] G. Young, S. Birchall and R.L. Mason, "Heat Pump Drying of Food Products Prediction of Performance and Energy Efficiency", Fourth ASEAN Conference on Energy Technology, 28-29 August, 1995, Bangkok, pp. 240-247.
- [3] S. Soponronnarit, S. Wetchacama, A. Nathakaranakule, T. Swasdisewi, and P. Rukprang, "Fruit Drying Using Heat pump", Proceedings of the International Drying Symposium (IDS'98), Halkidiki, Greece, August 19-22, Vol. B, 1998, pp. 1426-1431.

Table 1 Experimental drying results.

Description	Test No.			
	1	2	3	4
Conditions of mango glaze				
Average moisture before drying, % d.b.	84.1	85.3	85.3	84.8
Average moisture after drying, % d.b.	18.0	18.1	18.1	18.1
Initial weight, kg	40	40	40	40
Final weight, kg	25.6	25.5	25.5	25.6
Drying air conditions				
Average drying air temperature, °C	48.4	48.8	48.2	48.2
Specific air flow rate, kg-dry air/h.kg-dry mango glaze	71.24	60.72	53.57	53.45
By-pass air, %	63	63	63	63
Drying time, h	52	48	34	36
Performance of heat pump dryer				
Drying rate, kg-water evaporated/h	0.267	0.302	0.424	0.428
MER, kg-water condensed/h	0.275	0.308	0.428	0.434
SMER, kg-water evaporated/kWh	0.193	0.220	0.313	0.328
SEC, MJ/kg-water evaporated	18.65	16.34	11.51	10.99
COP _{hp}	4.65	4.09	3.70	3.84

* SEC = Specific energy consumption

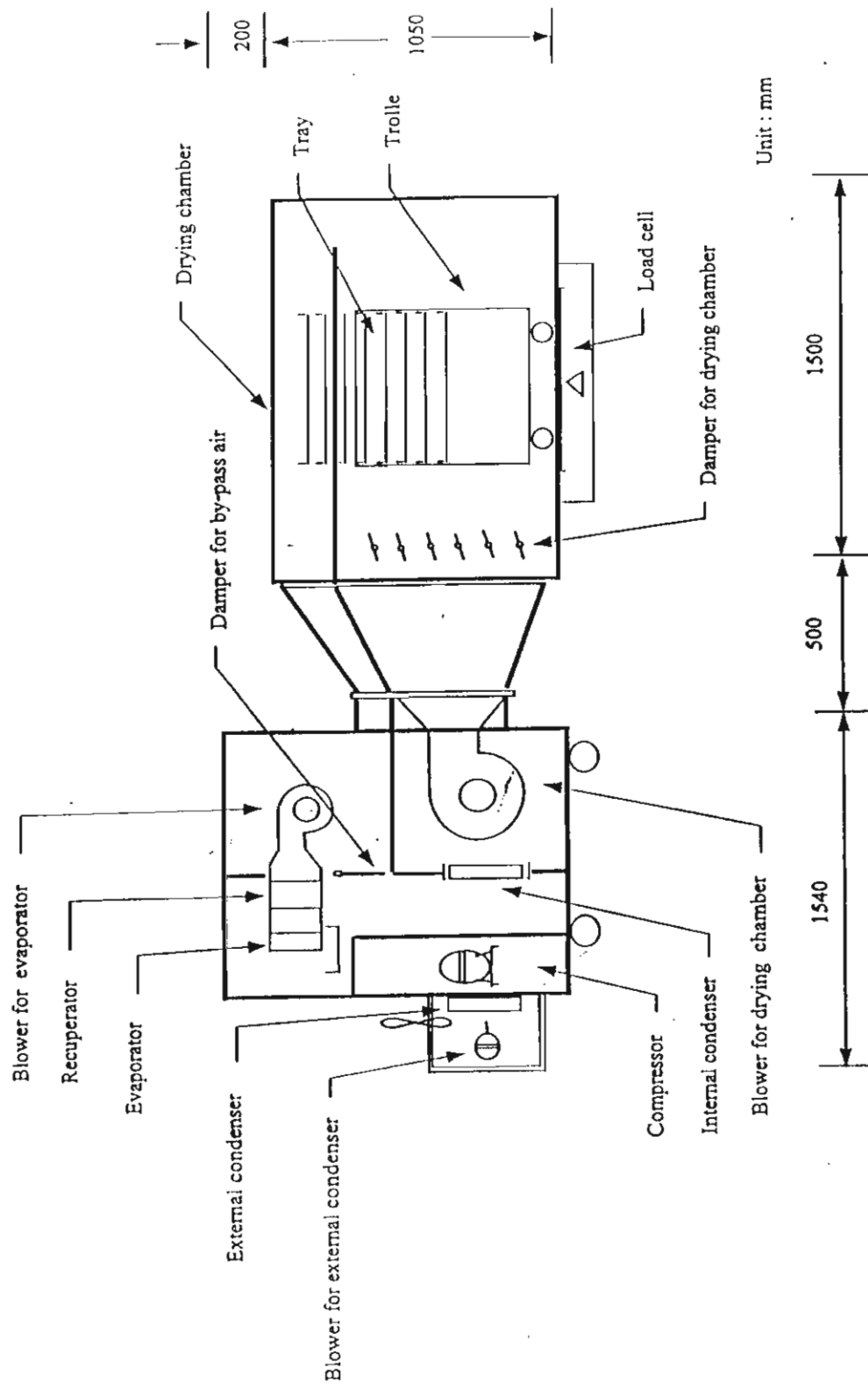


Figure 1 Heat pump fruit dryer

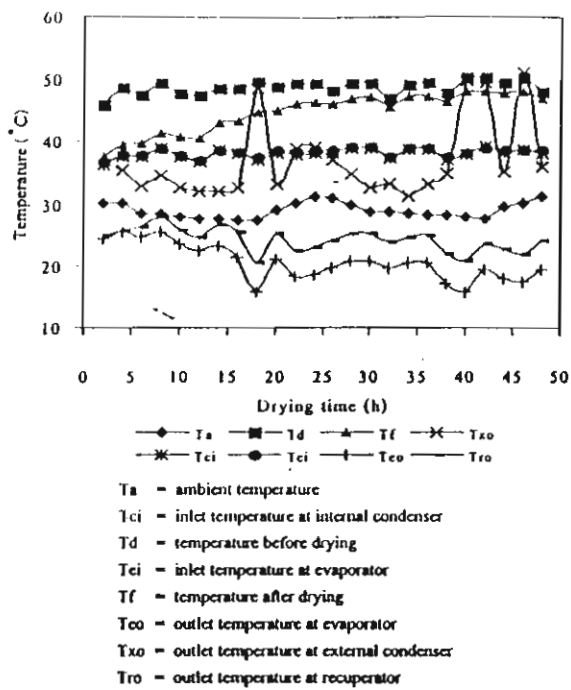


Figure 2 Evolution of temperatures in air loop for 3rd test.

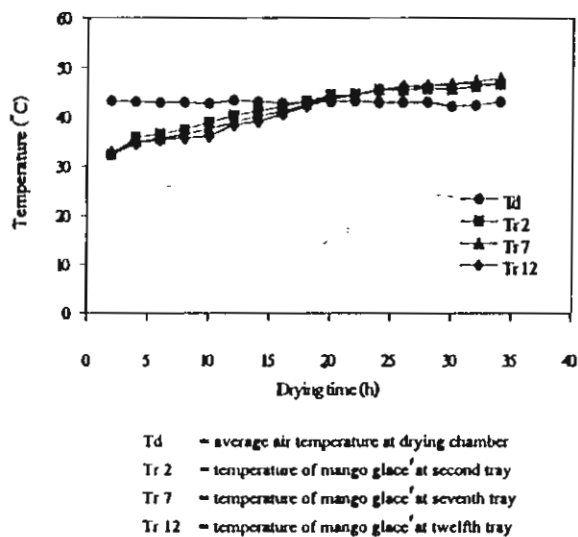


Figure 3 Relation between temperature of mango glaze' and drying time for 3rd test.

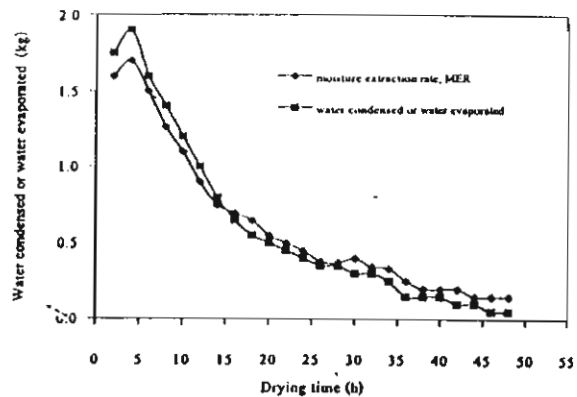


Figure 4 Relation between water condensed at evaporator, water evaporated from mango glaze' and drying time for 3rd test.



**The Engineering Technology Exhibition
And Symposium 1999**

**การประชุมใหญ่วิชาการทางวิศวกรรม
ประจำปี 2542**

**กรุงเทพมหานคร
1-2 พฤศจิกายน 2542**

**Bangkok, Thailand
November 1-2, 1999**

Continuous Drying of Paddy in Two-Dimensional Spouted Beds

Thanid Madhiyanon, Somchart Soponronnarit and Warunee Tia

School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Prachautit Road, Tungkru, Bangkok 10140.

Phone (66-2) 470-8624

Fax (66-2) 427-9062

E-Mail : isomarit @ cc.kmutt.ac.th

Abstract

A prototype of industrial-scale spouted bed dryer, which designed capacity was 2,500 kg/h, was designed, constructed and tested. The paddy was continuous fed through the dryer. The prototype performed well on moisture reduction and milling quality, each of which was consistent throughout the testing periods. The head rice yield results were satisfactory as long as the final moisture content was beyond 18 % d.b. regardless of using inlet temperature up to 144 °C. The whiteness was also well acceptable. At present, the prototype was not able to achieve a desirable feed rate and energy consumption. This could be attributed to the improper use of fan.

1. Introduction

The combination of two distinct hydrodynamic categories, a pneumatic transport in the spout which allows intensive heating and moisture evaporation and a falling bed in downcomer which processes tempering of particles is the main feature of the spouted bed. It is clear that a major part of the drying take place in the spout and the moisture distributed uniformly through the inner part of grain in downcomer without moisture removal. The effluence of the continuous movement of particles between the spout and the downcomer of the bed leads to a uniform moisture content and bed temperature which a substantial short period in the spout allows for high inlet air temperature without damaging the grains. To overcome the limitations of conventional cylindrical-conical spouted bed, Mujumdar [1]

proposed the Two – Dimensional Spouted Bed which the scale – up can be achieved.

Kalwar *et al.* [2], Kalwar and Raghavan [3-4] studied drying of grains in two – dimensional spouted bed with draft plates using soybean, wheat, corn and shelled corn. It was found that thin layer drying of grains yielded to Page's equation was in very well agreement with observation data and two constant parameters of equation correlated with bed geometry and operating parameters. The circulation of particles strongly depend on the entrance height, spout width and slant angle and increased with increase in all of these parameters. It was also illustrated that the drying rate was significantly influenced by grain circulation rate.

The effect of bed height on drying rate was also reported by Tulasidas *et al.* [5]. The results indicated that the MR and the apparent diffusion coefficient increased with decrease in bed height. Page's model of which two parameters related to the bed height was found a good description of the drying kinetics. The milling of paddy in terms of head rice yield and drying characteristics were investigated by Nguyen *et al.* [6-7]. A triangular spouted bed was proposed in theirs experiments. The result of head rice yield was satisfactory as long as the moisture content was above 17.6 % d.b. regardless using high temperature up to 160°C.

Since there is no attempts appear to have been made to turn potential advantage of two dimensional spouted bed to industrial applications. Hence in this research, a prototype of industrial-scale continuous spouted bed dryer was designed and constructed by extension of the pilot scaled

(which proposed by Mujumdar [1]) in the direction of bed length and tested in a rice mill.

2. Materials and Methods

Drying studies were conducted in a prototype of industrial-scale continuous spouted bed dryer, which designed capacity was 2,500 kg/h, as shown in Figures 1 and 2. The dryer consists of a vertical rectangular chamber 0.6 m in width, 1.45 m in height and 2.1 m in length. Front and both side walls of dryer chamber were made of steel sheet and some heat-resistant glass to visualize the grain flow patterns. The slanting base plates were inclined at 60°. The air entrance width is 0.04 m. Two vertical plates (0.62 x 2.1 m) are centrally installed to accommodate a spout width of 0.06 m. The entrance height was held constant at 0.10 m for all tests. The air was heated by combustion chamber with a burner using diesel oil. Paddy was continuously fed into the container by elevator before automatic feeding to the drying chamber. By assisting of sufficient velocity of air jet and rising angle of paddy, the paddy traveled upward through draft channel and further flowed forward before raining back onto the downcomers. The hot air leaving the chamber was discharged into a cyclone and some portion of it was recirculated to the combustion chamber. The air recirculation ratio was in the range of 60-70 %. Air and paddy temperatures were measured by K-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy ± 1 °C and a thermometer, respectively. The pressure across the bed and air velocity were determined by a U-tube manometer and a hot air anemometer with an accuracy ± 4 %, respectively. The samples were taken for moisture content, head rice yield and whiteness at ten minutes intervals for periods of 90 minutes. Moisture contents were determined by a hot air oven at temperature of 103 °C for 72 hours. Head rice yield was determined according to the method of the rice research Institute and the whiteness was measured by Kett meter.

3. Results and Discussion

3.1 Paddy Motion in Spout and Bed Shape

Paddy starting from the base of the bed first accelerates from rest to a peak velocity, and then decelerates until it again reached zero velocity at the top of the fountain and fall down to both of downcomers. Since the proper air distribution at entrance along the chamber length allowed the flow pattern of paddy was rather uniform occupied whole of 2.1 m length of chamber. However the spouting was observed intermittent occurrence by taking time in order of 1-2 second after sending the paddy through the draft plate in order to build up pressure before starting the next pass. This could be attributed to the improper fan performance, and resulted in obtaining low bed pressure drop (1225 Pa) and low inlet air velocity (10 m/s). Figure 3 presented bed shape of both downcomer sides that were nearly symmetrical achieved by positioning the draft channel to the center of the drying chamber.

3.2 Drying Efficiency and Milling Quality

The seven experiments were carried out and the results were summarized as in Table 1. To observe how the dryer performed in term of moisture content reduction, milling quality and energy usage, the feed rate of paddy and the inlet air temperature had been varied from one experiment to another.

Moisture Content We know that cycle time strongly effects the moisture distribution throughout the paddy in the downcomer and number of turns of paddy flowing through the draft channel. This allows for consequent partial tempering in the downcomer and heating and moisture removal in the draft channel. However it was impractical to record cycle time in these experiments. Thus for studying the drying kinetics it was convenient to define a mean residence time in dryer (t_m) by the equation

$$t_m = \frac{\text{hold - up}}{\text{feed rate}} \quad (1)$$

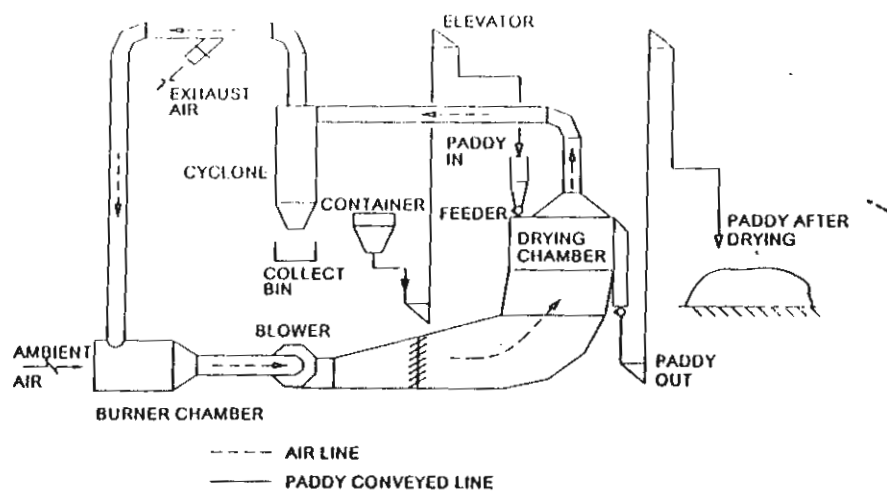


Figure 1. Schematic diagram of two-dimensional spouted bed dryer

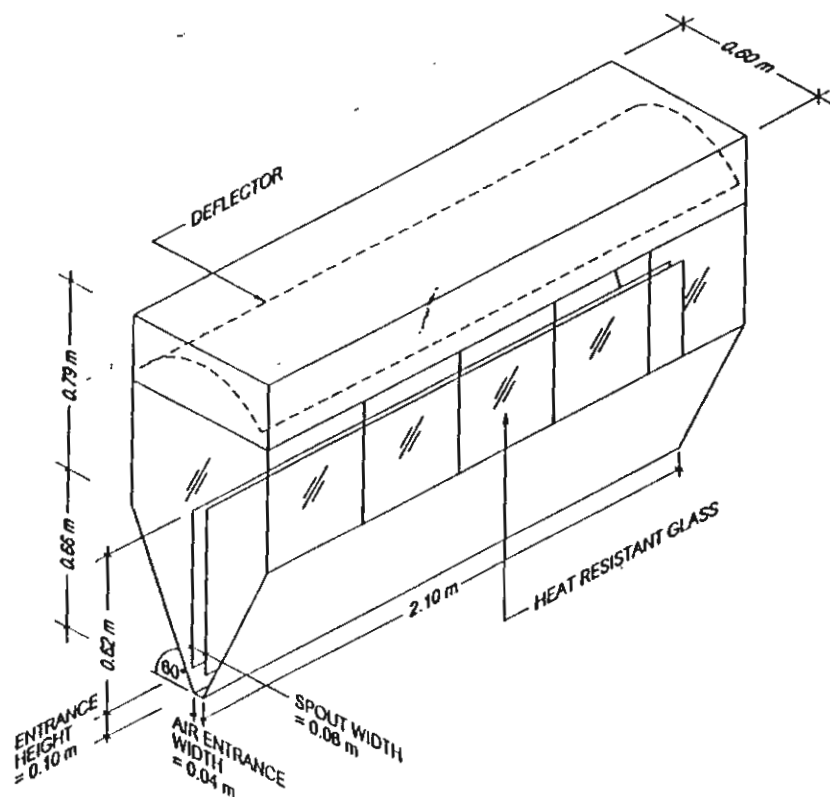


Figure 2. Dimensions of two-dimensional spouted bed dryer

In test no. 1 as in Table 1, it seems likely that moisture reduction is not satisfactory. Even high inlet temperature of 185 °C was applied, the moisture content was decreased around 3.4 % d.b. (from 31.9 % d.b. to 28.5 % d.b.). It was also noticed that the air temperature declined close to grain temperature at the exit. Thus, it was probably due to non-matching between current airflow rate (0.74 m³/s) and high feed rate (3100 kg/h). Therefore, feed rate of next experiments were limited to not exceeding 1000 kg/h and the results shown that the prototype performed well on reduction of paddy moisture. Furthermore, the final moisture content appeared to be consistent through an operating period. In overview, the paddy was dried from around 24 % d.b. to 19.5 % d.b. Figure 4 indicated that the moisture content at dryer exit was rather consistent.

It should be noted that the time spent by paddy during spouting in the draft channel was less than in the order of 1 second for each pass of paddy flowing through spout region. Consequently, almost of residence time (9-14 min) was dominated by paddy in downcomer. It was clearly shown that the time for heating and moisture transferring (in the spout) is substantial less compared to that of fluidized bed (1.5-2 min). Therefore, we believed that the moisture distributed somewhat uniformly through the inner part of paddy when entering the draft channel, which lead to good performing of drying kinetics in spout.

Milling Quality As seen on Table 1, it was clear that drying process did not affect the quality in terms of the head rice yield and the whiteness. There was no significant reduction in head rice yield even though the paddy were dried continually until the moisture content further reduced to around 18 % d.b. regardless of using high inlet air temperature (144 °C). This was simply explained that the moisture was well distributed throughout the paddy during partial tempering process in downcomer, and resulted in less stress occurring between inner part and outer surface when passing through the spout channel. These

results confirmed the conclusion obtained by Nguyen *et al.* (1998). A satisfactory whiteness result could influence by a very short period in spout region. The head rice yield and whiteness results of some experiments were represented on Figures 5 and 6, respectively.

Energy Consumption Table 1 also lists the energy consumption of all experiments. The heat consumption was in the range of 5.6-8.66 MJ/kg water evaporated which seem likely to be rather high. We believe that this corresponds to two general causes. First, low moisture content paddy (20-30 % d.b.) was dried which consequently relatively difficulty in water removal. Second, we found that existing fan efficiency was about 20 %. However, if fan efficiency achieved to around 45 %, the average electricity of 0.37 MJ/kg water evaporated could be saved.

Feed rate Enhancing the paddy feed rate could be achieved by replacing the existing fan with a proper one performing at higher air flow rate and pressure. As a consequence, the grain circulation on the other hand the rate of paddy entrained from the downcomer into the spout region would be improved. However, increase of feed rate with unchanging of dryer volume results in decrease of residence time. Fortunately, gaining the higher grain circulation rate could compensate this and hence increase in the ratio of the spouting period and the tempering period in downcomer should lead to enhancing of moisture reduction ability.

4. Conclusion

The prototype was shown to be a desirable feature of spouted bed as well as capability of continuous drying and offering consistent results throughout the testing periods. With assisting of tempering process in downcomer, the drying kinetics in spout performed well, and resulted in satisfactory moisture reduction. No significant change in head rice yield was observed as long as the final moisture content was beyond 18 % d.b., nevertheless, using high inlet temperature up to

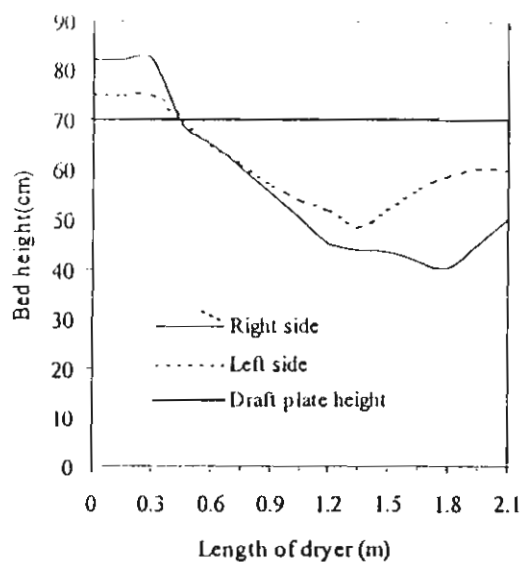


Figure 3. Variation of bed height with length of dryer. (feed rate 1000 kg/h, hold-up 210 kg)

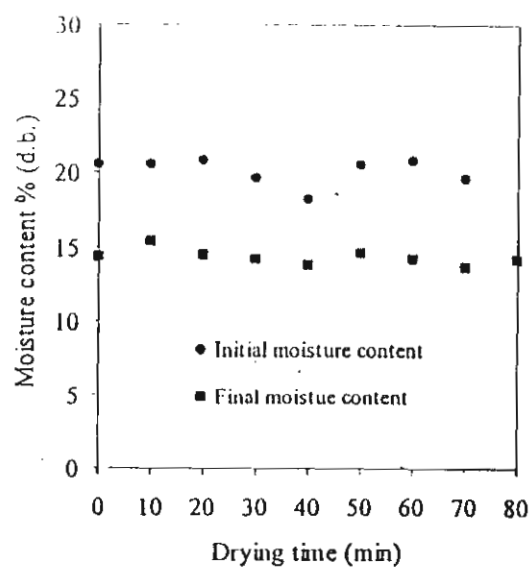


Figure 4. Comparison of moisture content between before and after drying. (inlet air temp. 144 °C, Feed rate 1000 kg/h, hold-up 210 kg, t_m 12.6 min)

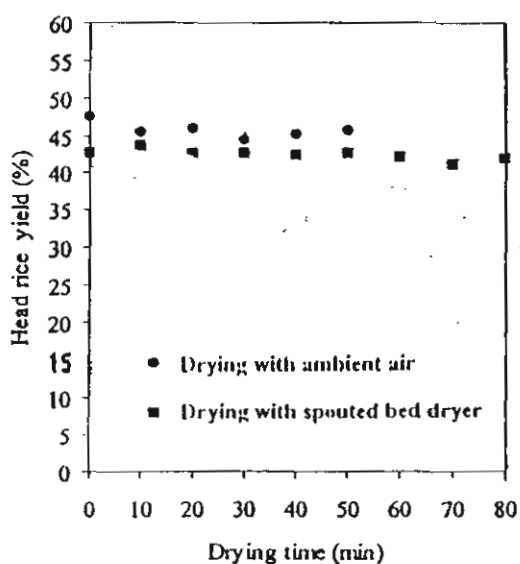


Figure 5. Comparison of head rice yield between drying with ambient air and drying with spouted bed dryer. (inlet air temp. 144 °C, Feed rate 900 kg/h, hold-up 135 kg, t_m 14 min)

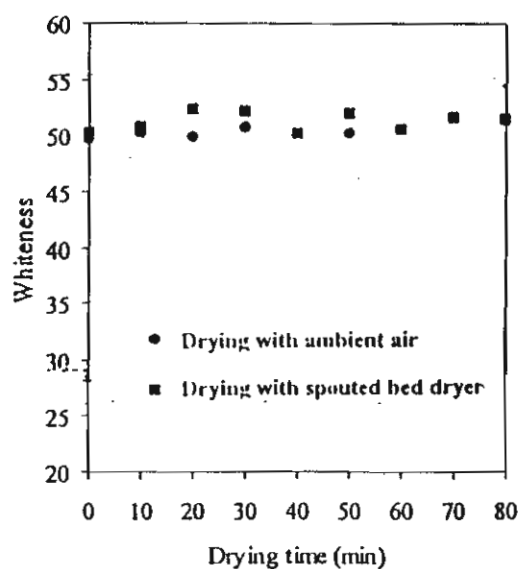


Figure 6. Comparison of whiteness between drying with ambient air and drying with spouted bed dryer. (Inlet air temp. 144 °C, Feed rate 900 kg/h, hold-up 135 kg, t_m 14 min)

Table 1. Summary of the experimental results.

Test no.	Feed rate (kg/h)	Hold-up (kg)	Residence Time (min)	Avg. inlet air temp. (°C)	Grain temp. (°C)	Avg. moisture content		Head rice yield		Whiteness		Energy consumption (MJ/kg water evap.)	
						BFD (% d.b.)	AFD (% d.b.)	BFD (%)	AFD (%)	BFD (%)	AFD (%)	Heat	Electricity
1	3140	180	4	185	67	31.9	28.5	62.9	64.8	41.9	39.2	7.1	0.50
2	1000	210	12.6	144	71	20	14.4	34.2	33.4	47.6	47.5	6.65	0.76
3	900	135	9	144	69	23.2	17.8	45.6	42.7	50.2	51.1	7.0	0.91
4	844	125	8.9	146	67	25	20.4	39	37.1	51.1	50.8	8.66	1.12
5	664	190	17.2	146	72	30.3	21.3	48.2	48	45.9	46.7	5.94	0.74
6	939	190	12.1	133	63	26.2	21.5	39.5	36.8	49.6	50.3	8.18	1.0
7	816	190	14	126	71	26.6	19.9	43.5	45.5	44.6	45	5.6	0.80

AFD = after drying
BFD = before drying
exit grain temperature

144 °C. The whiteness was also acceptable. Finally, to overcome the problems of low feed rate (<1000 kg/h) and high energy consumption the influence of enhancing those of air flow rate, pressure and fan efficiency should be studied.

5. Acknowledgment

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support and Rice Engineering Supply Co. Ltd. for supplying facilities for the construction of the prototype dryer. Kungleechan rice mill was also thanked for cooperation during the experiment.

References

- [1] A.S. Mujumdar, "Spouted Bed Technology. A brief review." *Drying'84*, Hemisphere McGraw-Hill, New York, 1984, pp. 151-157.
- [2] M.I. Kalwar, T. Kudra, G.S.V. Raghavan, and A.S. Mujumdar, "Drying of Grains in Drafted Two Dimensional Spouted Bed", *Journal of Food Process Engineering*, Vol. 13, 1991, pp. 321-332.
- [3] M.I. Kalwar, and G.S.V. Raghavan, "Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds With Draft Plates", *Drying Technology*, Vol. 11, No. 2, 1993, pp. 339-354.
- [4] M.I. Kalwar, and G.S.V. Raghavan, "Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds With Draft Plates", *Powder Technology*, Vol. 77, 1993, pp. 233-242.
- [5] T.N. Tulasidas, T. Kudra, and G.S.V. Raghavan, "Effect of Bed Height on Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Two-Dimensional Spouted Bed Dryer", *Int. Comm. Heat and Mass Transfer*, Vol. 20, 1993, pp. 79-88.
- [6] L. Hung Nguyen, R.H. Driscoll, and G.S. Szrednicki, "Drying Characteristics of Paddy in a Triangular Spouted-Bed", *Proceeding of the 11th International Drying Symposium (IDS '98)*, Halkidiki, Greece, August 19-22, Vol. B, 1998, pp. 1397-1404.
- [7] L. Hung Nguyen, R.H. Driscoll, and G.S. Szrednicki, "Flowing Performance and Drying Characteristics of Paddy in a Triangular Spouted-Bed", Presented at 7th International Working Conference on Stored-Product Protection, Beijing, China, October 14-20, 1998.

แบบจำลองการแพร่ความชื้นของข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน

Diffusion Model of Paddy Drying by Fluidization Technique

ฉัฐพล ภูมิสะอาด สมชาติ โสภณธนฤทธิ์ และ ยลจิต เทอดไธวัน

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

91 ถนนประชาอุทิศ ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

โทร 4708695 ต่อ 112 โทรสาร 4279062

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อพัฒนาแบบจำลองเพื่อทำนายสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันโดยใช้สมการการอบแห้งทางทฤษฎี โดยพิจารณารูปร่างของข้าวเปลือกเป็นทรงกระบอกสั้น แบบจำลองที่นำมาศึกษาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นอยู่ในรูปแบบสมการของ Arrhenius ในรูปแบบที่แตกต่างกัน 4 รูปแบบ ค่าคงที่ในแบบจำลองต่าง ๆ ได้จากการวิเคราะห์ผลการทดลองกับผลการทดลองอบแห้งขึ้นบาง พบว่า แบบจำลองที่ให้ Arrhenius Factor เป็นฟังก์ชันของความชื้นข้าวเปลือกสามารถทำนายอัตราส่วนความชื้นได้ตลอดช่วงการอบแห้ง อุณหภูมิของอากาศในการอบแห้งมีอิทธิพลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นมากกว่าความชื้นของข้าวเปลือก

Abstract

The objective of this research was to develop diffusion model of paddy drying by fluidization technique using analytical solution equation that considers grain shape as a finite cylinder. Diffusion coefficient of paddy using four different models in form of Arrhenius equation was studied. The parameters in diffusion models were evaluated by regression analysis from experimental single kernel drying data. It was found that the predicted values using the model that gives Arrhenius factor in a function of moisture content could be improved for the entire drying period. Drying air temperature has greater effect on diffusion coefficient than moisture content.

1. บทนำ

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดเซชันได้ถูกนำมาใช้งานอย่างแพร่หลายอันเนื่องมาจากข้อดีที่สามารถอบแห้งได้อย่างรวดเร็วและคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งสม่ำเสมอ ในการจำลองการทำงานของเครื่องอบแห้งที่นำมาใช้สมการการอบแห้งแบบ Empirical ดังการศึกษาของ Soponronnarit and Prachayawarakorn [1] และ Soponronnarit et al. [2] ซึ่งสามารถทำนายได้เฉพาะแต่ความชื้นสุดท้าย

หลังการอบแห้งเท่านั้น ไม่สามารถทำนายการกระจายความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกได้ เช่นเดียวกับสมการทางทฤษฎี ซึ่งมีพื้นฐานมาจากกฎของ Fick เมื่อพิจารณารูปร่างเป็นทรงกระบอกสั้น มีสมการดังนี้

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

โดยมีสภาวะเริ่มต้นและภาวะขอบเขต คือ

$$t = 0, \quad 0 \leq r \leq r_0 \quad M = M_{in}$$

$$-\ell \leq z \leq +\ell \quad M = M_{in}$$

$$t > 0, \quad r = r_0 \quad M = M_{eq}$$

$$z = \pm \ell \quad M = M_{eq}$$

$$t > 0, \quad r = 0 \quad \frac{\partial M}{\partial r} = 0$$

คำตอบของสมการสามารถเขียนได้ดังนี้

$$\overline{MR} = \left(\frac{32}{\pi^2} \right) \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{\lambda_n^2} \exp \left(- \frac{\lambda_n^2 Dt}{r^2} \right) \sum_{m=0}^{\infty} \frac{1}{(2n+1)^2} \times \exp \left(- \frac{(2n+1)^2 \pi^2 Dt}{4\ell^2} \right) \quad (2)$$

จากงานวิจัยที่ผ่านมา ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นในสมการที่ 2 มักเขียนอยู่ในรูปของสมการ Arrhenius

$$D = D' \exp \left(\frac{-E_a}{RT_{abs}} \right) \quad (3)$$

เมื่อ D' คือ Arrhenius factor และ E_a คือ พลังงานกระตุ้น Steffe and Singh [3] ศึกษาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของข้าวเปลือกโดยใช้รูปแบบสมการของ Arrhenius ซึ่งขึ้นอยู่กับอุณหภูมิเพียงอย่างเดียว แต่ในงานวิจัยให้ Arrhenius factor เป็นฟังก์ชันของความชื้นแฉ่มของ Tong and Lund [4] และ Parti and Dugmanics [5] หรือ Brooker et al. [6] กำหนดให้เป็นฟังก์ชันของทั้งความชื้นและอุณหภูมิ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษา เหม แอมงัดเองทำนาคค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นในการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไฮดรอน โดยพิจารณาการแปรปรวนของค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น

2. วิธีการทดลองและการวิเคราะห์

2.1 การทดลองอบแห้งข้าวเปลือก

เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไฮดรอนที่ใช้ในการทดลองเป็นเครื่องอบแห้งแบบเป็นวงจรถูกพัฒนาโดย Soponronnarit and Prachayawarakorn [1] ใช้ความสูงของชั้นข้าวเปลือกที่ใช้ในการอบแห้งประมาณ 1.5 cm ความเร็วของอากาศในท่ออบแห้ง 2.25 m/s โดยกำหนดสภาวะเงื่อนไขในการอบแห้งดังนี้ อุณหภูมิของอากาศอบแห้งอยู่ระหว่าง 110-150 °C และความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกที่ใช้คือ 29.2, 24.6 และ 22.1 % d.b. ระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้งแต่ละเงื่อนไขคือ 0, 0.5, 1, 1.5, 2, 3, 5, 7.5 และ 10 นาที อุณหภูมิของอากาศในการอบแห้งและอุณหภูมิของข้าวเปลือกก่อนการอบแห้งวัดโดยใช้ Type K thermocouple ความถูกต้อง ± 1 °C ความชื้นเริ่มต้นและหลังการอบแห้งหาโดยวิธีการอบในตู้อบที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

เมล็ดข้าวเปลือกที่ใช้ในการทดลองถูกสุ่มมาวัดความยาวโดย vernier และหาปริมาตร โดยการแทนที่ใน Toluene พบว่ามีความยาวและปริมาตรเฉลี่ย 8.9 mm และ 22.5 mm³ ตามลำดับ นำไปคำนวณเป็นรัศมีเทียบเท่าทรงกลมได้เท่ากับ 0.9 mm

2.2 การวิเคราะห์ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น

รูปแบบสมการที่ใช้ในการวิเคราะห์ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของงานวิจัยนี้มี 4 รูปแบบ ดังนี้

$$\text{แบบจำลองที่ 1} \quad D = a \exp(-b/T_{\text{air}}) \quad (4)$$

$$\text{แบบจำลองที่ 2} \quad D = (aM^3 + bM + c) \exp(-d/T_{\text{air}}) \quad (5)$$

$$\text{แบบจำลองที่ 3} \quad D = a \exp(bM^3 + cM) \exp(-d/T_{\text{air}}) \quad (6)$$

$$\text{แบบจำลองที่ 4} \quad D = a \exp(bM + cMT_{\text{air}}) \exp(-d/T_{\text{air}}) \quad (7)$$

แบบจำลองที่นำมาพิจารณาทั้งหมดมีพื้นฐานมาจากสมการ Arrhenius โดยที่แบบจำลองที่ 1 ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นขึ้นอยู่กับอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งเท่านั้น ส่วนแบบจำลองอื่น ๆ พิจารณาความชื้นของข้าวเปลือกไว้เป็นส่วนของ Arrhenius factor โดยมีความสัมพันธ์แบบ polynomial degree 2 ในแบบจำลองที่ 2 และมีความสัมพันธ์แบบ exponential ของ polynomial degree 2 ในแบบจำลองที่ 3 ส่วนในแบบจำลองที่ 4 Arrhenius factor เป็นความสัมพันธ์ของทั้ง

ความชื้นและอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง ในการหาค่าคงที่ในแบบจำลองได้มาจากการนำค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นในรูปแบบต่าง ๆ มาแทนลงในสมการที่ 2 แล้วในไปใช้ Curve fitting กับผลการทดลองอบแห้งซ้ำแล้ว

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

Figure 1 แสดงผลการอบแห้งข้าวเปลือก พบว่าผลที่ได้มีลักษณะเดียวกันคือ ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็วและอุณหภูมิของข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ในช่วง 3 นาทีแรก เมื่อทำ Curve fitting กับผลการทดลองเพื่อหาค่าคงที่ในแบบจำลองต่าง ๆ ได้ผลดังแสดงใน Table 1 เมื่อพิจารณาความแม่นยำของแบบจำลองโดยพิจารณาจากค่า MRS พบว่า แบบจำลองที่ 3 มีความแม่นยำมากที่สุดใกล้เคียงลงมาคือแบบจำลองที่ 2, 4, และ 1 ตามลำดับ Figure 2 แสดงค่าอัตราส่วนความชื้นที่ได้จากแบบจำลองต่าง ๆ เปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการทดลอง พบว่า แบบจำลองที่ 2 และ 3 สามารถทำนายได้ดีตลอดทุกช่วงอัตราส่วนความชื้น ส่วนแบบจำลองที่ 1 และ 4 ทำนายได้ดีเฉพาะช่วงอัตราส่วนความชื้นประมาณ 0.2-0.7 เท่านั้น Figure 3 เปรียบเทียบผลการทำนายอัตราส่วนความชื้นของข้าวเปลือกกระหว่างการอบแห้งของแบบจำลองต่าง ๆ พบว่า แบบจำลองทั้งหมดสามารถทำนายได้ดี มีความแตกต่างกันเล็กน้อย มีความแม่นยำมากในช่วงแรกของการอบแห้ง ในช่วงสุดท้ายของการอบแห้งแบบจำลองที่ 1 และ 4 สามารถทำนายได้ดีกว่าผลการทดลองเล็กน้อย

Figure 4 แสดงผลการคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นจากแบบจำลองต่าง ๆ พบว่า แบบจำลองที่ 3 มีค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นเพิ่มขึ้นตามความชื้น ส่วนแบบจำลองที่ 2 และ 4 ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นเพิ่มขึ้นตามความชื้นในช่วงแรก หลังจากนั้นจะลดลงและจากสภาวะเงื่อนไขต่าง ๆ พบว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นมากกว่าความชื้นของข้าวเปลือก โดยแปรผันตามอุณหภูมิอากาศอบแห้ง

4. สรุป

1. สมการในรูปของ Arrhenius สามารถทำนายค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นได้ดี
2. แบบจำลองที่สามารถทำนายได้สอดคล้องกับผลการทดลองมากที่สุดคือ แบบจำลองที่ 3 ซึ่งเป็นแบบจำลองที่แทน Arrhenius Factor เป็นฟังก์ชันของความชื้น
3. แบบจำลองที่ 2 และ 3 สามารถทำนายอัตราส่วนความชื้นได้ตลอดช่วงการอบแห้ง ส่วนแบบจำลองที่ 1 และ 4 สามารถทำนายได้ดีในช่วงแรก แต่ทำนายได้ต่ำกว่าผลการทดลองในช่วงท้าย
4. อุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งมีอิทธิพลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นมากกว่าความชื้นของข้าวเปลือก

Table 1 Diffusion model of paddy drying by fluidization technique.

Model	Diffusion coefficient equation	MRS*
Model 1	$D = 121.7552 \text{ EXP}(-3433.818/T_{\text{air}})$	0.001758
Model 2	$D = (97.95852 + 1987.212M - 7203.28M^2) \text{ EXP}(-3681.603/T_{\text{air}})$	0.001438
Model 3	$D = 119.7489 \text{ EXP}(10.81552M - 39.1615M^2) \text{ EXP}(-3705.916/T_{\text{air}})$	0.001396
Model 4	$D = 755.1031 \text{ EXP}(16.35692M - 0.03574MT_{\text{air}}) \text{ EXP}(-4268.032/T_{\text{air}})$	0.001528

MRS = Mean Residual Square = $(MR_{\text{pr}} - MR_{\text{ca}})^2 / N$

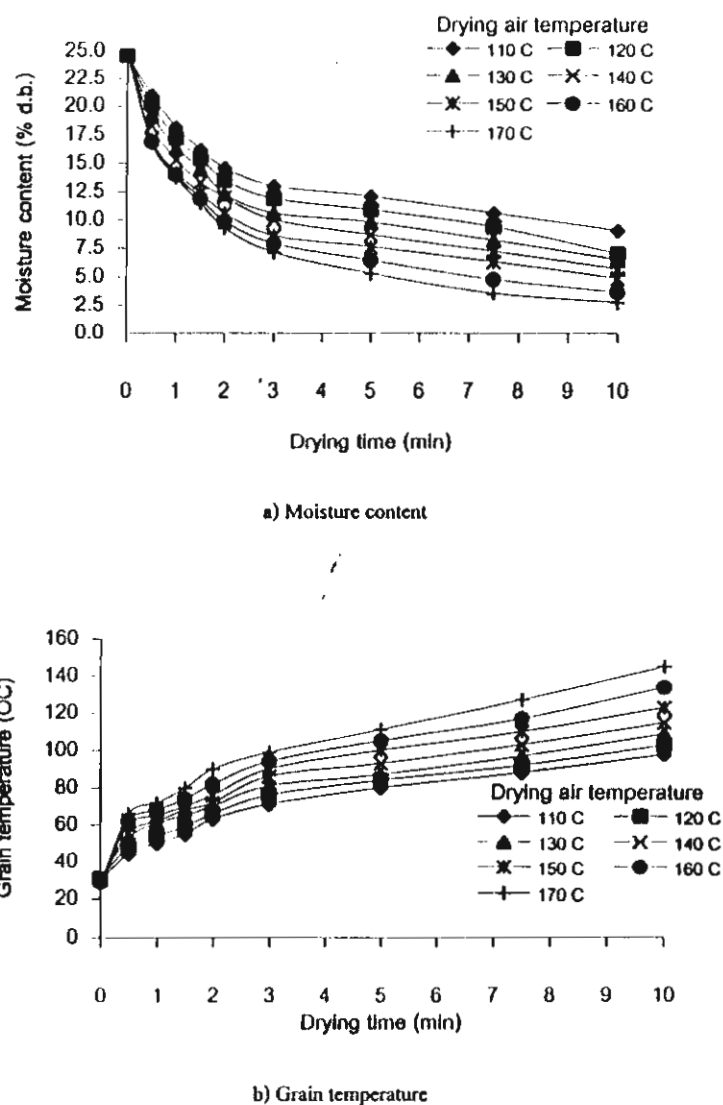
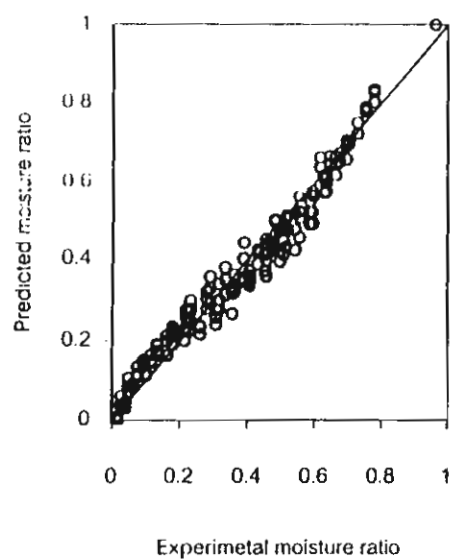
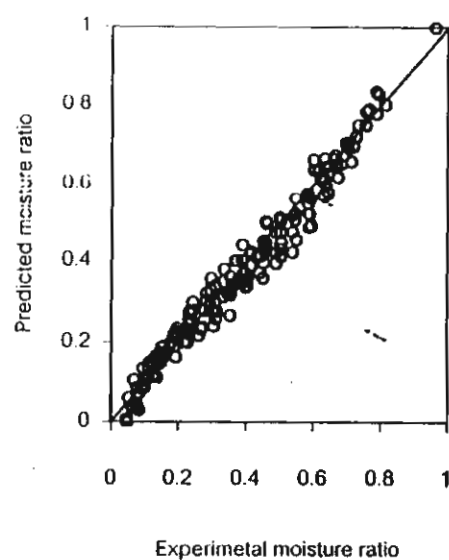


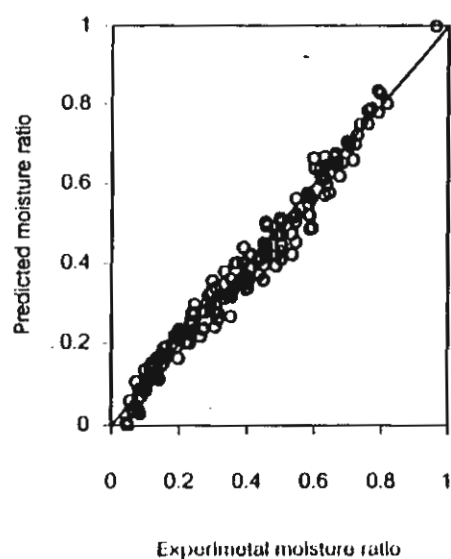
Figure 1 Evolution of paddy moisture content and grain temperature at different drying temperatures. (Initial moisture content 24.6 % d.b.)



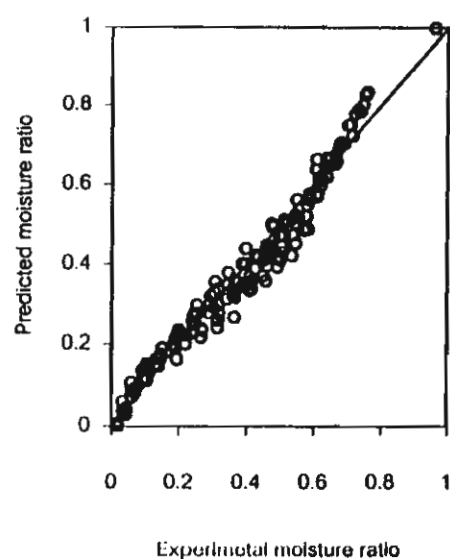
a) Model 1



b) Model 2



c) Model 3



d) Model 4

Figure 2 Comparison between predicted values and experimental values of moisture content using various models.

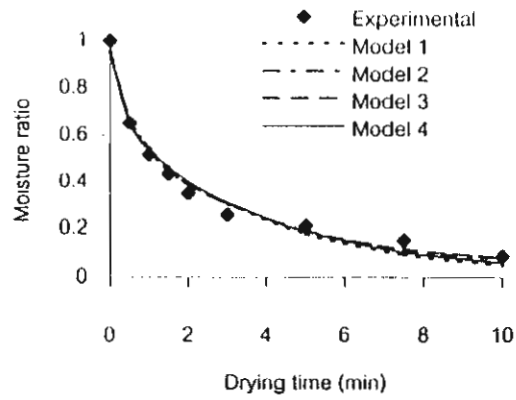
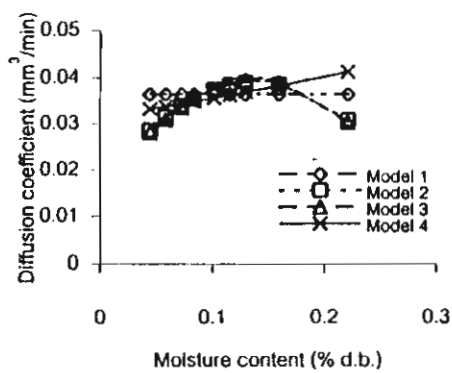
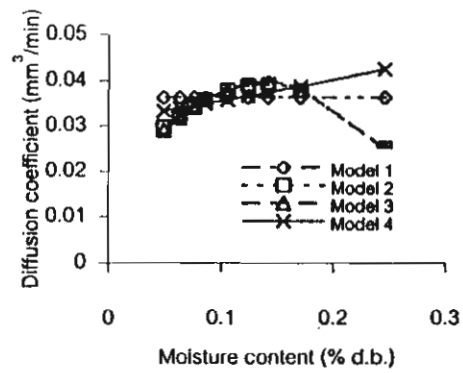


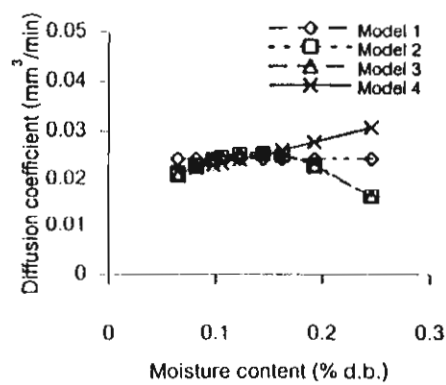
Figure 3 Evolution of moisture ratio using various models with experimental data at drying air temperature 150°C and initial moisture content 24.6 % d.b.



a) M_w 22.1 % d.b., Drying air temperature 150°C



b) M_w 24.6 % d.b., Drying air temperature 150°C



c) M_w 24.6 % d.b., Drying air temperature 130°C

Figure 4 Diffusion coefficient calculated by various models at different drying conditions.

4. สัญลักษณ์และคำย่อ

a, b, c, d	Constant
D	Diffusion coefficient, mm ² /min
D'	Arrhenius factor
E _a	Energy of activation, kJ/mol
ℓ	Height of the cylinder, mm
M	Moisture content, % or decimal, dry-basis
MR	Moisture ratio, decimal
MRS	Mean Residual Square, decimal
N	The number of observation
R	Universal gas constant, kJ/mol-K
r	Radius of the cylinder, mm
T	Temperature, °C or K
t	Drying time, min
λ _n	Root of the Bessel function of the first kind of order zero

สัญลักษณ์กำกับต่าง

abs	Absolute
eq	Equilibrium
ex	Experimental value
in	Initial
o	Outlet
pr	Predicted value

6. กิตติกรรมประกาศ

ผู้ทำวิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
ที่สนับสนุนเงินทุนในการวิจัย

เอกสารอ้างอิง

- [1] S. Soponronnarit and S. Prachayawarakorn, "Optimum strategy for fluidized bed paddy drying", *Drying Technology*, Vol.12, No.7, 1994, pp.1667-1686.
- [2] S. Soponronnarit, S. Prachayawarakorn and O. Sripawatakul, "Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer", *Drying Technology*, Vol.14, No.10, 1996, pp. 2397-2410.
- [3] J.F. Steffe and R.P. Singh, "Theoretical and practical aspects of rough rice tempering", *Trans. of the ASAE*, Vol.23, No.3, 1980, pp.775-782.
- [4] M. Parti and I. Dugmanics., "Diffusion coefficient for corn drying, *Trans. of the ASAE*", Vol.33, No.5, 1990, pp.1652-1656.
- [5] C.H. Tong and D.B. Lund, "Effective moisture diffusivity in porous materials as a function of temperature and moisture content", N.J. Agricultural Experiment Station, paper No. D-10209-5-89, 1989
- [6] D.B. Brooker, F.W. Bakker and C.W. Hall, *Drying and Storage of Grain and Oilseed*, AVI Book., 1974, New York, p. 214.



**The Engineering Technology Exhibition
And Symposium 1999**

**การประชุมใหญ่วิชาการทางวิศวกรรม
ประจำปี 2542**

**กรุงเทพมหานคร
1-2 พฤศจิกายน 2542**

**Bangkok, Thailand
November 1-2, 1999**

แนวทางการประเมินค่าที่ถูกต้องสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดชั้นละทีละชั้น

Optimum Strategy for Vibro-Fluidized Bed Paddy Drying

สุวิทย์ คุรุทัศนวิทย์ สมชาติ โสภณพรฤทธิ และสมบุญ เวชกามา

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ถนนประชาธิปไตย แขวง คลองเตย กรุงเทพฯ 10140

โทร 470-8624 โทรสาร 427-9062

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ สำหรับหาความหนาของฉนวนที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐศาสตร์ และหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดชั้นละทีละชั้น โดยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ พัฒนาขึ้นมาสามารถคำนวณและทำนายค่าต่าง ๆ ของการอบแห้งข้าวเปลือกได้ค่อนข้างดี การปรับลดความหนา 25 mm สามารถลดการสูญเสียความร้อนได้ประมาณ 90-91 % โดยความหนาของฉนวนที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐศาสตร์ในแต่ละปริมาตรควบคุมมีค่าไม่เกิน 50 mm และมีระยะเวลาคืนทุนไม่เกิน 10 วัน สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกที่ขนาดกำลังผลิต 5 tons/h ความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 30 % มาตรฐานแห้ง และความเร็วอากาศอบแห้ง 2.3 m/s ผลการประเมินในการอบแห้งข้าวเปลือกที่เหมาะสมที่สุดโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบด มีดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150 °C อัตราส่วนอากาศเวียนกลับ 0.93 และความสูงชั้นข้าวเปลือก 11.9 cm มีความสิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิจำเพาะเท่ากับ 5.77 MJ/kg-water evaporated และความชื้นสุดท้ายเท่ากับ 24.9 % d.b. และสำหรับการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดชั้นละทีละชั้น ที่กำลังการผลิตและความชื้นเริ่มต้นเท่ากัน แต่ความเร็วอากาศอบแห้ง 1.5 m/s ผลการประเมินในการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด มีดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 143 °C อัตราส่วนอากาศเวียนกลับ 0.84 ความสูงชั้นข้าวเปลือก 9.9 cm ความถี่การสั่นสะเทือน 5 Hz และความเข้มการสั่นสะเทือน 2.5 มีความสิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิจำเพาะเท่ากับ 5.37 MJ/kg-water evaporated และความชื้นสุดท้ายเท่ากับ 26.0 % d.b. ซึ่งการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดชั้นละทีละชั้นมีความสิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิจำเพาะน้อยกว่าการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดประมาณ 7 %

คำสำคัญ: ฟลูอิดไรซ์เบด, เมล็ดพืช, การสั่นสะเทือน

Abstract

The objective of this research was to develop a mathematical model that be able to determine economical optimum insulation thickness and optimum operating parameters for vibro-fluidized bed paddy drying. Comparison between the experimental result and that of

the model showed that the model could predict the result fairly well. Insulation with 25 mm thickness could reduce heat loss about 90-91 %. The economical optimum insulation thickness for each control volume was less than 50 mm and the payback period was less than 10 days. For fluidized bed paddy drying with capacity of 5 tons/h, initial moisture of paddy of 30 % d.b. and drying air velocity of 2.3 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature 150 °C, fraction of air recycled 0.93 and bed height 11.9 cm. Specific Primary Energy Consumption (SPEC) and final moisture content were 5.77 MJ/kg-water evaporated and 24.9 % d.b., respectively. For vibro-fluidized bed paddy drying with the same capacity and initial moisture content and drying air velocity of 1.5 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature 143 °C, fraction of air recycled 0.84 and bed height 9.9 cm. Specific Primary Energy Consumption and final moisture were 5.37 MJ/kg-water evaporated and 26.0 % d.b., respectively.

Keywords: Fluidization / Grain / Vibration

1. บทนำ

Sophonarit, Praclawarakorn และ Sripawatakul [1] ศึกษา ผลการอบแห้งข้าวเปลือกความชื้นสูงด้วยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดแบบ ค่อยเนื่อง โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ควบคู่ไปกับการทดลอง เมื่อพิจารณาให้มีอัตราการผลิตสูง มีความสิ้นเปลืองพลังงานต่ำ และข้าวมี คุณภาพดี พบว่า ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 115 °C ความชื้นเริ่มต้นของ ข้าวเปลือก 30 % d.b. ความชื้นสุดท้าย 24 % d.b. ความสูงชั้นข้าวเปลือก 10 cm อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ 0.043 kg/s/kg dry matter อัตราส่วนอากาศเวียนกลับ 0.80 มีอัตราส่วนระหว่างพลังงานที่ใช้ระเหยน้ำต่อ อัตราการผลิตต่ำสุด โดยสิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิ 7.9 MJ/kg-water evaporated มีค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง 2.05 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย

จากการศึกษาเพิ่มเติม [2] พบว่า ถ้าต้องการให้ข้าวเปลือกมี ปริมาณข้าวสีสูง (ปริมาณข้าวหักต่ำ) ไม่ควรอบแห้งให้ความชื้นสุดท้าย ของข้าวเปลือกต่ำกว่า 23 % d.b. และ 19 % d.b. สำหรับกรณีที่ไม่มีการ

เกมเปอร์และแนวโน้มที่มีการเกมเปอร์ พอมลัดฟัน และคุณภาพของอาหาร
แต่ยังไม่ควรสูงกว่า 150 °C

จุลินทรีย์ ขวัญคำดีเวทย์ [3] ออกแบบ สร้าง และทดสอบ
เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบดต้นสะเทือนขนาดกำลัง
ผลิต 2.5-5.0 tons/hr อุณหภูมิของอากาศอบแห้ง 125-140 °C ความสูงชั้น
ข้าวเปลือก 11-15 cm ความเร็วของอากาศอบแห้ง 1.3-1.4 m/s สักส่วน
อากาศเวียนกลับ 0.85 และความชื้นการสั่นสะเทือนประมาณ 1.0
(ความถี่ 7.3 Hz, แอมพลิจูด 5 mm) พบว่า เมื่ออัตราการป้อนข้าวเปลือก
เท่ากับ 4821 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 28
% d.b. เหลือ 23 % d.b. ต้นเปลืองกำลังไฟฟ้าและน้ำมันดีเซล 9.65 kW
และ 19.8 ลิตรต่อชั่วโมง ตามลำดับ (คิดเป็นกำลังไฟฟ้าของมอเตอร์
พัดลมและมอเตอร์สั่นสะเทือน 55 % และ 10 % ตามลำดับ)

Rysia [4] ศึกษาการอบแห้งอาหารโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบด
ต้นสะเทือน พบว่า ความชื้นการสั่นสะเทือนควรมีค่าไม่เกิน 3.3 โดยค่า
ความชื้นการสั่นสะเทือนและแอมพลิจูดที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง 1.5-2.0
และ 5-10 mm ตามลำดับ Ringer และ Mujumdar [5] สร้างแผนภูมิ
สำหรับเลือกพารามิเตอร์การทำงานสำหรับการอบแห้งโดยเทคนิค
ฟลูอิดไรส์เบดต้นสะเทือน พบว่า อัตราส่วนความเร็วอากาศต่อความเร็ว
ต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไรส์ และความชื้นการสั่นสะเทือนมีค่าไม่เกิน
1.1 และ 3.3 ตามลำดับ

จากงานวิจัยด้านการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบดต้น
สะเทือนที่ผ่านมา พบว่า ควรมีความชื้นการสั่นสะเทือน 1.5-2.0 ความถี่
ของการสั่นสะเทือน 5-25 Hz โดยควรใช้ความถี่ต่ำ เพื่อลดการสึกหรอ
และประหยัดพลังงานไฟฟ้าของมอเตอร์สั่นสะเทือน และเพิ่มแอมพลิจูด
เพื่อเพิ่มความชื้นการสั่นสะเทือนแทน

จากการที่มีการผลิตและใช้งานเครื่องอบแห้งฟลูอิดไรส์
อย่างแพร่หลายทั้งในประเทศและต่างประเทศ และความต้องการลดกำลัง
ไฟฟ้าของมอเตอร์พัดลม ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อพัฒนา
แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เพื่อทำนายอัตราการอบแห้งและความสิ้น
เปลืองพลังงานไฟฟ้า หากความหนาของฉนวนที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐ
ศาสตร์ และสมการเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดในการอบแห้งข้าวเปลือกโดย
เทคนิคฟลูอิดไรส์เบดต้นสะเทือน ขนาดกำลังการผลิต 2.5-5.0 tons/hr

2. วิธีดำเนินการ

2.1 การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

Soponronarit และ Prachawarakorn [6] และ Soponronarit
และคณะ [1] ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และสมการอัตราการ
อบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบด โดยศึกษาในช่วงอัตราการ
ไหลเฉพาะของอากาศ 0.13-0.33 kg/s-kg dry matter และ 0.03-0.16

kg/s-kg dry matter ตามลำดับ ซึ่งสามารถนำมาประยุกต์ใช้กับการพัฒนา
แบบจำลองทางคณิตศาสตร์การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์
เบดต้นสะเทือนได้ โดยตั้งสมมติฐานดังนี้ 1) เกิดสมดุลความร้อน
ระหว่างข้าวเปลือกกับอากาศอบแห้ง 2) การไหลของข้าวเปลือกในห้อย
อบแห้งเป็นการไหลแบบลูกสูบ (plug flow) 3) ข้าวเปลือกเกิดการ
ฟลูอิดไรส์อย่างสมบูรณ์ในห้อยอบแห้ง 4) อากาศไหลผ่านเมล็ด
ข้าวเปลือกอย่างสม่ำเสมอ และ 5) แรงลัพท์ของการสั่นสะเทือนมีทิศทาง
เดียวกับทิศทางของอากาศอบแห้ง รูปที่ 1 แสดงโครงสร้างระบบ
อบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบดต้นสะเทือนและปริมาตรควม
คุมในแต่ละส่วนของระบบ จากกฎอนุรักษ์พลังงานและมวล สามารถนำ
มาประยุกต์เขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$T_{ma} = \frac{Q_6/m_{mix} + (c_a + c_v W_{g1}) T_{fa}}{c_a + W_{g1} c_v} \quad (1)$$

$$T_{g1} = \frac{Q_1/m_{mix} + c_a T_{mix} + W_{mix} (h_{fg} + c_v T_{mix})}{c_a + W_{g1} c_v} - \frac{W_{g1} h_{fg} + \Delta U_{p1}}{c_a + W_{g1} c_v} \quad (2)$$

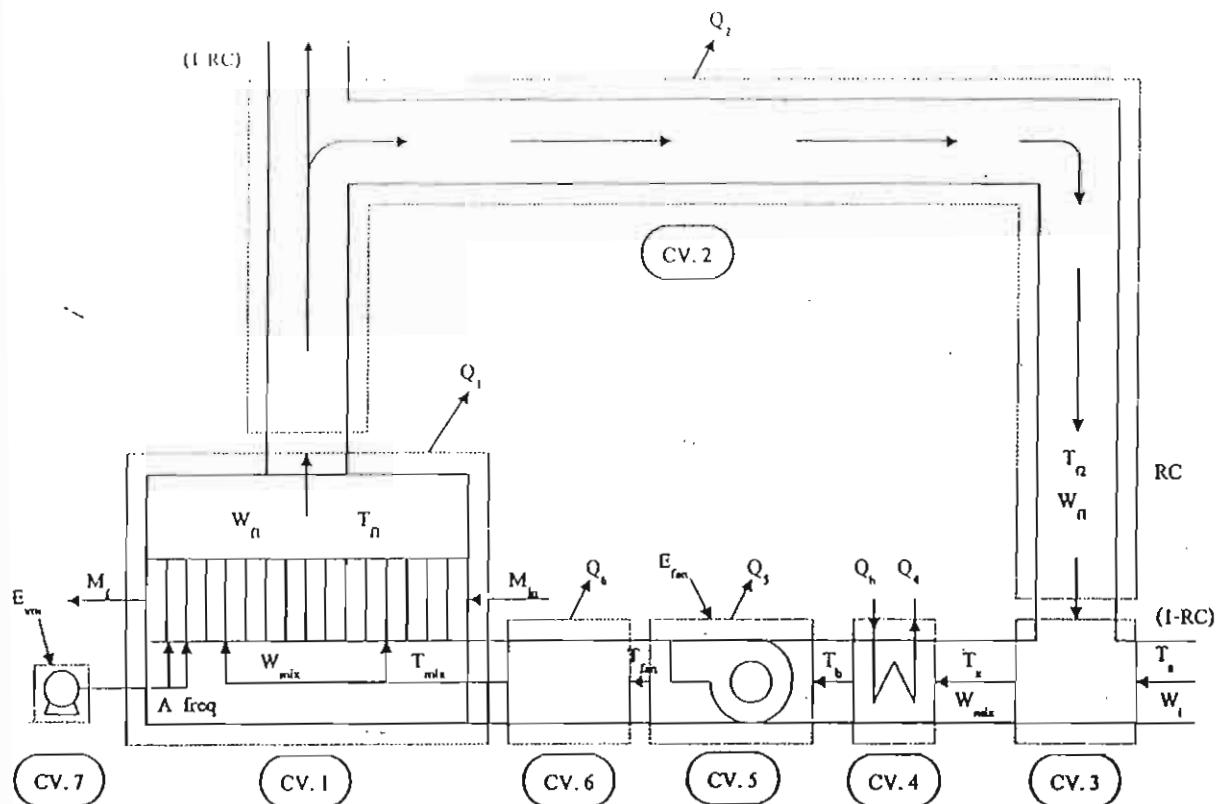
$$T_{g2} = \frac{Q_2/(RCm_{mix}) + c_a T_{g1} + W_{g1} c_v T_{g1}}{c_a + W_{g1} c_v} \quad (3)$$

$$T_a = \frac{(1-RC)(c_a T_a + W_i (h_{fg} + c_v T_a)) - W_{mix} h_{fg}}{c_a + W_{mix} c_v} + \frac{RC(c_a T_{g2} + W_{g1} (h_{fg} + c_v T_{g2}))}{c_a + W_{mix} c_v} \quad (4)$$

$$\frac{P_1 m_{mix}}{\rho_a \eta_f} + Q_5 = m_{mix} (c_a + c_v W_{mix}) (T_{fa} - T_b) \quad (5)$$

$$Q_4 + Q_5 = m_{mix} (c_a + c_v W_{mix}) (T_a - T_b) \quad (6)$$

จากสมการที่ (2) และการอบแห้งข้าวเปลือกแบบชั้นบาง
สามารถคำนวณหาความชื้นเฉลี่ยของอุณหภูมิอากาศแห้งอบแห้งและ
สัดส่วนความร้อนของอากาศแห้งอบแห้ง โดยตอนแรกทำการสมมติค่า
สัดส่วนความร้อนของอากาศแห้งอบแห้ง และจากวิธี Newton-Raphson
วิธีเชิงตัวเลข (Numerical method) และกฎทางเทอร์โมไดนามิกส์
สามารถคำนวณหาคุณสมบัติของอากาศ ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้า
และความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน



รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกฟลูอิดไรเซชัน

2.2 การหาความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐศาสตร์

การหุ้มนวนเพื่อลดความร้อนสูญเสียออกจากระบบ ต้องคำนึงถึงค่าใช้จ่ายในการลงทุนหรือความคุ้มทุนในเชิงเศรษฐศาสตร์ด้วย โดยเมื่อเพิ่มความหนาแน่นสามารถลดความร้อนสูญเสียได้เพิ่มขึ้นอีก แต่เสียค่าใช้จ่ายในการลงทุนเพิ่มขึ้นด้วย ดังนั้นในการคำนวณหาความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐศาสตร์ ต้องคำนึงถึงค่าใช้จ่ายรวมน้อยที่สุด นั่นคือ ค่าใช้จ่ายในการลงทุนหุ้มนวนรวมกับค่าซื้อเพลิงที่สิ้นเปลืองเนื่องจากความร้อนสูญเสียภายในหนึ่งวัน เมื่อคิดว่าภายในหนึ่งปีมีการอบแห้งข้าวเปลือก 24 ชั่วโมงต่อวัน เป็นเวลา 3 เดือน โดยแบ่งการคำนวณเป็น 5 ช่วง คือ ปริมาตรควบคุม 1, 2, 4, 5 และ 6 ดังรูปที่ 1 และคำนวณหาค่าใช้จ่ายรวมน้อยที่สุด เพื่อหาความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุดในแต่ละช่วง จากนั้นคำนวณหาระยะเวลาคืนทุน (Payback Period)

2.3 การหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และวิธีหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุด โดยวิธี Grid Search Method สามารถคำนวณหาค่าความชื้นสุดท้ายและความถี่เปลี่ยนพลังงานป้อนภูมิจำเพาะ ซึ่งเป็นฟังก์ชันจุดประสงค์

(Objective Functions) โดยมีเงื่อนไขที่กักหนก (Boundary Constraints) ดังนี้ สัดส่วนอากาศเวียนกลับ 0-0.97 ความสูงชั้นข้าวเปลือก 5-20 cm อุณหภูมิอากาศอบแห้งไม่เกิน 150 °C (อุณหภูมิอากาศแห้งออกจากพัดลม 100-160 °C) ความเข้มข้นการต้มน้ำ 1.0-2.5 ความถี่การต้มน้ำ 5-25 Hz ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกมีค่าไม่น้อยกว่า 19 % d.b. ความแตกต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นกับความชื้นสุดท้ายมีค่าไม่น้อยกว่า 4 % d.b. และกำหนดให้ความเร็วอากาศอบแห้งมีค่าคงที่เท่ากับ 2.3 m/s และ 1.5 m/s สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรเซชันและการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรเซชันแบบต้มน้ำ

การหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดในครั้งแรก กำหนดฟังก์ชันจุดประสงค์ คือ ค่าความชื้นสุดท้าย ในการหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดในครั้งที่สอง กำหนดฟังก์ชันจุดประสงค์ คือ ค่าความถี่เปลี่ยนพลังงานป้อนภูมิจำเพาะ โดยให้ค่าความชื้นสุดท้ายแปรผันค่าได้ไม่เกิน 0.5 % d.b. จากค่าความชื้นสุดท้ายน้อยที่สุดที่ได้จากการหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดในครั้งแรก ซึ่งจะช่วยให้สามารถหาภาวะเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรเซชัน และการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรเซชันแบบต้มน้ำได้

ตารางที่ 1 เปรียบเทียบค่าที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดเบดต้นสะเทือน

T_{in} (°C)	F (tons/h)	H (m)	M_u (% d.b.)	T_{min} (°C)		error (%)	M_t (% d.b.)		error (%)	T_t (°C)		error (%)	SHC (MJ/kg-water evaporated)		error (%)	SPC (MJ/kg-water evaporated)		error (%)
				Exp.	Sim.		Exp.	Sim.		Exp.	Sim.		Exp.	Sim.		Exp.	Sim.	
130	3.12	0.115	25.9	119.7	123.6	3.3	22.5	22.6	0.4	65.2	76.2	16.9	6.45	5.87	-9.0	0.90	0.92	2.2
140	4.72	0.147	26.7	129.5	133.4	3.0	23.3	23.9	2.5	65.8	77.5	17.8	4.83	5.46	13.0	0.73	0.85	16.4
150	6.42	0.119	25.9	140.3	142.7	1.7	23.3	23.4	0.2	59.4	75.5	27.1	4.93	5.12	3.9	0.70	0.58	-17.1
150	6.09	0.150	25.9	140.1	142.2	1.5	23.7	23.4	-1.1	56.1	77.1	37.5	6.70	5.48	-18.2	0.85	0.72	-15.3
150	5.10	0.150	26.1	139.4	142.5	2.2	23.4	23.3	-0.3	62.2	80.9	30.0	6.01	5.47	-9.0	0.79	0.75	-5.1
130	4.82	0.115	26.8	124.9	124.3	-0.5	23.7	24.1	1.7	56.0	71.7	27.9	5.47	5.16	-5.7	0.77	0.79	2.6
140	4.82	0.115	24.1	132.5	133.0	0.4	20.7	21.5	3.9	57.3	77.6	35.4	4.69	5.71	21.7	0.66	0.78	18.2
150	4.82	0.115	28.0	140.3	143.0	1.9	23.0	24.5	6.6	63.7	77.6	21.7	3.80	5.14	35.3	0.48	0.60	25.0

3. ผลและวิจารณ์

3.1 ความถูกต้องของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

การเปรียบเทียบค่าอุณหภูมิอากาศอบแห้ง ความชื้นสุดท้าย อุณหภูมิอากาศหลังการอบแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน จานเพาะ และความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าปฏุมุมิ จานเพาะ ที่ได้จาก การทดลองกับค่าที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ แสดงไว้ในตารางที่ 1 พบว่า ความแตกต่างของความชื้นสุดท้ายมีค่าไม่เกิน 7 % ความแตกต่าง ของความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนจานเพาะมีค่าไม่เกิน 35 % และ ความแตกต่างของความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าปฏุมุมิ จานเพาะมีค่าไม่ เกิน 25 % โดยกำหนดประสิทธิภาพหัตถกรรมเท่ากับ 50 % ประสิทธิภาพ มอเตอร์หัตถกรรมและมอเตอร์ต้นสะเทือนเท่ากับ 88 % และ 85 % ตาม ลำดับ และประสิทธิภาพหัวเหว้าน้ำมันดีเซลเท่ากับ 93 %

3.2 การหาความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐศาสตร์

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และการคำนวณค่าใช้จ่ายรวม น้อยที่สุด (ค่าใช้จ่ายการลงทุนหุ้มฉนวนรวมกับค่าเชื้อเพลิงที่สิ้นเปลือง เนื่องจากความร้อนสูญเสียภายในหนึ่งวัน) ความหนาแน่นที่เหมาะสม ที่สุดในแต่ละปริมาตรควบคุม ที่สถานะเงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ แสดง ไว้ในตารางที่ 2 โดยการหุ้มฉนวนความหนา 25 mm สามารถลดความ ร้อนสูญเสียได้ประมาณ 91-92 % ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 97 °C และ 122 °C สำหรับปริมาตรควบคุมที่ 1, 2, 4, 5 และ 6 ความหนาแน่นที่ เหมาะสมเชิงเศรษฐศาสตร์เท่ากับ 25 mm และอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 145 °C สำหรับปริมาตรควบคุมที่ 1, 2 และ 4 ความหนาแน่นที่ เหมาะสมเท่ากับ 25 mm ปริมาตรควบคุมที่ 5 และ 6 ความหนาแน่นที่ เหมาะสมเท่ากับ 50 mm โดยความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุดเชิง

เศรษฐศาสตร์ในแต่ละปริมาตรควบคุมขึ้นอยู่กับอุณหภูมิอากาศอบแห้ง ซึ่งมีความหนาแน่นไม่เกิน 50 mm และระยะเวลาคืนทุนไม่เกิน 10 วัน และเมื่อตัดส่วนอากาศเวียนกลับเท่ากับศูนย์ ความหนาแน่นของ ปริมาตรควบคุมที่ 2 มีค่าเท่ากับศูนย์

3.3 การหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุด

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และวิธีการหาแนวทางการ อบแห้งที่เหมาะสมที่สุด พบว่า ในการคำนึงให้ระบบสามารถลดความชื้น ของข้าวเปลือกภายหลังการอบแห้งให้มีค่าความคลาดเคลื่อนจากค่า ความชื้นสุดท้ายที่ต่ำที่สุดไม่เกิน 0.5 % และมีความสิ้นเปลืองพลังงาน ปฏุมุมิ จานเพาะต่ำที่สุดด้วย สถานะเงื่อนไขการอบแห้งข้าวเปลือกที่ เหมาะสมที่สุดแสดงสรุปไว้ในตารางที่ 3 และ ตารางที่ 4 สำหรับการอบ แห้งข้าวเปลือกที่ขนาดกำลังผลิต 5 tons/h ความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 30 % d.b. และความเร็วอากาศอบแห้ง 2.3 m/s สถานะเงื่อนไขการอบแห้ง ข้าวเปลือกที่เหมาะสมที่สุดโดยเทคนิคฟลูอิดเบดชั้น มีดังนี้ อุณหภูมิ อากาศอบแห้ง 150 °C ตัดส่วนอากาศเวียนกลับ 0.93 และความสูงชั้น ข้าวเปลือก 11.9 cm มีความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมุมิ จานเพาะเท่ากับ 5.77 MJ/kg-water evaporated และความชื้นสุดท้ายเท่ากับ 24.9 % d.b. และสำหรับการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดเบดต้นสะเทือน ที่กำลังการ ผลิตและความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 2 ความเร็วอากาศอบแห้งเท่ากับ 1.5 m/s สถานะเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด มีดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบ แห้ง 143 °C ตัดส่วนอากาศเวียนกลับ 0.84 ความสูงชั้นข้าวเปลือก 9.9 cm ความถี่การต้นสะเทือน 5 Hz และความเข้มการต้นสะเทือน 2.5 มีความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมุมิ จานเพาะเท่ากับ 5.37 MJ/kg-water evaporated และความชื้นสุดท้ายเท่ากับ 26.0 % d.b.

ตารางที่ 2 ความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุดเชิงทฤษฎี

(สภาวะเงื่อนไขของการอบแห้ง $F = 5 \text{ tons/h}$, $T_g = 30^\circ\text{C}$, $T_a = 25^\circ\text{C}$, $M_u = 30\% \text{ d.b.}$, $V = 2.3 \text{ m/s}$, $H = 0.20 \text{ m}$)

T_{in} ($^\circ\text{C}$)	T_{out} ($^\circ\text{C}$)	RC (%)	freq (Hz)	Vbl	ความหนาแน่นที่เหมาะสมที่สุด (mm)					ค่าลงทุน จำนวนทั้งหมด (บาท)	ค่าเชื้อเพลิง ที่ประหยัดได้ (บาทต่อวัน)	ระยะเวลา คืนทุน (วัน)
					CV.1	CV.2	CV.4	CV.5	CV.6			
100	97	0	0	0	25	0	25	25	25	3,832	457	9
100	98	93	0	0	25	25	25	25	25	6,039	666	10
125	122	93	0	0	25	25	25	25	25	6,039	966	7
150	146	93	0	0	25	25	25	50	50	7,221	1,300	5
150	145	93	5*	2.5	25	25	25	50	50	7,221	1,240	5

หมายเหตุ: * กำหนดให้ $V = 1.5 \text{ m/s}$

ตารางที่ 3 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซน

(สภาวะเงื่อนไขของการอบแห้ง $T_g = 30^\circ\text{C}$, $T_a = 25^\circ\text{C}$, $M_u = 30\% \text{ d.b.}$, $V = 2.3 \text{ m/s}$)

F (tons/h)	T_{in} ($^\circ\text{C}$)	T_{out} ($^\circ\text{C}$)	RC (%)	H (m)	SPEC (MJ/kg-water evap.)	M_f (% d.b.)
3	154	150	94	0.165	6.52	23.0
4	154	150	94	0.137	6.06	24.1
5	154	150	93	0.119	5.77	24.9

ตารางที่ 4 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซนเบื้องต้น

(สภาวะเงื่อนไขของการอบแห้ง $T_g = 30^\circ\text{C}$, $T_a = 25^\circ\text{C}$, $M_u = 30\% \text{ d.b.}$, $V = 1.5 \text{ m/s}$)

F (tons/h)	T_{in} ($^\circ\text{C}$)	T_{out} ($^\circ\text{C}$)	RC (%)	H (m)	freq (Hz)	Vbl	SPEC (MJ/kg-water evaporated)	M_f (% d.b.)
3	152	145	89	0.110	5	2.5	6.00	24.6
4	150	144	87	0.103	5	2.5	5.63	25.5
5	150	143	84	0.099	5	2.5	5.37	26.0

4. อุปกรณ์

1. แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบดสั่นสะเทือน สามารถคำนวณและทำนายค่าต่าง ๆ ของการอบแห้งข้าวเปลือกได้ค่อนข้างดี

2. การปรับขนาดความหนา 25 mm สามารถลดความร้อนสูญเสียได้ประมาณ 91-92 % โดยความหนาขนาดที่เหมาะสมที่สุดเชิงเศรษฐศาสตร์ในแต่ละปริมาณความชื้นขึ้นอยู่กับอุณหภูมิอากาศอบแห้ง มีความหนาขนาดไม่เกิน 50 mm และระยะเวลาเกินทุนไม่เกิน 10 วัน

3. ที่สภาวะเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด สำหรับขนาดกำลังผลิต 5 tons/h และความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก 30 % d.b. พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบดสั่นสะเทือน มีความสิ้นเปลืองพลังงานป้อนป้อนน้อยกว่าการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์ประมาณ 7 % โดยมีค่าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก 26.0 % d.b. และความสิ้นเปลืองพลังงานป้อนป้อนเท่ากับ 5.37 MJ/kg-water evaporated

5. สัญลักษณ์

- A คือ แอมพลิจูดการสั่นสะเทือน, mm
- c_a คือ ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง, kJ/kg °C
- c_w คือ ความร้อนจำเพาะของไอน้ำในอากาศ, kJ/kg °C
- F คือ อัตราการป้อนข้าวเปลือก, tons/h
- freq คือ ความถี่การสั่นสะเทือน, Hz
- H คือ ความสูงชั้นข้าวเปลือก, m
- h_p คือ ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ, kJ/kg
- M_i คือ ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก, % d.b.
- M_f คือ ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก, % d.b.
- m_{air} คือ อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศอบแห้ง, kg/s
- P_i คือ ความดันตกของระบบ, kPa
- Q_i คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของห้องอบแห้งให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
- Q_o คือ อัตราการสูญเสียความร้อนต่ออากาศเวียนกลับให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
- Q_r คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของหัวเผาน้ำมันดีเซลให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
- Q_s คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
- Q_{ex} คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศหลังจากออกจากพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
- Q_{in} คือ อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน, kW
- RC คือ สัดส่วนอากาศเวียนกลับ, เศษส่วน
- SHC คือ ความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนจำเพาะ,

MJ/kg-water evaporated

SPC คือ ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าป้อนป้อนจำเพาะ,

MJ/kg-water evaporated

SPEC คือ ความสิ้นเปลืองพลังงานป้อนป้อนจำเพาะ,

MJ/kg-water evaporated

T_a คือ อุณหภูมิกระเปาะแห้งของอากาศแวดล้อม, °C

T_b คือ อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าพัดลม, °C

T_{ex} คือ อุณหภูมิอากาศหลังจากออกจากพัดลม, °C

T_n คือ อุณหภูมิอากาศหลังการอบแห้ง, °C

T_{in} คือ อุณหภูมิอากาศเวียนกลับ, °C

T_{mix} คือ อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง, °C

T_r คือ อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าหัวเผาน้ำมันดีเซล, °C

T_{ws} คือ อุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศแวดล้อม, °C

ΔU คือ การเปลี่ยนแปลงพลังงานภายในของเมล็ดข้าวเปลือกต่อหนึ่งหน่วยมวลอากาศแห้ง, kJ/kg-dry air

V คือ ความเร็วของอากาศอบแห้ง, m/s

v_{bl} คือ ความเข้มข้นการสั่นสะเทือน, ไร่นว

W_i คือ สัดส่วนความชื้นของอากาศใหม่, เศษส่วน

W_{mix} คือ สัดส่วนความชื้นของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง, เศษส่วน

W_n คือ สัดส่วนความชื้นของอากาศหลังอบแห้ง, เศษส่วน

ρ คือ ความหนาแน่นของอากาศแวดล้อม, kg/m³

η_f คือ ประสิทธิภาพของพัดลม, ไร่นว

กิตติกรรมประกาศ

ผู้วิจัยขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

Australian Centre for International Agricultural Research ที่ให้การสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

- [1] S., Soponronarit, S., Prachawarakorn, and O., Sripawatakul, "Development of Cross-flow Fluidized Bed Paddy Dryer", Drying Technology, Vol. 14, 1996, pp. 2397-2410.
- [2] S., Soponronarit, S., Wetchacama, T., Swasdisevi, and N., Poomsa, "Managing Moist Paddy by Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation", Drying Technology, Vol. 17, No. 1 & 2, 1999, pp.335-344.
- [3] วุฒิกรรณ จริยดิโนวิท, การออกแบบและทดสอบเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรส์เบดสั่นสะเทือน, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีการจัดการ

ผลงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2541, หน้า 1-8, 23-59.

- [4] A.P., Rysin, "Theory and Technology of Food Product Drying in Fluidized Vibration Bed", Drying of Solids, New York, International Science Publisher and Oxford & IBH publishing Co. Ltd., 1992, pp. 86-99.
- [5] D., Ringer, and A.S., Mujumdar, "Flow and Immersed Surface Heat Transfer in A Vibro-Fluidized Bed", Proceedings of Third International Symposium on Drying at McGill University, Vol. 1, 1982, pp. 67-73.
- [6] S., Soponronarit, and S., Prachawarakom, "Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying", Drying Technology, Vol. 12, 1994, pp. 1667-1686.



**The Engineering Technology Exhibition
And Symposium 1999**

**การประชุมใหญ่วิชาการทางวิศวกรรม
ประจำปี 2542**

กรุงเทพมหานคร

1-2 พฤศจิกายน 2542

Bangkok, Thailand

November 1-2, 1999

การทดลองเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน
ที่ใช้ความร้อนจากเตาเผาแกลบและหัวเผาไม้หั่นเคาะ

Comparative Experiment between Paddy Dried by Fluidization Technique Using Thermal Energy
from Rice Husk Furnace and Diesel Burner

ตราวุทธิ์ สมิตะ ไชอิน สมชาติ โสภณภณฤทธิ์ และสมบุญ เวชกามา

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ถนนประชาธิปไตย แขวง ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

โทรศัพท์ 470-8624 โทรสาร 427-9260

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาผลของการปรับอัตราส่วนอากาศเวียนกลับ ในเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซชัน ที่มีค่าความชื้นเปลือกหลังงานจำเพาะ และค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง และเปรียบเทียบผลการทดลองระหว่างกรณีการใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล กับกรณีการใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนเป็นแหล่งความร้อนในการอบแห้ง จากผลการทดลองพบว่า กรณีการใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลอัตราส่วนอากาศเวียนกลับที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 45 - 60 % โดยมีความชื้นเปลือกหลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฏิกิริยาอยู่ในช่วง 5 - 5.7 MJ/kg-water evaporated และค่าใช้จ่ายในการอบแห้งอยู่ระหว่าง 1.45 - 2.55 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย กรณีการใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลน มีประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบเฉลี่ย 54 % ความชื้นเปลือกหลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฏิกิริยาเฉลี่ย 9.4 MJ/kg-water evaporated คิดเป็นค่าใช้จ่ายในการอบแห้งเฉลี่ย 0.95 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย จากผลการทดสอบคุณภาพข้าวหลังการอบแห้งกรณีที่ใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลและใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนในการอบแห้งพบว่า มีเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นและความขาวใกล้เคียงกัน อยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้

Abstract

The objectives of this research were to study the effect of the air recycled ratio in a fluidized bed dryer on specific energy consumption and drying cost, and to compare the results of paddy drying by fluidization technique between using thermal energy from diesel burner and rice husk furnace. It was found that in case of using thermal energy from diesel burner the suitable air recycled ratio was 45-60 %, the specific energy consumption and drying cost were 5-5.7 MJ/kg-water evaporated and 1.45-2.55 Baht/kg-water evaporated, respectively. In case of using thermal energy from rice husk furnace

(thermal efficiency = 54 %), it was found that the average specific energy consumption in terms of primary energy and drying cost were 9.4 MJ/kg-water evaporated and 0.95 baht/kg-water evaporated, respectively. From testing of paddy qualities after drying, in cases of using diesel burner and rice husk furnace, the percentage of head rice yield and rice whiteness from both cases were nearly the same and acceptable.

1. บทนำ

ประเทศไทยนับเป็นประเทศผู้ผลิตและส่งออกข้าวที่สำคัญอันดับแรก ๆ ของโลก แต่ละปีสามารถผลิตข้าวเปลือกได้ 19-21 ล้านตัน ซึ่ง 2 ใน 3 ส่วน ใช้บริโภคภายในประเทศ ส่วนที่เหลือส่งออกในรูปของข้าวสารประมาณ 6 ล้านตันต่อปี หรือคิดเป็นมูลค่ากว่า 8 หมื่นล้านบาท โดยปกติการเก็บเกี่ยวข้าวด้วยเครื่องเกี่ยวรวง จำเป็นต้องกระทำในขณะที่ข้าวเปลือกยังมีความชื้นสูงอยู่ และการตากข้าวเปลือกบนลานตากที่มีแนวโน้มจะได้รับความนิยมนลดลง เนื่องจากปัญหาขาดแคลนแรงงาน และสภาพดินฟ้าอากาศที่แปรปรวน ทำให้มีความจำเป็นต้องนำเครื่องอบแห้งมาใช้ Saponronnarit และ Prachayawarakom [1] ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกความชื้นสูงโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไอเซชัน โดยศึกษาตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งและการใช้พลังงาน ผลจากการทดลองมีดังนี้ อุณหภูมิอากาศ 100-150 °C อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ 0.13-0.33 kg/s/kg dry matter ความชื้นข้าวเปลือกก่อนอบแห้งอยู่ในช่วง 28.5-40 % dry-basis พบว่า อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลจำเพาะของอากาศและอุณหภูมิอบแห้ง พลังงานที่ใช้ในการอบแห้งลดลงเมื่อลดอัตราการไหลจำเพาะของอากาศ หรือเพิ่มสัดส่วนอากาศเวียนกลับ และแนะนำว่าการอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อให้ได้คุณภาพดี ไม่ควรใช้อุณหภูมิอบแห้งเกิน 115 °C และความชื้นข้าวเปลือกหลังการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 24-25 % dry-basis โดยพิจารณาเปอร์เซ็นต์

ข้าวคันและความขาวของข้าวสาร การอบแห้งข้าวเปลือกไทยเทคนิค ฟลูอิดเซชันได้มีการศึกษาและพัฒนาเรื่อยมา จนประสบความสำเร็จ สามารถสร้างเป็นเครื่องต้นแบบได้ ในปี พ.ศ. 2539 ได้เริ่มผลิตขายในประเทศและส่งออกต่างประเทศ (ขนาดกำลังการผลิต 5-10 tons/h) อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้งอยู่ระหว่าง 120-150 °C ความเร็วและสัดส่วน อากาศอบแห้งเวียนกลับประมาณ 2-2.3 m/s และ 0.8 ตามลำดับ

ในกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิด-ไลซ์เบดระดับอุตสาหกรรม สามารถประยุกต์ใช้เชื้อเพลิงในการผลิต ความร้อนได้หลายชนิด เช่น น้ำมันเตา น้ำมันดีเซล เป็นต้น การเผาไหม้ เชื้อเพลิงจากของเหลือทิ้งทางการเกษตร เช่น แกลบ มีแนวโน้มประยุกต์ ใช้มากขึ้น เนื่องจากมีราคาถูกตามารถ ประหยัดค่าใช้จ่ายในการ อบแห้ง ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาผลของการเปลี่ยนแปลง อัตราส่วนการเวียนกลับของอากาศอบแห้งของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือก แบบฟลูอิดไลซ์เบด ที่มีต่อความเปลี่ยนแปลงพลังงานจำเพาะในรูปของพลังงานปฏิกิริยา ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง และคุณภาพข้าวหลังการอบแห้ง เปรียบเทียบระหว่างกรณีที่ใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลกับกรณีที่ใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนเป็นแหล่งผลิตความร้อนในการอบแห้งข้าวเปลือก

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไลซ์เบดที่ใช้ในการทดลอง มีกำลังผลิต 10 tons/h จำนวน 2 เครื่อง ที่โรงสีทุ่งหลักัน อ.ลาดบัวหลวง จ.สุรินทร์ ลักษณะของระบบอบแห้งทั้งระบบ แสดงไว้ในรูปที่ 1 เริ่มจาก ลำเลียงข้าวเปลือกจากหุ้มนเทข้าวเปลือกโดยกะพ้อ (B1) ผ่านเครื่องทำความสะอาด (A1) เข้าสู่ถังพัก (B3 และ B4) การอบแห้งแบ่งเป็น 2 ช่วง ดังนี้

ช่วงแรก อบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องฟลูอิดไลซ์เบด เครื่องที่ 1 (A2) ซึ่งใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนผลิตความร้อน ความชื้นข้าวเปลือก ก่อนการอบแห้งอยู่ในช่วง 25-33 % dry-basis และออกจากห้องอบแห้ง ความชื้นลดลงเหลือ 20-28 % dry-basis อุณหภูมิเฉลี่ย 65 °C จากนั้น ลำเลียงข้าวเปลือกเข้าสู่ถังพักและเป่าลมเย็น (A3) เพื่อลดอุณหภูมิและความชื้นเมล็ดข้าวเปลือก

ช่วงที่สอง ลำเลียงข้าวเปลือกออกมาจากถังพักและเป่าลมเย็น (A3) ไปป้อนแห้งที่เครื่องอบแห้งเครื่องที่ 2 (A2) ซึ่งใช้หัวเผาน้ำมัน ดีเซลผลิตความร้อน ความชื้นข้าวเปลือกเข้าห้องอบแห้งอยู่ในช่วง 20-22 % dry-basis และออกจากห้องอบแห้งอยู่ในช่วง 16-19 % dry-basis อุณหภูมิเฉลี่ย 74 °C จากนั้นลำเลียงข้าวเปลือกผ่านเครื่องอบแห้งแบบ ทดุกเกล้า (A4) ตัวแรก ไม่เปิดไฟหัวเผาทำงาน (ทำหน้าที่เป็นถังพักและ เป่าลมเย็น) เพื่อลดอุณหภูมิและความชื้นข้าวเปลือกให้มีค่าเหมาะสม ก่อนนำเข้าสู่กระบวนการสีข้าว คือลดลงเหลือประมาณ 16 % dry-basis จากนั้นลำเลียงข้าวเปลือกเข้าเครื่องอบแห้งแบบทอดุกเกล้า (A4) ตัวที่สอง ซึ่งทำหน้าที่เป็นถังพักก่อนลำเลียงออกไปยังโรงเก็บที่มีการเป่าอากาศ

แวดล้อมเข้างองข้าวเปลือกทางท่อลมให้พื้นเป็นระยะ ๆ รอการขนส่งไป ยังโรงสีข้าวต่อไป

เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไลซ์เบดทั้งสองเครื่องมีอุปกรณ์หลัก ดังนี้ ห้องอบแห้งขนาด 2.5 m³ (กว้าง 1 m และยาว 2.5 m) พัดลมชนิด ใบพัดโค้งถึงโซมอเตอร์ขนาด 30.5 kW โรตารีป้อนและปล่อย ข้าวเปลือก โซมอเตอร์ขนาด 1.5 kW และกะพ้อลำเลียงข้าวเปลือก โซ มอเตอร์ขนาด 1.5 kW

เตาเผาแกลบแบบไซโคลน (รูปที่ 2) ประกอบด้วย พัดลมป้อน อากาศปฐมภูมิและอากาศทุติยภูมิ มอเตอร์ขับเคลื่อนปั๊มเชื้อเพลิงแกลบ มอเตอร์ขับเคลื่อนโรตารีป้อนแกลบ สามารถปรับความเร็วรอบได้ และมอเตอร์ ขับสกรูลิ้งค์ด้านแกลบออก ลักษณะการทำงานของเตาเผา อากาศและ แกลบถูกป้อนเข้าห้องเผาไหม้รูปทรงกระบอกในแนวตั้งแนวนอน และเกิด การหมุนวนลงสู่ด้านล่าง ซึ่งมีตะแกรงรองรับและเกิดการเผาไหม้ ขณะที่ พัดลมป้อนเชื้อเพลิงทำหน้าที่ป้อนเชื้อเพลิงออกและหมุนพัดกลแกลบให้เกิดการเผา ไหม้ดีขึ้น อากาศร้อนที่ออกจากเตาเผาไหม้ถูกดูดขึ้นและถูกนำมผสมกับ อากาศแวดล้อม เพื่อให้อุณหภูมิลดลงเหลือประมาณ 150 °C ก่อนเข้าสู่ พัดลม (2-3) ส่วนอากาศร้อนที่ออกจากห้องอบแห้งถูกปล่อยทิ้งออกสู่ บรรยากาศทั้งหมด ไม่มีการหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ อัตราการป้อน ข้าวเปลือก กรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนอยู่ในช่วง 7.8-10.5 tons/h ความสูงชั้นข้าวเปลือก 23-25 cm ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในห้องอบ แห้ง 2-3 นาที อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง 4.7 m³/s และความชื้น ตั้มีทั้งของอากาศเฉลี่ย 64 %

กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลในการอบแห้ง ความชื้นข้าวเปลือก ก่อนและหลังการอบแห้งอยู่ในช่วง 20-22 และ 16-19 % dry-basis ตาม ลำดับ ในการทดลองได้ทำการปรับอัตราส่วนอากาศเวียนกลับอยู่ระหว่าง 0-80 % อัตราการป้อนข้าวเปลือกในช่วง 9-10 tons/h ความสูงของชั้น ข้าวเปลือก 12.5 cm อุณหภูมิควบคุมการอบแห้ง 150 °C ความชื้น ตั้มีทั้งของอากาศเฉลี่ย 50 % อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง 4.5 m³/s และระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในห้องอบแห้งเฉลี่ย 1.2 นาที ทำการวัด และบันทึกปริมาณการใช้ไฟฟ้าของทุกอุปกรณ์ อัตราการป้อนแกลบ และ อัตราการใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล เพื่อคำนวณหาความเปลี่ยนแปลงพลังงานจำเพาะ เก็บตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนและหลังการอบแห้งจากเครื่องอบแห้งทุก 15-20 นาที เพื่อนำไปหาความชื้น อีกส่วนหนึ่งนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อม จนความชื้นลดลงเหลือประมาณ 16 % dry-basis หรือต่ำกว่า แล้วนำไป ทดสอบหาปริมาณข้าวคันและความขาวต่อไป

3 ผลการทดลอง

3.1 ความเปลี่ยนแปลงพลังงาน

กรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนในการอบแห้งพบว่า สามารถระเหยน้ำได้เฉลี่ย 385 kg-water evaporated/h เตาเผาแกลบใช้ กำลังไฟฟ้าสูงสุดเฉลี่ย 4.6 kW (คิดเป็นอัตราการใช้พลังงานปฏิกิริยา

43 MJ/h) เครื่องอบแห้งใช้กำลังไฟฟ้าเฉลี่ย 25.6 kW (คิดเป็นอัตราการใช้พลังงานปฐมภูมิ 239 MJ/h) อัตราการป้อนแกลบ 224 kg/h (คิดเป็นพลังงานความร้อน 3347 MJ/h) รวมอัตราการใช้พลังงานปฐมภูมิเท่ากับ 3629 MJ/h คิดในรูปของพลังงานปฐมภูมิจำเพาะเฉลี่ยเท่ากับ 9.4 MJ/kg-water evaporated ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของระบบเตาเผาเฉลี่ย 54 % ซึ่งคำนวณได้จากสมการ

$$\eta_{\text{รวม}} = \frac{m_a c_a \Delta T'}{m_f HHV} \quad (1)$$

โดย m_a คือ อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ, kg/s
 c_a คือ ความร้อนจำเพาะของอากาศ, kJ/kg°C
 $\Delta T'$ คือ ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิอากาศร้อนที่ออกจากเตาเผาแกลบกับอุณหภูมิอากาศแวดล้อม, °C
 m_f คือ อัตราการป้อนแกลบ, kg/s
 HHV คือ ค่าความร้อนสูงของแกลบ (-14,925 kJ/kg [3])

กรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล สามารถระเหยน้ำได้เฉลี่ย 270 kg-water evaporated/h ใช้กำลังไฟฟ้าสูงสุดเฉลี่ย 26 kW (คิดอยู่ในรูปอัตราการใช้พลังงานปฐมภูมิเฉลี่ย 244.7 MJ/h) อัตราการใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลอยู่ระหว่าง 36-46 liter/h คิดเป็นพลังงานความร้อน 1541-1997 MJ/h ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในรูปของพลังงานปฐมภูมิมีค่าต่ำสุด ที่อัตราส่วนอากาศอบแห้งเวียนกลับ 52 % เท่ากับ 5 MJ/kg-water evaporated และมีค่าสูงสุด 9.25 MJ/kg-water evaporated เมื่อไม่มีการเวียนกลับอากาศอบแห้ง รูปที่ 3 แสดงการเปลี่ยนแปลงความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฐมภูมิ กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลในการอบแห้ง

กรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลน (ประสิทธิภาพ 54 %) หากไม่คิดความสูญเสียจากเตาเผาแกลบ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฐมภูมิจะลดลงจาก 9.4 เหลือ 5.1 MJ/kg-water evaporated ซึ่งมีค่าต่ำกว่ากรณีที่ใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล ที่เป็นเช่นนี้เพราะความชื้นของข้าวเปลือกขาเข้าเครื่องอบแห้งเครื่องที่ 1 ซึ่งใช้เตาเผาแกลบ มีค่าสูงกว่าความชื้นของข้าวเปลือกขาเข้าเครื่องอบแห้งเครื่องที่ 2 ซึ่งใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล

3.2 การวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง

เงื่อนไขในการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งมีดังนี้ ราคาเครื่องอบแห้งและเตาเผาแกลบแบบไซโคลนรวมค่าติดตั้ง 850,000 และ 400,000 บาท ตามลำดับ ระยะเวลาการทำงาน 12 ชั่วโมงต่อวัน (เครื่องทำงาน 90 วันต่อปี) อายุการใช้งานเครื่องอบแห้งและเตาเผาแกลบเท่ากับ 10 ปี และ 5 ปี ตามลำดับ ค่าบำรุงรักษาร้อยละ 5 ของราคาขาย มูลค่าซากคิดที่ร้อยละ 10 ของราคาขาย อัตราค่าไฟฟ้า 1.55 บาทต่อหน่วย

ราคาแกลบ 100 บาทต่อตัน ราคาหัวน้ำมันดีเซล 8.14 บาทต่อลิตร และอัตราดอกเบี้ยเงินกู้ร้อยละ 12 ต่อปี จากการวิเคราะห์ได้ผลดังนี้

กรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลน ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งเฉลี่ย 0.95 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย แยกเป็นค่าใช้จ่ายในการลงทุนเครื่องอบแห้งและเตาเผาแกลบเฉลี่ย 0.62 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย ค่าเชื้อเพลิงแกลบเฉลี่ย 0.06 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย ค่าไฟฟ้าเฉลี่ย 0.12 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย และค่าบำรุงรักษาเฉลี่ย 0.15 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย

กรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งอยู่ในช่วง 1.45 - 2.55 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย แยกเป็นค่าใช้จ่ายในการลงทุนเครื่องอบแห้งอยู่ในช่วง 0.40 - 0.65 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย ค่าหัวน้ำมันดีเซลอยู่ในช่วง 0.8 - 1.52 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย ค่าไฟฟ้าอยู่ในช่วง 0.12 - 0.19 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย และค่าบำรุงรักษาอยู่ในช่วง 0.11 - 0.19 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย

3.3 ผลการทดสอบคุณภาพการสีและความขาว

กรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนพบว่าเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นเฉลี่ย 53.2 % และความขาวเฉลี่ย 47 ข้าวยังอิงมีเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นและความขาวเฉลี่ยเท่ากับ 55.3 % และ 47.3 ตามลำดับ

กรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลพบว่าเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นมีค่าใกล้เคียงกับของข้าวยังอิงมาก คือประมาณ 43 % และค่าความขาวมีค่าใกล้เคียงกับของข้าวยังอิงเช่นเดียวกัน คือประมาณ 52.4 (ความขาวของข้าวยังอิงประมาณ 53)

4 สรุป

1. กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลในการอบแห้ง อัตราส่วนอากาศเวียนกลับที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 45-60 % ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฐมภูมิอยู่ในช่วง 5-5.7 MJ/kg-water evaporated ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งอยู่ในช่วง 1.45-1.55 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย ครอบคลุมต้นทุนของข้าวเปลือกก่อนและหลังการอบแห้งในช่วง 20-22 และ 16-19 % dry-basis ตามลำดับ

2. กรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนในการอบแห้ง (ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเฉลี่ย 54 %) เมื่อความชื้นของข้าวเปลือกก่อนและหลังการอบแห้งอยู่ในช่วง 25-33 และ 20-28 % dry-basis ตามลำดับ มีความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฐมภูมิเฉลี่ย 9.4 MJ/kg-water evaporated และค่าใช้จ่ายในการอบแห้งเฉลี่ย 0.95 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย

3. จากการทดสอบคุณภาพข้าวหลังการสีพบว่า กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลและใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนในการอบแห้ง มีเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นและค่าความขาวไม่แตกต่างกันมากนัก และอยู่ในเกณฑ์ยอมรับได้

5 กิตติกรรมประกาศ

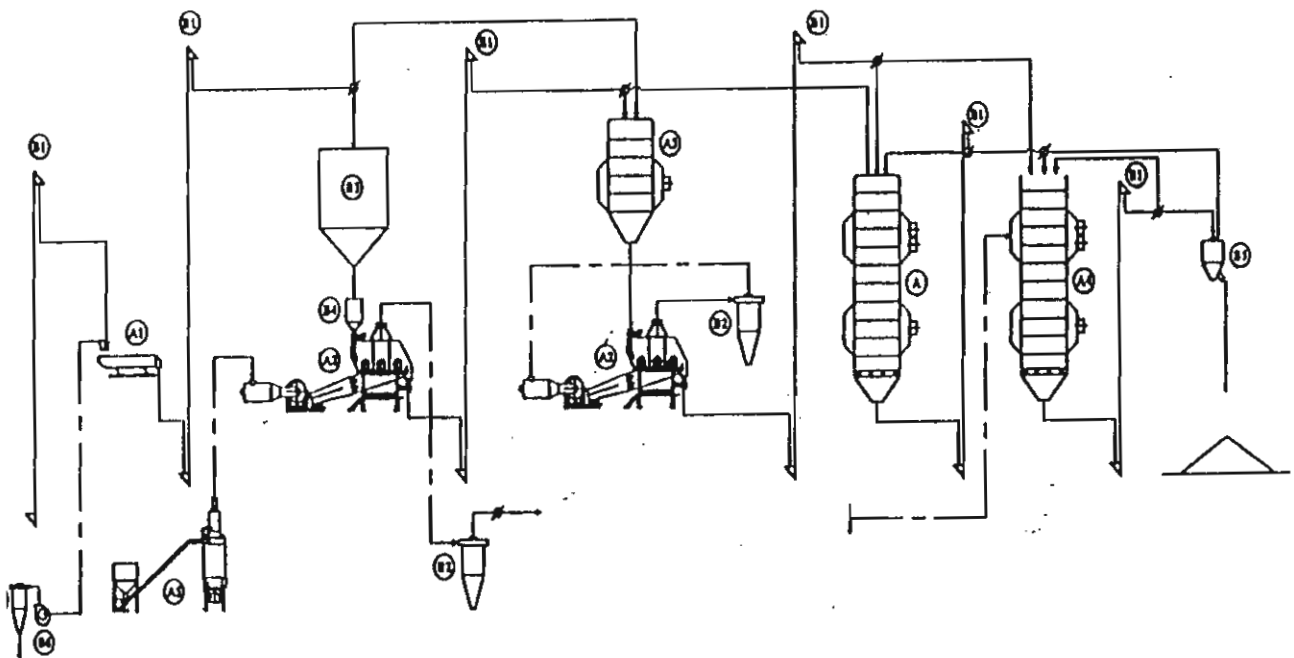
ผู้เขียนใคร่ขอขอบพระคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย ที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัยนี้ และขอขอบพระคุณผู้วิจัยข้าวปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพข้าวก่อนและหลังการอบแห้ง

เอกสารอ้างอิง

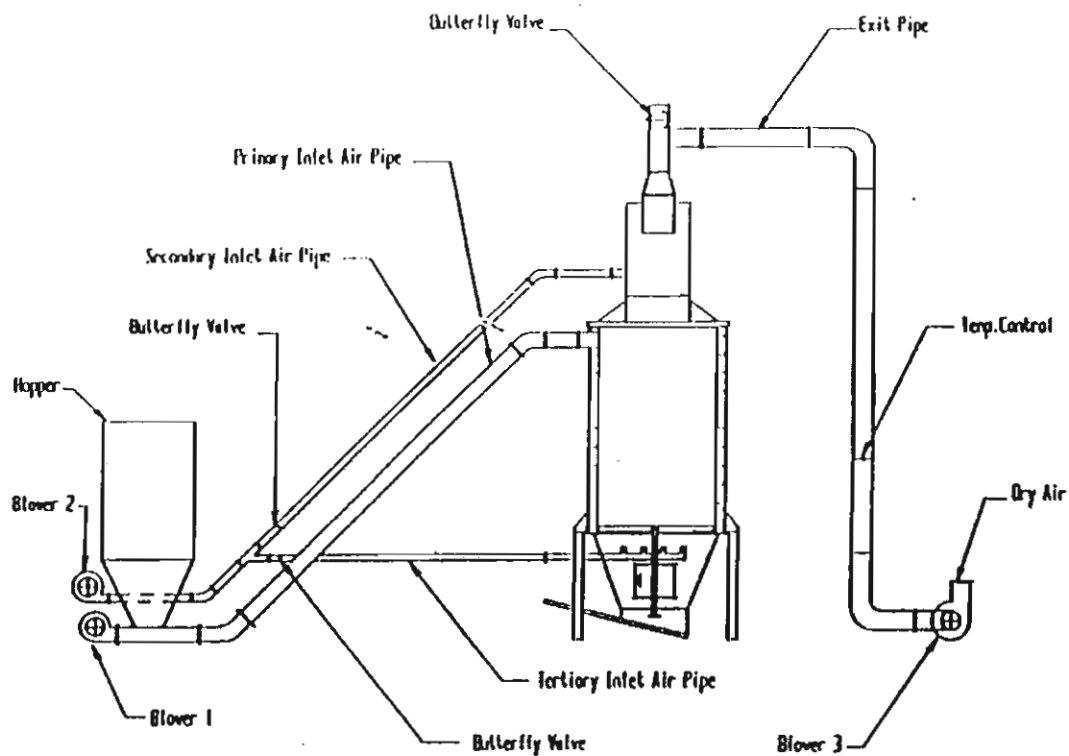
[1] Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., "Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Dryer", Drying Technology, Vol. 12, No. 7, 1994, pp. 1667 - 1686.

[2] อติศักดิ์ ชูจินดา, เทคโนโลยีการอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรซ์เบด, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิตมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2540, 90 หน้า.

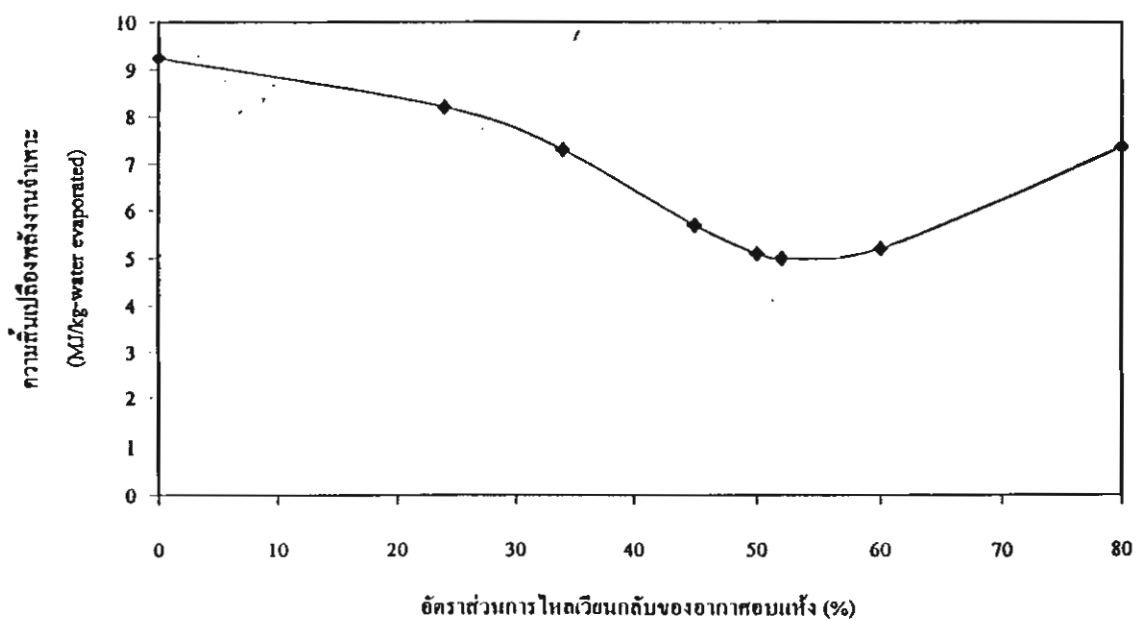
[3] บุญเรือง ศรีสวัสดิ์, การปรับปรุงสมรรถนะเตาเผาถ่าน, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 2541, 131 หน้า.



รูปที่ 1 ไลอะแกรมระบบอบแห้งข้าวเปลือก โรงสีทุ่งหลักจัน อ. ตาคั่วหวาง จ. ชลบุรี



รูปที่ 2 โค้ดแกรมเคาเคสแบบไซโคลน



รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในรูปพลังงานปฐมภูมิ
กรณีใช้หัวเผา น้ำมันดีเซล

Industrial-Scale Prototype of Continuous Two-Dimensional Spouted Bed Paddy Dryer

Thanid Madhayanon¹, Somchart Soponronnarit² and Warunee Tia²

¹Ph.D.student

²School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Road, Bangkok 10104, Thailand

Abstract

An industrial scale prototype of spouted bed paddy dryer with a capacity of around 3500 kg/h was constructed and tested. The prototype was shown to be a desirable feature of spouted bed as well as capability of continuous drying and offering consistent results through the testing period. At early phase of experiments, feed rate and energy consumption were undesirable. To overcome these problems, a high pressure blower was used. Experimental results showed that the prototype performed well on moisture reduction and milling quality. However, in the experiments, difficulties were experienced in achieving high moisture reduction while high feed rates were maintained. This is due to the insufficient residence time that increased with the increase in drying chamber length. The high temperatures up to 130-160°C were applied to dry paddy from various initial moisture contents to the range of 14-25% dry basis without significant quality changing. Thermal energy consumption, which in range of 3.1-3.8 MJ/kg water, is comparable with commercial dryers. The effect on milling quality while paddy moisture is further reduced to 16-18% dry basis should be studied.

Key words: drying, grain, spouting

Introduction

The combination of two distinct hydrodynamic categories, a pneumatic transport in the spout which allows intensive heating and moisture evaporation and a falling bed in the downcomer which processes tempering of particles, is the main feature of the spouted bed. It is clear that a major part of the drying takes place in the spout and the moisture redistribution in the grain kernel takes place in the downcomer without significant moisture removal. The influence of the continuous movement of particles between the spout and the downcomer leads to a uniform moisture content and bed temperature. The substantial short period of the movement in the spout allows for high inlet air temperature without damaging the grains. To overcome the limitations of conventional cylindrical-conical spouted bed, Mujumdar (1984) proposed the two-dimensional spouted bed which the scaling – up can be achieved.

Kalwar *et al.* (1991), Kalwar and Raghavan (1993 a and b) studied drying of grains in two-dimensional spouted bed with draft plates using soybean, wheat, corn and shelled corn. It was found that thin layer drying of grains yielded to Page's equation was in very well agreement with observation data, and two constant parameters of equation correlated with bed geometry and operating parameters. The circulation of particles strongly depended on the entrance height, spout width and slant angle. It increased with the increase in all of these parameters. It was also illustrated that the drying rate was significantly influenced by grain circulation rate.

The effect of bed height on drying rate was also reported by Tulasidas *et al.* (1993). The results indicated that the MR and the apparent diffusion coefficient increased with the decrease in bed height. Page's model of which two parameters related to the bed height was found a good description of the drying kinetics. However, a linear equation was also found to be suitable to describe the drying kinetic of paddy and two parameters of this equation were related to hold-up and drying temperature as reported by Wetchacama *et al.* (1999). The milling of paddy in terms of head rice yield and drying characteristics were investigated by Nguyen *et al.* (1998 a and b). A triangular spouted bed was proposed in their experiments. The result of head rice yield was satisfactory as long as the moisture content was above 17.6% dry basis regardless of using high temperature up to 160°C. Thermal energy consumption in a rice mill which used diesel oil as fuel to heat drying air was reported by Meeso *et al.* (1993) and was found to be 2.56 and 5.82 MJ/kg water evaporated for first and second stages of drying, respectively.

Although extensive research has already been done on the spouted bed technique, the past effort has focussed on laboratory scale spouted bed dryer with particular emphasis on batch drying of agricultural food product. However, none of these works is introduced to the grain drying industry. In order to serve the commercial rice mill which continuous paddy drying is favorable, there is a need to enhance the capacity of spouted bed dryer.

The objectives of this research are therefore to design and construct an industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer, and then test in a rice mill.

Materials and Methods

Drying studies were conducted in an industrial-scale prototype of spouted bed paddy dryer with a capacity of 3500 kg/h as shown in Figs. 1 and 2. The dryer consists of a vertical rectangular chamber 0.6 m in width, 1.45 m in height and 2.1 m in length. Front and both side walls of the drying chamber were made of glass to visualize the grain flow patterns. The slanting base plates were inclined at 60 degrees. The air entrance width is 0.04 m. The draft plates with 0.62 m in height are centrally installed to accommodate a spout width of 0.06 m at early phase of experiments and 0.82 m in height for final phase of experiments. The entrance height was held at 0.10 m, 0.125 m and 0.15 m, respectively. The air was heated by a diesel oil burner. Paddy was continuously fed into the hopper by an elevator before being

automatically fed to the drying chamber. With sufficient air velocity, the paddy traveled upward and forward through the draft channel before raining back onto the downcomers. The hot air leaving the chamber was discharged into a cyclone and some portion of it was recirculated to the combustion chamber. The air recirculation ratio was in the range of 60-70%. Air and paddy temperatures were measured by K-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy $\pm 1^{\circ}\text{C}$ and a thermometer, respectively. The pressure across the bed and air velocity were determined by a U-tube manometer and a hot air anemometer with an accuracy $\pm 4\%$, respectively. The samples were taken for measuring moisture content, head rice yield and whiteness at ten minute intervals for periods of 90 minutes. Moisture contents were determined by a hot air oven at temperature of 103°C for 72 hours. Head rice yield was determined according to the method of the Rice Research Institute and the whiteness was measured by Kett meter.

Results and Discussion

Paddy Motion in Spout and Bed Shape

Paddy starting from the base of the bed first accelerated from rest to a peak velocity, and then decelerated until it again reached zero velocity at the top of the fountain and fell down to both of downcomers. The proper air distribution at the entrance allowed uniform flow of paddy through 2.1 m length of the drying chamber. At early phase of experiments, the spouting was observed intermittent occurrence. It took 1-2 seconds after sending the paddy through the draft plate in order to build up pressure before starting the next pass. This could be attributed to the improper fan performance, and resulted in low bed pressure drop (1225 Pa) and low inlet air velocity (10 m/s). To overcome this drawback, an existing blower was replaced with a high pressure blower at final phase of experiments. Fig. 3 presents bed shape of both downcomer sides that are nearly symmetrical achieved by positioning the draft channel to the center of the drying chamber.

Drying Efficiency and Milling Quality

The fifteen experiments were carried out. The results of early and final phases were summarized as in Tables 1 and 2, respectively. To observe how the dryer performed in terms of moisture content reduction, milling quality and energy usage, feed rate of paddy and the inlet air temperature had been varied from one experiment to another.

Moisture Content

Cycle time strongly effects the moisture distribution throughout the paddy in the downcomer and number of turns of paddy flowing through the draft channel. This allows for consequent partial tempering in the downcomer and heating and moisture removal in the draft channel. However, it was impractical to

record cycle time in these experiments. Thus for studying the drying kinetics, it was convenient to define the mean residence time in the dryer (t_m) by the equation:

$$t_m = \frac{\text{hold-up}}{\text{feed rate}} \quad (1)$$

In test no. 1 as in Table 1, it seems likely that moisture reduction is not satisfactory. It was probably due to non-matching between airflow rate ($0.74 \text{ m}^3/\text{s}$) and high feed rate (3100 kg/h). Therefore, feed rate of next experiments were limited to not exceeding 1000 kg/h . The results showed that the prototype performed well on the reduction of paddy moisture. The paddy was dried from the range of 20.0-30.3% dry basis to 14.4-21.5% dry basis, and the mean residence time lied between 9-17 minutes as shown in Table 1. At the final phase of experiment, the prototype achieved to handle maximum capacity of around 3500 kg/h after replacing an existing blower. However, the results as shown in Table 2 illustrated that the main difficulty arised was obtaining high moisture reduction while feed rate over 3000 kg/h was required. Since the mean residence time was relatively short, i.e. in range of 5-6 minutes, while beds were deeper, grains were less frequently drawn through the draft channel. The paddy was dried from the range of 21.7-29.4% dry basis to 17.1-25.0% dry basis during final phase. The final moisture content appeared to be consistent through an operating period as shown on Fig. 4. It should be noted during spouting, paddy was in the draft channel for less than 1 second for each pass of paddy flowing through the spout region. Consequently, almost all of residence time was dominated in the downcomer. It clearly showed that the time for heating and moisture transferring (in the spout) was substantial less compared to that of fluidized bed (1.5-2.0 minutes). Therefore, it may be due to having sufficient time to transfer moisture throughout the grain kernel in downcomer, which led to good performing of drying kinetics in the spout.

The question of how to reach high moisture reduction, i.e. 30% dry basis down to the range of 16-18% dry basis, is therefore of considerable practical interest. To achieve a desirable moisture reduction, drying chamber should be extended somewhat that allows sufficient residence time. If cycle time is long enough to redistribute moisture in the grain, the drying kinetics could account the moisture relaxation during tempering in downcomer. This effect was in according with what was studied in lab-scale two dimensional spouted bed dryer reported by Wetchacama *et al.* (1999). This allowed for consequent linear decrease in moisture content versus drying time. Therefore, under similar bed configurations and operating conditions of temperature and airflow of lab-scale spouted bed dryer against the prototype, it is reasonable to estimate the drying chamber length corresponding to a desirable moisture reduction by extrapolation the result of experiments. For example in test no. 13, the mean residence time as well as drying chamber should be increased about 3 times to dry 3160 kg/h of paddy from 29.4% dry basis to the range of 16-18% dry basis.

Milling Quality

As seen in Tables 1 and 2, it was clear that the drying process did not affect the quality in terms of head rice yield and whiteness. There was no significant reduction in head rice yield while the paddy was dried continually from various initial moisture contents until the moisture content reduced to around 14-25% dry basis regardless of using high inlet air temperature up to 130-160°C. This was simply explained that the moisture was somewhat redistributed throughout the grain kernel during partial tempering process in the downcomer, and resulted in less stress occurring between the inner part and outer surface when passing through the spout channel. A satisfactory whiteness result could be influenced by a very short period in the spout region. Result of test no. 5 indicated that it is able to dry paddy from around 30% dry basis to around 21% dry basis without quality changing. A similar trend could be expected for high feed rate, i.e. more than 3000 kg/h, if the cycle time is slightly deviated and residence time is sufficient. The head rice yield and whiteness results of some experiments are presented in Figs. 5 and 6, respectively.

Energy Consumption

Table 1 also lists the energy consumption. Thermal energy consumption was relatively high, i.e. in range of 5.6-7.7 MJ/kg water, thus arised from poor paddy circulation. However, after using a high pressure blower, the thermal energy efficiency was much improved. It reached to 3.1-3.8 MJ/kg water while paddy was fed in range of 3100-3500 kg/h. It is probably due to shorter cycle time thus the contribution of the residence time between draft plates where intense heat and mass transfer occur in the total circulation time is relatively higher. Energy consumption of the prototype was comparable with commercial dryers operated in rice mills as reported by Meeso *et al.* (1999).

Feed rate

Enhancing the paddy feed rate could be achieved by replacing the existing fan with a proper one performing at higher air flow rate and pressure. However, increase of feed rate with unchanging of dryer volume resulted in the decrease of the mean residence time. Fortunately, gaining the higher grain circulation rate could compensate this and hence the increase in the ratio of the spouting period to the tempering period in the downcomer should lead to enhancing of moisture reduction ability.

Conclusion

The prototype achieves to complete the main feature of spouted bed. It is able to continuously dry of around 3500 kg/h, and the results of moisture reduction and milling quality appear to be consistent throughout the testing periods. With assisting of tempering process in downcomer, the drying kinetics in the spout performed well, and resulted in satisfactory moisture reduction. However, with limitation of an exiting drying chamber length, high percentage of moisture reduction with high paddy feed rate could not achiovo unless extending the drying chamber. No significant changos in head rice yield and whiteness

were observed during the experiments. The energy consumption is efficient compared to those of commercial dryers.

Recommendation

The experiment should be further conducted to study paddy quality when paddy of high moisture content, i.e. 30% dry basis, is continually dried to 16-18% dry basis by extending the length of drying chamber.

Acknowledgment

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support and Rice Engineering Supply Co. Ltd. for supplying facilities for the construction of the prototype dryer. Kungleechan rice mill was also thanked for cooperation during the experiment.

References

- Kalwar, M.I., T. Kudra, G.S.V. Raghavan, and A.S. Mujumdar. 1991. Drying of grains in drafted two dimensional spouted bed. *J. Food Proc. Eng.* 13: 321-332.
- Kalwar, M.I. and G.S.V. Raghavan. 1993 a. Batch drying of shelled corn in two-dimensional spouted beds with draft plates. *Drying Tech.* 11 (2): 339-354.
- Kalwar, M.I. and G.S.V. Raghavan. 1993 b. Circulation of particles in two-dimensional spouted beds with draft plates. *Powder Tech.* 77: 233-242.
- Meeso, N., S. Soponronnarit, and S. Wetchacama. 1999. Presented in 19th ASEAN Seminar on Postharvest Technology in Vietnam, November 1999 */r/* Evaluation of Drying System Performance in Rice Mills.
- Mujumdar, A.S. 1984. Spouted bed technology. A brief review. *Drying'84*, Hemisphere McGraw-Hill., New York. pp.151-157.
- Nguyen, L.H., R.H. Driscoll, and G.S. Srzednicki. 1998 a. Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98), Halkidiki, Greece, August 19-22 */r/* Drying characteristics of paddy in a triangular spouted-bed. B: pp. 1397-1404.
- Nguyen, L.H., R.H. Driscoll, and G.S. Srzednicki. 1998 b. Presented in 7th International Working Conference on Stored-Product Protection, Beijing, China, October 14-20 */r/* Flowing performance and drying characteristics of paddy in a triangular spouted-bed.
- Tulasidas, T.N., T. Kudra, and G.S.V. Raghavan. 1993. Effect of bed height on simultaneous heat and mass transfer in a two-dimensional spouted bed dryer. *Int. Comm. Heat Mass Transfer* 20 :79-88.
- Wetchacama, S., S. Soponronnarit, T. Swasdisevi, J. Panich-ing-orn, and S. Suthicharoenpanich. 1999. Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC '99) Bali, Indonesia, 24-27 October 1999 */r/* Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique. pp. 300-307

Table 1. Summary of the early phase experimental results.

Description	Test no.						
	1	2	3	4	5	6	7
Feed rate (kg/h)	3140	1000	900	844	664	939	816
Hold-up (kg)	180	210	135	125	190	190	190
Residence time (minutes)	4.0	12.6	9.0	8.9	17.2	12.1	14.0
Average inlet air temp. (°C)	185	144	144	146	146	133	126
Exit grain temp. (°C)	67	71	69	67	72	72	71
Average moisture content							
BFD (% dry basis)	31.9	20.0	23.2	25.0	30.3	26.2	26.6
AFD (% dry basis)	28.5	14.4	17.8	20.4	21.3	21.5	19.9
Head rice yield							
BFD (%)	62.9	34.2	45.6	37.1	48.2	39.5	43.5
AFD (%)	64.8	33.4	42.7	39.2	48.0	36.8	45.5
Whiteness							
BFD	41.9	47.6	50.2	51.0	45.9	49.6	44.6
AFD	39.2	47.5	51.1	51.1	46.7	50.3	45.0
Drying rate (kg/h)	83	49	41	33	49	39	46
Energy consumption (MJ/kg water evaporated)							
Heat	7.1	6.7	7.0	7.7	5.6	7.7	N/A
Electricity	0.50	0.76	0.91	1.12	0.74	1.00	0.80

AFD = after drying

BFD = before drying

N/A = not available

Temp. = temperature

Entrance height = 10 cm (for all experiments)

Table 2. Summary of the final phase experimental results.

Description	Test no.							
	8 ^a	9 ^b	10 ^b	11 ^c	12 ^c	13 ^c	14 ^c	15 ^d
Feed rate (kg/h)	247	244	199	237	240	316	328	355
	0	0	0	0	0	0	0	0
Hold-up (kg)	60	360	340	240	210	335	290	310
Residence time (minutes)	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/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

b) draft channel blade angle

c) draft channel blade angle

d) draft channel blade angle

85°

89°

89°

89°

entrance height 10 cm

entrance height 10 cm

entrance height 12.5 cm

entrance height 15 cm

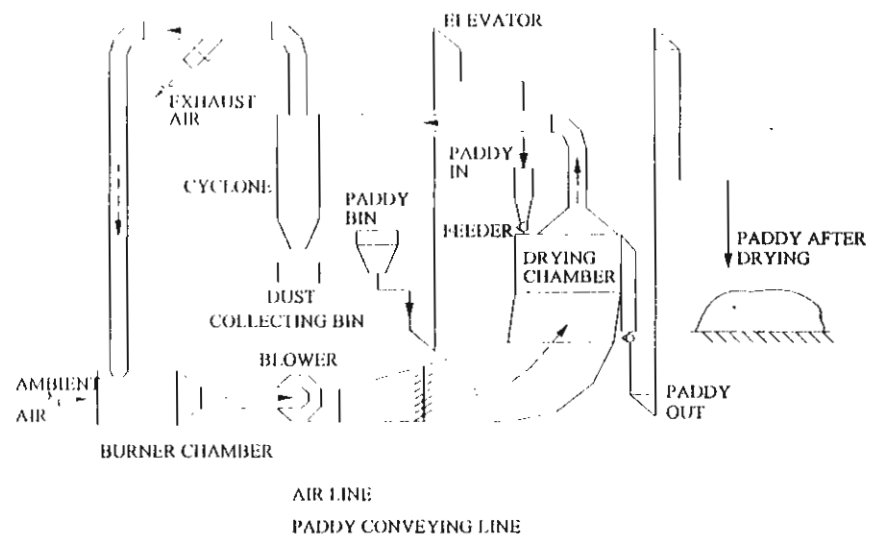


Figure 1. Schematic diagram of two-dimensional spouted bed dryer

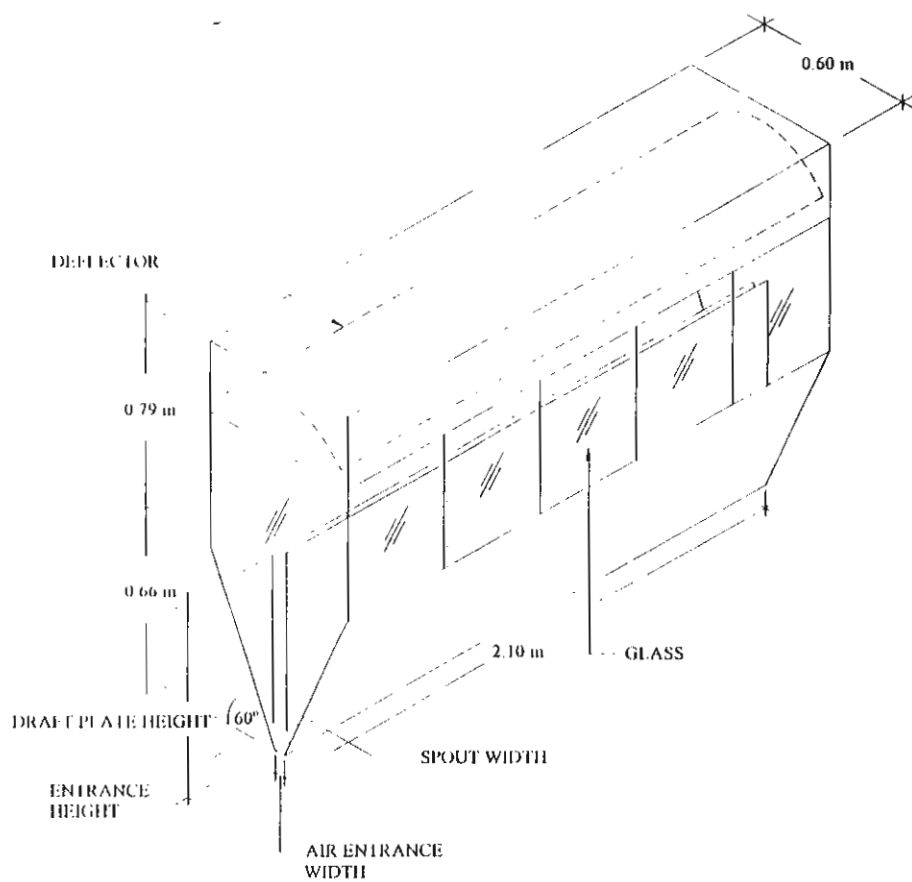


Figure 2. Dimensions of the drying chamber of two-dimensional spouted bed dryer

ปริมาณข้าวต้นหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันและการเทมเปอร์

Head rice yield after drying by fluidization technique and tempering

ณัฐพล ภูมิสะอาด สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์ และ อภิชาติ เทอดโยธิน
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

บทคัดย่อ

แนวทางหนึ่งในการเพิ่มคุณภาพของข้าวเปลือกในด้านปริมาณข้าวต้นหลังจากผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน คือนำข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วมาเทมเปอร์ ก่อนที่จะนำไปอบแห้งในกระบวนการต่อไป ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อสร้างสมการสำหรับทำนายปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันและมีการเทมเปอร์หลังการอบแห้งและศึกษาอิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีต่อปริมาณข้าวต้น พบว่า เงื่อนไขในการอบแห้งที่ทำให้ได้ปริมาณข้าวต้นอยู่ในเกณฑ์ดีคือ ความชื้นหลังการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 20% มาตรฐานแห้ง อุณหภูมิของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งไม่ควรสูงกว่า 100°C ระยะเวลาในการเทมเปอร์ประมาณ 30 นาที เมื่อวิเคราะห์ผลการทดลองโดยใช้เทคนิคสมการถดถอยในการหาสมการทำนายปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์(RHY) พบว่า สมการที่เหมาะสม มีรูปแบบเป็น Second order polynomial คือ $\text{RHY} = A + Bt + Ct^2$ เมื่อ t คือ ระยะเวลาในการเทมเปอร์ โดย A , B และ C เป็นฟังก์ชันของความชื้นและอุณหภูมิของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งในรูปแบบสมการเชิงเส้น

คำนำ

สำหรับงานวิจัยที่เกี่ยวกับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคฟลูอิดเซชันได้มีการศึกษาและพัฒนาอย่างต่อเนื่องดังนี้ Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกความชื้นสูงด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน พบว่า ความเร็วของอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชันเบดประมาณ 1.65 เมตร/วินาที อุณหภูมิของอากาศอบแห้งและความชื้นหลังการอบแห้งเป็นตัวแปรสำคัญที่มีผลต่อคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง และได้แนะนำอุณหภูมิอากาศอบแห้งไม่ควรสูงกว่า 115°C และความชื้นหลังการอบแห้งของข้าวเปลือกไม่ควรต่ำกว่า 24-25% มาตรฐานแห้ง เพื่อให้ข้าวเปลือกที่ได้มีคุณภาพดี ต่อมา Soponronnarit *et al.* (1996) พัฒนาการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันเป็นแบบต่อเนื่อง โดยการไหลของอากาศเป็นแบบไหลขวางกับทิศทางการไหลของข้าวเปลือก มีการนำอากาศหมุนเวียนมาใช้ใหม่ พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิ 115°C ความหนาของเบด 0.1 เมตร หลังจากนั้น Soponronnarit *et al.* (1995) ทำการออกแบบเครื่องอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันแบบต่อเนื่อง เพื่อเป็นเครื่องต้นแบบสำหรับการผลิตในเชิงพาณิชย์ และตั้งแต่ปี ค.ศ. 1995 บริษัทเอกชนได้มีการได้ผลผลิตออกจำหน่ายทั้งในและต่างประเทศประมาณ 90 เครื่อง โดยมีขนาดกำลังการผลิต 5-10 ตันต่อชั่วโมง อุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งอยู่ระหว่าง $120-150^{\circ}\text{C}$

เนื่องจากการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันเป็นการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง ทำให้อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังการอบแห้งมีอุณหภูมิสูงและด้วยข้อจำกัดในด้านคุณภาพข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง ทำให้ไม่สามารถอบแห้งข้าวเปลือกให้มีความชื้นเหลือ 17% มาตรฐานแห้ง ได้ในขั้นตอนเดียว จำเป็นต้องมีระบบอบแห้งอื่นมาประกอบ เพื่ออบแห้งในช่วงความชื้นต่ำ Soponronnarit *et al.* (1999), Steffe *et al.* (1978) and

Zhang and Litchfield (1991) แนะนำว่าควรมีการเทมเปอร์ข้าวเปลือกก่อนการอบแห้งในช่วงที่สองเพื่อเพิ่มสมรรถนะในการอบแห้งและรักษาคุณภาพข้าวเปลือก เพราะข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วมีความชื้นที่บริเวณผิวของเมล็ดแตกต่างกับที่บริเวณภายในแกนกลางเมล็ดมาก โดยที่ภายในเมล็ดมีความชื้นมากกว่ากระบวนการเทมเปอร์จึงเป็นกระบวนการเพื่อให้ความชื้นภายในเมล็ดแพร่ออกมาที่บริเวณผิวทำให้มีความชื้นมากขึ้น เมื่อนำไปอบแห้งอีกครั้งสามารถอบแห้งได้ง่ายกว่าข้าวเปลือกที่ไม่ผ่านการเทมเปอร์

Soponronnarit *et al.* (1999) ได้ศึกษาแนวทางการจัดการข้าวเปลือกชื้นโดยการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน การเทมเปอร์ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม พบว่า ตัวแปรที่มีผลต่อปริมาณข้าวต้นและความขาวของข้าวคือ ระยะเวลาการเทมเปอร์ อุณหภูมิที่ใช้ในการเทมเปอร์(หรืออุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง) และความชื้นหลังการอบแห้ง ระยะเวลาในการเทมเปอร์ข้าวเปลือกที่เหมาะสมควรมีอย่างน้อย 30 นาที แต่ไม่ควรเกิน 1 ชั่วโมง แต่เนื่องจากงานวิจัยของ Soponronnarit *et al.* (1999) ยังศึกษาอิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ไม่กว้างพอ เพราะเป็นการศึกษาเพื่อหาแนวทางเท่านั้น จึงเป็นที่มาของงานวิจัยนี้ ซึ่งมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีผลต่อปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ และสร้างสมการในการทำนายปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์หลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันและผ่านการเทมเปอร์

อุปกรณ์และวิธีการ

ข้าวเปลือกที่ใช้เป็นข้าวที่ไม่ทราบพันธุ์ที่แน่นอน มีความชื้นประมาณ 18% มาตรฐานแห้ง ก่อนการทดลองถูกทำให้มีความชื้นตามที่ต้องการ แล้วนำไปเก็บในหีบเย็นประมาณ 7 วัน เพื่อให้ความชื้นกระจายตัวอย่างสม่ำเสมอ ก่อนการทดลองข้าวเปลือกถูกทิ้งไว้จนมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิห้อง เริ่มการทดลองโดยนำข้าวเปลือกมาอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไรเซอร์แบบงวด ดังแสดงใน Figure 1 ห้องอบแห้งมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร ในการทดลองใช้ความสูงของเบด 9.5 เซนติเมตร ความเร็วลมภายในเบด 2.2 เมตร/วินาที ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งตามเงื่อนไขที่กำหนดแล้วจึงนำเข้ามาผ่านกระบวนการเทมเปอร์โดยปล่อยให้ไหลเข้ามายังขวดแก้วขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12 เซนติเมตร สูง 10 เซนติเมตร ซึ่งสามารถปิดสนิทและทนความดันไม่ให้เกิดการรั่วได้ เพื่อป้องกันการถ่ายเทมวลสู่สิ่งแวดล้อม โดยขวดแก้วผ่านการอบให้มียุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะที่ออกจากเครื่องอบแห้ง ต่อจากนั้นนำขวดแก้วภายในบรรจุข้าวเปลือกกลับเข้าตู้อบซึ่งควบคุมอุณหภูมิให้เท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกที่ออกจากเครื่องอบเพื่อป้องกันการถ่ายเทความร้อนกับสิ่งแวดล้อม เมื่อครบเวลาที่กำหนด นำมาเป่าด้วยอากาศแวดล้อม จนมีความชื้นเหลือประมาณ 17% มาตรฐานแห้ง แล้วนำไปเก็บในถุงปิดสนิททิ้งไว้ประมาณ 2 อาทิตย์เพื่อนำไปทดสอบคุณภาพการสีต่อไป

การทดลองมีเงื่อนไขแตกต่างกัน 240 เงื่อนไข ดังนี้คือ ข้าวเปลือกชื้นประมาณ 35, 30 และ 25% มาตรฐานแห้ง นำมาอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิอากาศ 110, 130, 150 และ 170°C ใช้ระยะเวลาในการอบแห้ง 1, 2, 3 และ 4 นาที และใช้ระยะเวลาการเทมเปอร์ 0, 15, 30, 45 และ 60 นาที ก่อนและหลังการอบแห้งข้าวเปลือกประมาณ 30 กรัม ถูกนำมาหาความชื้นโดยการอบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง อุณหภูมิของอากาศและข้าวเปลือกวัดโดยใช้ Type K thermocouple ต่อเข้ากับ Data logger ความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$

ข้าวเปลือกที่ได้จากแต่ละเงื่อนไขการทดลองนำไปทดสอบคุณภาพการสีในด้านเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นตามกรรมวิธีของ กองการข้าว กรมวิชาการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์ ซึ่งเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นหมายถึงอัตราส่วนของข้าวสารที่มีความยาวตั้งแต่ 8/10 ของข้าวสารเต็มเมล็ดต่อน้ำหนักของข้าวเปลือก

ผลการทดลองและวิจารณ์

Figure 2-5 แสดงผลของความชื้นหลังการอบแห้งและอุณหภูมิที่ใช้ในการเทมเปอร์(หรือ อุณหภูมิของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชันที่ระยะเวลาในการเทมเปอร์ต่าง ๆ ที่มีต่อปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ (ปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์หมายถึงอัตราส่วนของข้าวต้นที่ได้จากการอบแห้งตามเงื่อนไขต่าง ๆ ต่อข้าวต้นที่ได้จากการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อมหรือข้าวต้นอ้างอิง) จาก Figure 2 เมื่อไม่มีการเทมเปอร์ ปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ลดลงตามความชื้นหลังการอบแห้ง อุณหภูมิของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งไม่มีความสัมพันธ์ต่อปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ ปริมาณข้าวต้นต่ำกว่าข้าวต้นอ้างอิงเมื่อความชื้นหลังการอบแห้งเหลือต่ำกว่า 25% มาตรฐานแห้ง ซึ่งผลการทดลองนี้สอดคล้องกับผลที่ได้จากงานวิจัยที่ผ่านมา และเมื่อพิจารณาจากความชื้นของข้าวเปลือกก่อนการอบแห้งพบว่าไม่ควรใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซชันแบบอบแห้งข้าวเปลือกในช่วงความชื้นต่ำ Figure 3 แสดงปริมาณข้าวต้นเมื่อมีการเทมเปอร์ 15 นาที พบว่า ปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ของข้าวเปลือกที่มีความชื้นหลังการอบแห้งสูงกว่า 25% มาตรฐานแห้งและอุณหภูมิในการเทมเปอร์ไม่เกิน 80°C มีค่าไม่แตกต่างจากกรณีที่ไม่มีการเทมเปอร์ ส่วนในกรณีที่ความชื้นหลังการอบแห้งต่ำกว่า 25% มาตรฐานแห้ง และอุณหภูมิของข้าวเปลือกสูงกว่า 80°C พบว่า ปริมาณข้าวต้นมีค่าสูงขึ้นกว่ากรณีที่ไม่มีการเทมเปอร์ แสดงว่า การเทมเปอร์มีส่วนช่วยเพิ่มปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ เมื่อระยะเวลาในการเทมเปอร์เพิ่มขึ้นเป็น 30 และ 45 นาที (ดังแสดงใน Figure 4 และ 5) พบว่า ปริมาณข้าวต้นแตกต่างกันเล็กน้อย ถึงแม้ระยะเวลาในการเทมเปอร์เพิ่มขึ้น แสดงให้เห็นว่าระยะเวลาในการเหมาะสมในการเทมเปอร์ข้าวเปลือกคือ 30 นาที ข้าวเปลือกที่มีความชื้นหลังการอบแห้งอยู่ในช่วง 20 – 25% มาตรฐานแห้ง พบว่า การเทมเปอร์ทำให้ปริมาณข้าวต้นสูงขึ้นจนอยู่ในระดับเดียวกับข้าวต้นอ้างอิง ส่วนในกรณีที่ความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งต่ำกว่า 20% มาตรฐานแห้ง พบว่า ปริมาณข้าวต้นเพิ่มขึ้นเช่นกัน แต่ต่ำกว่าข้าวต้นอ้างอิง ปริมาณข้าวต้นที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากการเทมเปอร์ เป็นผลมาจากการเกิด galatinization ซึ่งเกิดขึ้นเมื่อข้าวเปลือกมีอุณหภูมิสูง และมีความชื้นเพียงพอ

เมื่อพิจารณาอิทธิพลของอุณหภูมิในการเทมเปอร์ และ ความชื้นหลังการอบแห้ง พบว่า แนวทางในการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชันเพื่อให้ได้ปริมาณข้าวต้นหลังการเทมเปอร์ไม่ต่ำกว่าข้าวต้นอ้างอิง คือ ความชื้นหลังการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 20% มาตรฐานแห้ง และอุณหภูมิของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งไม่ควรจะสูงกว่า 100°C โดยทั้งสองตัวแปรจะขึ้นอยู่กับระยะเวลาในการอบแห้ง และ อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งเป็นสำคัญ

เมื่อนำผลการทดลองทั้งหมดมาวิเคราะห์โดยเทคนิคสมการถดถอยเพื่อสร้างสมการทำนายปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ พบว่า สมการที่เหมาะสม คือ

$$RHY = A + B t + C t^2$$

$$R = 0.9006$$

โดยที่ $A = -39.232 + 8.4227 T - 0.34060 M - 0.0029105 T M$

$$B = 25.945 - 1.1878 T - 0.24443 M + 0.012302 T M$$

$$C = -0.33610 + 0.015028 T + 0.0032590 M - 0.00015762 T M$$

เมื่อ t คือ ระยะเวลาในการเทมเปอร์, นาที

T คือ อุณหภูมิในการเทมเปอร์, °C

M คือ ความชื้นหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน, % มาตรฐานแห้ง

เมื่อพิจารณา Figure 6 ซึ่งแสดงความแม่นยำของสมการทำนายปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ พบว่าสมการมีความถูกต้องในช่วงปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์มากกว่า 80% ขึ้นไป แต่ในช่วงปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ต่ำค่าที่ทำนายได้ค่อนข้างคลาดเคลื่อน เนื่องจากเป็นกรณีของเงื่อนไขการอบแห้งที่ไม่มีการเทมเปอร์ข้าวเปลือกทำให้ค่าคงที่ในสมการเหลือเพียง 4 ตัว ความแม่นยำในการทำนายจึงลดลง

สรุป

จากการศึกษาปริมาณข้าวต้นหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันและการเทมเปอร์สามารถสรุปได้ดังนี้

1. เงื่อนไขการอบแห้งที่ทำให้ปริมาณข้าวต้นอยู่ในเกณฑ์ดี คือ ความชื้นหลังการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 20% มาตรฐานแห้ง อุณหภูมิของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งไม่ควรสูงกว่า 100°C และระยะเวลาในการเทมเปอร์ประมาณ 30 นาที
2. ข้าวเปลือกที่ความชื้นหลังการอบแห้งเกิน 25% มาตรฐานแห้ง การเทมเปอร์ไม่มีผลในการช่วยเพิ่มปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์
3. สมการที่เหมาะสมในการทำนายปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์หลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันและการเทมเปอร์มีรูปแบบเป็น Second order polynomial คือ $RHY = A + Bt + Ct^2$ เมื่อ t คือ ระยะเวลาในการเทมเปอร์ โดย A , B และ C เป็นฟังก์ชันของความชื้นและอุณหภูมิหลังการอบแห้งในรูปแบบสมการเชิงเส้น

คำขอบคุณ

ผู้เขียนขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุนทุนวิจัย และกลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว กองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตร ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพการสี

เอกสารอ้างอิง

- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakorn, 1994, Optimum strategy for fluidized bed paddy drying, *Drying Technology*, 12(7): 1667-1686.
- Soponronnarit, S., M. Yapha, and S. Prachayawarakorn, 1995, Cross-flow fluidized paddy dryer: prototype and commercialization. *Drying Technology*, 13(8&9): 2207-2216.
- Soponronnarit, S., S. Prachayawarakorn and O. Sripawatakul, 1996, Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology*, 14(10): 2397-2410.
- Soponronnarit, S., S. Wetchacama, T. Swasdisevi, and N. Poomsa-ad, 1999, Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation. *Drying Technology*, 17(1&2): 335-344.
- Steffe, J.F., R.P. Singh, and A.S. Bakshi, 1978, Influence Of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. ASAE paper No. 78-3055, ASAE., St Joseph, MI
- Zhang, Q. and J.B. Litchfield, 1991, An optimization of intermittent corn drying in a laboratory scale thin layer dryer. *Drying Technology*, 9(11): 233-244.

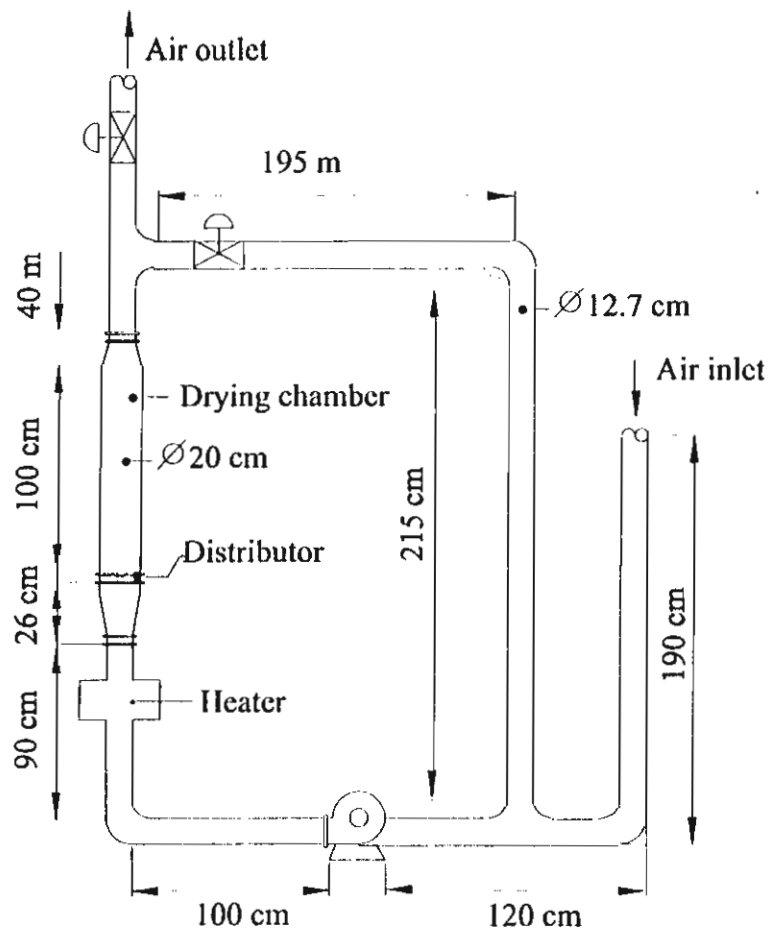


Figure 1 Diagram of experimental fluidized bed dryer.

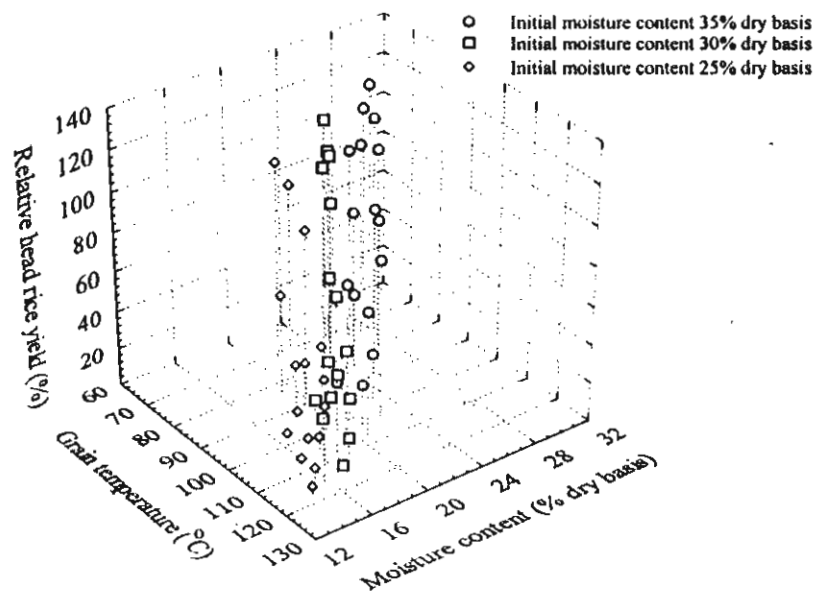


Figure 2 Effect of moisture content and grain temperature after fluidized bed drying on relative head rice yield (Without tempering).

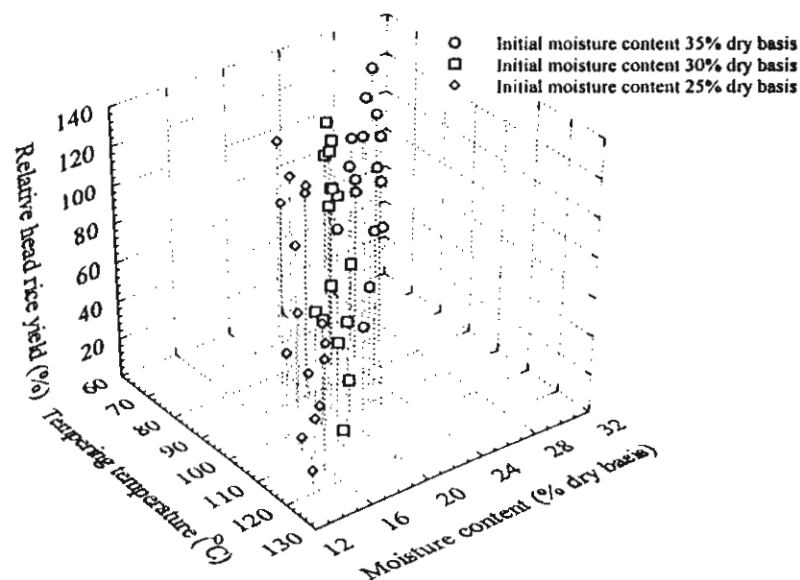


Figure 3 Effect of moisture content after fluidized bed drying and tempering temperature on relative head rice yield at tempering time of 15 minutes.

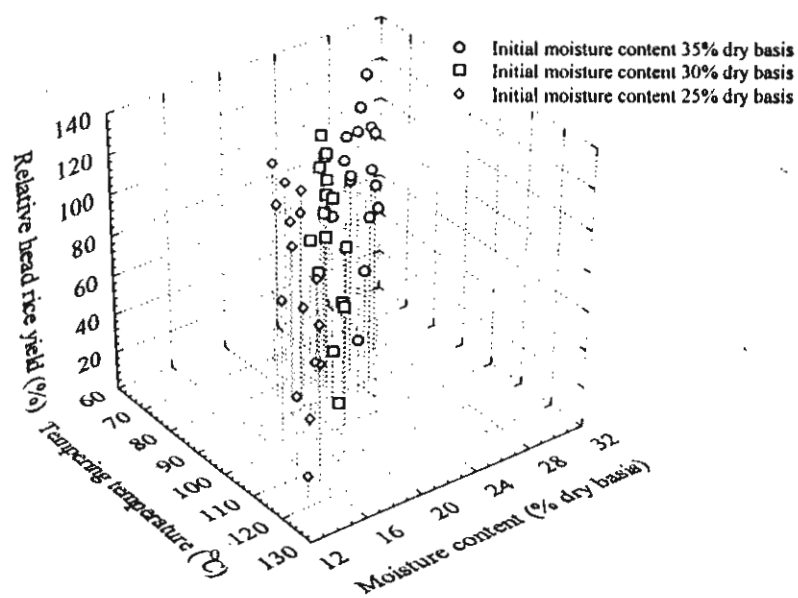


Figure 4 Effect of moisture content after fluidized bed drying and tempering temperature on relative head rice yield at tempering time of 30 minutes.

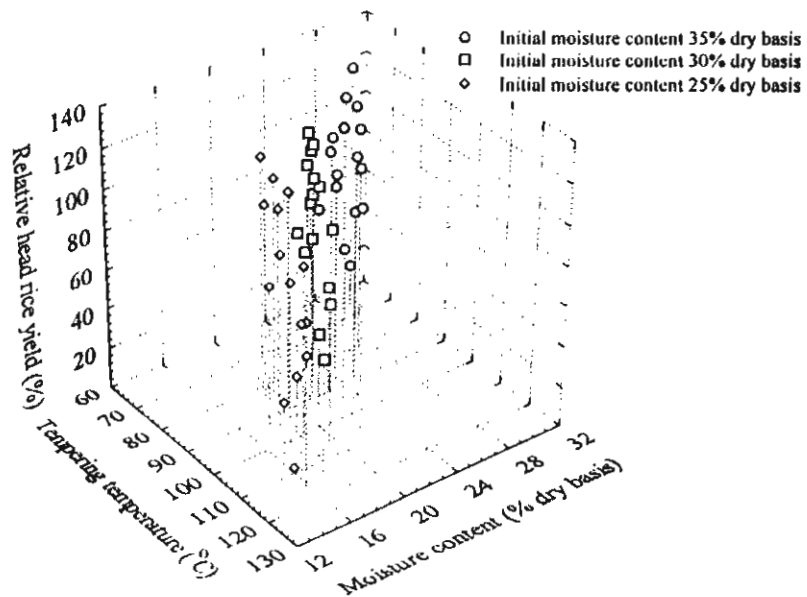


Figure 5 Effect of moisture content after fluidized bed drying and tempering temperature on relative head rice yield at tempering time of 45 minutes.

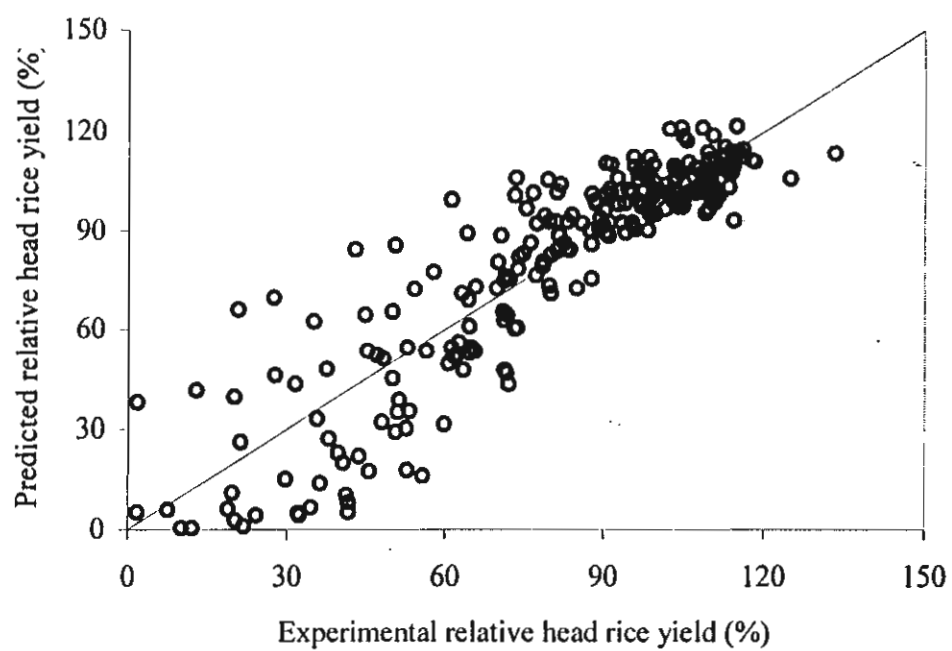


Figure 6 Comparison between predicted values and experimental values of relative head rice yield.

สมรรถนะของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไคเซนด์ และคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง

สรายุทธ์ สมิตะโยธิน* สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์* สมบูรณ์ เวชกามา*
งามชื่น คงเสรี** และ สุนันทา วงศ์ปิยชน**
*คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
**ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี, ปทุมธานี

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไคเซนด์ระดับอุตสาหกรรม โดยวิเคราะห์การใช้พลังงาน ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง และทดสอบคุณภาพข้าวหลังการอบแห้ง เพื่อหาสภาวะการทำงานที่เหมาะสม และเปรียบเทียบผลการทดลองระหว่างกรณีใช้หัวเผาไอน้ำดีเซลและเตาเผาแลกเปลี่ยนไคโคลน เป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง จากผลการทดลองพบว่า สภาวะการทำงานที่เหมาะสมกรณีใช้หัวเผาไอน้ำดีเซลมีอัตราส่วนอากาศเวียนกลับอยู่ในช่วง 45-60% ซึ่งมีปริมาณการใช้พลังงานปรมาณูจำเพาะต่ำอยู่ระหว่าง 5-5.7 MJ/kg-water evap. ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งรวม 1.61 Baht/kg-water evap. แบ่งเป็นเงินลงทุนค่าเครื่องอบแห้ง 0.19 Baht/kg-water evap. ค่าไอน้ำดีเซล 1.17 Baht/kg-water evap. ค่าไฟฟ้า 0.19 Baht/kg-water evap. และค่าบำรุงรักษา 0.06 Baht/kg-water evap. กรณีใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนไคโคลนมีปริมาณการใช้พลังงานปรมาณูจำเพาะเฉลี่ย 9.3 MJ/kg-water evap. ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบเตาเผาแลกเปลี่ยน 75% ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งรวม 0.83 Baht/kg-water evap. แบ่งเป็นเงินลงทุนค่าเครื่องอบแห้งและเตาเผาแลกเปลี่ยน 0.39 Baht/kg-water evap. ค่าแลกเปลี่ยน 0.05 Baht/kg-water evap. ค่าไฟฟ้า 0.29 Baht/kg-water evap. และค่าบำรุงรักษา 0.1 Baht/kg-water evap. กรณีเปลี่ยนจากการใช้หัวเผาไอน้ำดีเซลเป็นเตาเผาแลกเปลี่ยนไคโคลน มีระยะเวลาคืนทุน 1,176 h ผลการทดสอบเปอร์เซ็นต์ข้าวตัน ความขาว และคุณภาพการบริโภคพบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งกรณีใช้หัวเผาไอน้ำดีเซลและเตาเผาแลกเปลี่ยนไคโคลน มีคุณภาพไม่แตกต่างจากข้าวอ้างอิงมากนัก จัดอยู่ในเกณฑ์ที่ดี ไม่เป็นปัญหาสำหรับการซื้อขายและการบริโภค

คำสำคัญ (keywords): การลดความชื้น / การอบแห้งข้าวเปลือก / เตาเผาแลกเปลี่ยน / ฟลูอิดไคเซนด์ /

คำนำ

ประเทศไทยนับเป็นผู้ผลิตและส่งออกข้าวที่สำคัญอันดับแรก ๆ ของโลก แต่ละปีสามารถผลิตข้าวเปลือกได้ 19-21 ล้านตัน ซึ่ง 2 ใน 3 ส่วน ใช้บริโภคภายในประเทศ ส่วนที่เหลือส่งออกในรูปของข้าวสารราว 6 ล้านตันต่อปี คิดเป็นมูลค่ากว่า 8 หมื่นล้านบาท โดยปกติการเก็บเกี่ยวข้าวด้วยเครื่องเกี่ยวหวดจำเป็นต้องกระทำในขณะที่ข้าวเปลือกยังมีความชื้นสูงอยู่ รวมถึงการปลูกข้าวแปรซึ่งต้องเก็บเกี่ยวในช่วงฤดูฝน และการตากข้าวเปลือกบนลานตากที่มีแนวโน้มได้รับความนิยมน้อยลง เนื่องจากปัญหาขาดแคลนแรงงานและสภาพดินฟ้าอากาศที่แปรปรวน ทำให้เครื่องอบแห้งมีความจำเป็นเพิ่มมากขึ้น

การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไคเซนด์ ได้มีการศึกษาและพัฒนาเรื่อยมาจากระดับห้องปฏิบัติการจนเข้าสู่ระดับอุตสาหกรรมโดยความร่วมมือกับบริษัทเอกชน ปัจจุบันสามารถผลิตเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคเซนด์ที่มีขนาดกำลังการผลิต 5-10 tons/h ส่งออกขายทั้งในและต่างประเทศมากกว่า 90 เครื่อง ตั้งแต่ปี พ.ศ. 2538

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกที่ช่วงความชื้นสูงโดยใช้เทคนิคฟลูอิดาเซชัน โดยศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อคุณภาพข้าวหลังการอบแห้ง อัตราการอบแห้ง และปริมาณการใช้พลังงาน สภาวะการทดลองมีดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 100–150°C อัตราการไหลเฉพาะของอากาศ 0.13–0.33 kg/s/kg dry matter ความชื้นข้าวเปลือกก่อนการอบแห้งอยู่ในช่วง 28.5–40% dry-basis (% d.b.) พบว่า อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการไหลเฉพาะของอากาศและอุณหภูมิอบแห้ง ปริมาณการใช้พลังงานลดลงเมื่อลดอัตราการไหลเฉพาะของอากาศ หรือเพิ่มอัตราส่วนอากาศเวียนกลับ และแนะนำว่าการอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อให้ได้คุณภาพดี ไม่ควรใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งเกิน 115°C และความชื้นข้าวเปลือกหลังการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 24–25% d.b. โดยคำนึงถึงเปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวของข้าวสาร Taweerallanapanich et al. (1999) ศึกษาผลของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคฟลูอิดาเซชันที่มีต่อเปอร์เซ็นต์ข้าวตัน ความขาวของข้าวสาร และคุณภาพการบริโภคข้าวสุก พบว่า สามารถเพิ่มเปอร์เซ็นต์ข้าวตันได้เมื่อทำการอบแห้งในช่วงอุณหภูมิ 140–150°C และความชื้นข้าวเปลือกหลังการอบแห้งอยู่ในช่วง 23–28% d.b. ช่วงความชื้นเริ่มต้นข้าวเปลือกที่เหมาะสมควรอยู่ระหว่าง 30–45% d.b. ผลการทดสอบความขาวของข้าวสารอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ แต่ความขาวจะลดลงจนอาจเป็นปัญหาในการซื้อขายถ้าใช้อุณหภูมิในการกักเก็บในที่อับอากาศ (tempering) สูงกว่า 60°C ผลการทดสอบคุณภาพการบริโภคข้าวสุกพบว่า ข้าวที่ไม่ผ่านการ tempering มีลักษณะไม่แตกต่างจากข้าวอ่างอิง ขณะที่ข้าวที่ผ่านการ tempering มีกลิ่นเหม็นแสบสูงขึ้น และความขาวของข้าวสุกลดลง Inprasit and Noomhorm (1999) ศึกษาคุณภาพของข้าวเปลือกพันธุ์สุพรรณบุรี 1 ที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดาเซชันขนาดกำลังการผลิต 10 tons/h โดยแบ่งการอบแห้งออกเป็น 3 ช่วง แต่ละช่วงใช้เวลาอบแห้ง 3 minutes ช่วงที่ 1 และ 2 ใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C พร้อมการ tempering ช่วงละ 1.5 h การอบแห้งช่วงที่ 1 และ 2 เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเฉลี่ย 65.5°C และ 72°C ตามลำดับ การอบแห้งช่วงที่ 3 ใช้เครื่องอบแห้งแบบ LSU ขนาดกำลังการผลิต 10 tons/h โดยอบแห้งเพียงรอบเดียว อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 80°C ข้าวเปลือกที่ทำการอบแห้งมีความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้าย 35 และ 14% d.b. ตามลำดับ พบว่า ข้าวหลังการอบแห้งมีเปอร์เซ็นต์ข้าวตันเฉลี่ย 46% ต่ำกว่าข้าวอ่างอิง (51%) และค่าความเหลือง (ค่า b) เท่ากับ 10.15 สูงกว่าข้าวอ่างอิง (9.69) ในส่วนของคุณภาพการบริโภคข้าวสุกพบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีความแข็งสูงกว่าข้าวอ่างอิง และมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและระยะเวลาอบแห้งเพิ่มขึ้น Soponronnarit et al. (1999) ศึกษาการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดาเซชัน, การ tempering และการเป่าอากาศแวดล้อม พบว่า ข้าวเปลือกหลังผ่านกระบวนการทั้งสามความชื้นลดลงจาก 33 เหลือ 16.5% d.b. ภายในเวลา 53 minutes ขั้นตอนแรกใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดาเซชันในการลดความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือ 19.5% d.b. ภายใน 3 minutes จากนั้นผ่านการ tempering นาน 30 minutes ขั้นตอนสุดท้ายเป็นการเป่าอากาศแวดล้อม อุณหภูมิ 30°C ความชื้นสัมพัทธ์ 55–60% และความเร็ว 0.15 m/s เป็นเวลา 20 minutes ผลการทดสอบคุณภาพข้าวหลังการอบแห้งพบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดาเซชันมีแนวโน้มได้รับความนิยมจากโรงสีข้าวเพิ่มมากขึ้น เนื่องจากมีข้อดีหลายประการได้แก่ การกระจายความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งและอุณหภูมิภายในเบตมีความสม่ำเสมอ อัตราการลดความชื้นสูงเนื่องจากอัตราส่วนของอัตราการไหลของอากาศต่อมวลของข้าวเปลือกมีค่าสูง ทำให้ใช้เวลาในการอบแห้งสั้น และปัจจุบันสามารถใช้งานร่วมกับแหล่งให้ความร้อนหลายรูปแบบ เช่น น้ำมันดีเซล น้ำมันเตา และการเผาไหม้ของเหลือทิ้งทางการเกษตร เช่น แกลบ ซึ่งกำลังได้รับความนิยมเป็นอย่างมาก เนื่องจากเชื้อเพลิงแกลบมีราคาถูก และเทคโนโลยีการผลิตเตาเผาแกลบได้รับการปรับปรุงและพัฒนาจนใช้งานได้ง่าย และมีประสิทธิภาพสูงกว่าในอดีต นอกจากนี้ยังพบว่า ยังไม่มีการศึกษาคุณภาพการบริโภคข้าวหลังการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดาเซชันในระดับอุตสาหกรรม ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดาเซชัน โดยใช้แหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง 2 แบบ คือ หัวเผาน้ำมัน

ดีเซลและเตาเผาแกลบแบบไฮโคลน โดยพิจารณาถึงปริมาณการใช้พลังงาน ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง และคุณภาพของข้าวหลังการอบแห้ง ซึ่งประกอบด้วย เปอร์เซ็นต์ข้าวตัน ความขาวของข้าวสาร และคุณภาพการบริโภคข้าวสุก

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไธซ์เบดที่ใช้ในการทดลองมีขนาดกำลังการผลิต 10 tons/h จำนวน 2 เครื่อง ติดตั้งอยู่ที่โรงสีทุ่งหล้าจัน อ.ลาดบัวหลวง จ.พระนครศรีอยุธยา แต่ละเครื่องมีอุปกรณ์หลักดังนี้ ห้องอบแห้งมีขนาดพื้นที่หน้าตัดแผ่นกระจายอากาศ 2.5 m^2 (กว้าง 1 m และยาว 2.5 m) พัดลมแบบแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางชนิดใบพัดโค้งหลังใช้มอเตอร์ขับเคลื่อนขนาด 30 kW โรตารีป้อนและปล่อยข้าวเปลือกใช้มอเตอร์ขับเคลื่อนขนาด 1.5 kW และกะพ้อลำเลียงข้าวเปลือกใช้มอเตอร์ขับเคลื่อนขนาด 1.5 kW การทดลองแบ่งออกเป็น 2 กรณีคือ กรณีที่ 1 ใช้เตาเผาแกลบแบบไฮโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง และกรณีที่ 2 ใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล เครื่องอบแห้งเครื่องที่ 1 ทดลองเฉพาะกรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไฮโคลนเพียงอย่างเดียว เครื่องที่ 2 ทำการทดลองทั้ง 2 กรณี กรณีที่ใช้เตาเผาแกลบแบบไฮโคลน เป็นการทดลองเก็บข้อมูลโดยใช้สภาวะการทำงานจริงของโรงสี การทดลองกรณีใช้หัวเผา น้ำมันดีเซล ทำการศึกษาผลของอัตราส่วนอากาศเวียนกลับที่มีต่อปริมาณการใช้พลังงาน รูปที่ 1 แสดงไดอะแกรมการทำงานของระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่โรงสีทุ่งหล้าจัน แบ่งเป็น 3 ช่วง คือช่วงทำความสะอาด ช่วงอบเร่งลดความชื้น และช่วงปรับสภาพข้าว การอบแห้งเริ่มจากข้าวเปลือกจากหลุมเทข้าว ลำเลียงโดยกะพ้อ (B1) เข้าเครื่องทำความสะอาด (A1) เพื่อแยกฟางข้าวและสิ่งเจือปนออก จากนั้นลำเลียงด้วยกะพ้อ (B1) เข้าถังพักข้าว (B3 และ B4) ก่อนปล่อยเข้าเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไธซ์เบดเครื่องที่ 1 (A2) ซึ่งใช้เตาเผาแกลบแบบไฮโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อน ในช่วงนี้ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 30% d.b. และออกจากเครื่องอบแห้งที่ 25% d.b. อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกประมาณ 65°C จากนั้นลำเลียงต่อไปยังถังพักข้าว (A3) ทำหน้าที่เป็นเครื่องปรับสภาพข้าวโดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม เพื่อลดอุณหภูมิและความชื้นสะสมในเมล็ดข้าวเปลือก ก่อนปล่อยเข้าเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไธซ์เบดเครื่องที่ 2 (A2) ซึ่งที่เครื่องนี้ได้ทำการทดลองทั้งกรณีที่ 1 ใช้หัวเผา น้ำมันดีเซลและเตาเผาแกลบแบบไฮโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อน โดยข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 22% d.b. และความชื้นหลังอบแห้งเฉลี่ย 19% d.b. อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกประมาณ 74°C จากนั้นลำเลียงข้าวเปลือกไปยังเครื่องอบแห้งแบบ LSU (A4) ทั้ง 2 เครื่อง ทำหน้าที่ปรับสภาพข้าวโดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม เพื่อลดอุณหภูมิและความชื้นสะสมในเมล็ดข้าวเปลือก หลังผ่านกระบวนการทั้งหมดข้าวเปลือกจะมีความชื้นใกล้เคียง 16% d.b. และสุดท้ายลำเลียงข้าวเปลือกออกสู่โรงเก็บ ที่มีการเป่าอากาศแวดล้อมทางท่อลมใต้พื้นแป้นระย้า ๑ รอกาชนส่งไปยังโรงสีต่อไป

ลักษณะของเตาเผาแกลบแบบไฮโคลนที่ใช้ในการทดลองแสดงไว้ในรูปที่ 2 มีอุปกรณ์หลักดังนี้ สกรูป้อนแกลบพร้อมอุปกรณ์ปรับความเร็วรอบอัตโนมัติ ใช้มอเตอร์ขับเคลื่อนขนาด 0.4 kW มอเตอร์ขับเคลื่อนสกรูลำเลียงชี้เต้าออกขนาด 0.4 kW มอเตอร์ขับเคลื่อนกวาดชี้เต้าขนาด 0.4 kW พัดลมเป่าอากาศและแกลบใช้มอเตอร์ขับเคลื่อนขนาด 1.5 kW Swasdisevi et al. (1999) อธิบายหลักการทำงานของเตาเผาแกลบแบบไฮโคลน โดยเริ่มจากการป้อนอากาศและแกลบเข้าห้องเผาไหม้รูปทรงกระบอกในแนวเส้นสัมผัสทางด้านบนของเตา ซึ่งแกลบจะไหลหมุนวนลงด้านล่างเตา และเกิดการเผาไหม้ โดยเปลวไฟที่ได้ก็จะไหลหมุนวนเช่นเดียวกัน แต่มีทิศทางพุ่งขึ้นด้านบนสวนทางกับแกลบ อุณหภูมิของเปลวไฟจะขึ้นอยู่กับอัตราการป้อนแกลบ ที่ด้านล่างของเตามีตะแกรงรองรับแกลบและชี้เต้า และมีชุดใบพัดทำหน้าที่ปาดชี้เต้าแกลบที่เผาไหม้แล้วออกจากเตาผ่านสกรูลำเลียงชี้เต้า และยังช่วยให้แกลบเกิดการพลิกตัวเผาไหม้ได้ดีขึ้นอีกด้วย ห้องเผาไหม้ในเตาเผามีลักษณะเป็นไฮโคลน 2 ชั้น ทำให้สแลก (slag) และชี้เต้าไม่ออกไปกับลมร้อน แต่จะไหลหมุนวนตกลงด้านล่างของเตา และถูกสกรูลำเลียงออกโดยอัตโนมัติ อากาศร้อนที่ออกจากเตามีอุณหภูมิสูง และได้นำอากาศแวดล้อมเข้ามาผสมจนมีอุณหภูมิใกล้เคียง 150°C ก่อนส่งเข้าห้องอบแห้ง

การทดลองกรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลน มีสภาวะเงื่อนไขในการทำงานคิดเป็นค่าเฉลี่ยได้ดังนี้ เครื่องอบแห้งเครื่องที่ 1 ทดลอง 3 ครั้ง อุณหภูมิอากาศแวดล้อม 34°C อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 144°C ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ 66% อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง $4.6 \text{ m}^3/\text{s}$ ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้ง 1.8 m/s ความสูงเบด 23 cm ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในห้องอบแห้ง 2.2 minutes อัตราการป้อนข้าวเปลือก $9,580 \text{ kg/h}$ ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบเตาเผาแกลบ 74% ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้น 30% d.b. และความชื้นสุดท้าย 25% d.b. อัตราการระเหยน้ำ $397 \text{ kg-water evap./h}$ เครื่องอบแห้งเครื่องที่ 2 ทดลอง 4 ครั้ง อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C อุณหภูมิอากาศแวดล้อม 36°C ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ 41% อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง $4.4 \text{ m}^3/\text{s}$ ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้ง 1.8 m/s ความสูงเบด 12 cm ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในห้องอบแห้ง 1.2 minutes อัตราการป้อนข้าวเปลือก $9,000 \text{ kg/h}$ ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบเตาเผาแกลบ 77% ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้น 22% d.b. และความชื้นสุดท้าย 19% d.b. และอัตราการระเหยน้ำ $210 \text{ kg-water evap./h}$ ในการอบแห้งไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้ใหม่ โดยปล่อยทิ้งทั้งหมด อัตราการป้อนแกลบและอัตราการผลิตซีเฝ้าแกลบ 142 และ 35 kg/h ตามลำดับ

กรณีใช้หัวเผาไอน้ำดีเซลทำการทดลองเฉพาะเครื่องอบแห้งเครื่องที่ 2 จำนวน 8 การทดลอง แต่ละการทดลองมีการปรับอัตราส่วนอากาศเวียนกลับแตกต่างกันคือ 0, 24, 33, 45, 50, 52, 60 และ 80% ตัวแปรอื่นแสดงด้วยค่าเฉลี่ยประกอบด้วย อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 144°C อุณหภูมิอากาศแวดล้อม 36°C ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ 44% อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง $4.4 \text{ m}^3/\text{s}$ ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้ง 1.8 m/s ความสูงเบด 12 cm ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในห้องอบแห้ง 1.1 minutes อัตราการป้อนข้าวเปลือก $9,524 \text{ kg/h}$ ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้น 21% d.b. และความชื้นสุดท้าย 18% d.b. อัตราการระเหยน้ำ $270 \text{ kg-water evap./h}$

ผลการทดลองและวิจารณ์

ผลการวิเคราะห์ปริมาณการใช้พลังงาน

กรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลนเมื่ออัตราการใช้พลังงานความร้อนจากแกลบ $2,119 \text{ MJ/h}$ ปริมาณการใช้ไฟฟ้าเฉลี่ยของเครื่องอบแห้งและเตาเผาแกลบเท่ากับ 29 kW และ 4 kW ตามลำดับ คิดเป็นอัตราการใช้พลังงานไฟฟ้าในรูปพลังงานปฐมภูมิ 269 MJ/h และ 35 MJ/h (รวมเท่ากับ 305 MJ/h) ดังนั้นอัตราการใช้พลังงานปฐมภูมิรวมเท่ากับ $2,424 \text{ MJ/h}$ การอบแห้งมีอัตราการระเหยน้ำเฉลี่ย $291 \text{ kg-water evap./h}$ ทำให้ปริมาณการใช้พลังงานปฐมภูมิจำเพาะเฉลี่ยมีค่า $9.3 \text{ MJ/kg-water evap.}$ และประสิทธิภาพทางความร้อนเฉลี่ยของระบบเตาเผาแกลบทั้งสองเครื่องเท่ากับ 75% รูปที่ 3 แสดงปริมาณการใช้พลังงานปฐมภูมิจำเพาะของเครื่องอบแห้งทั้ง 2 เครื่อง เทียบกับความชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือก พบว่า ในช่วงความชื้นเฉลี่ย (ผลรวมของความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายหารสอง) มีค่าต่ำ ๆ การอบแห้งมีปริมาณการใช้พลังงานปฐมภูมิจำเพาะสูงกว่าในช่วงความชื้นเฉลี่ยสูง ๆ เนื่องจากขณะที่เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นสูง เมื่อได้รับความร้อนจากอากาศอบแห้ง ความร้อนส่วนใหญ่จะถูกใช้ไปในการระเหยน้ำ ทำให้อัตราการระเหยน้ำค่อนข้างสูง และหากความชื้นที่ผิวของเมล็ดข้าวเปลือกลดลงมากแล้ว หรือข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต่ำเต๋อ ๆ ความร้อนที่ถ่ายเทจากอากาศอบแห้งจะถูกใช้ไปในการเพิ่มอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกมากกว่าที่จะใช้ในการระเหยน้ำ อัตราการระเหยน้ำจึงไม่สูง ทำให้ปริมาณการใช้พลังงานปฐมภูมิจำเพาะมีค่าสูงขึ้น

ผลการปรับอัตราส่วนอากาศเวียนกลับที่ 0, 24, 33, 45, 50, 52, 60 และ 80% กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลพบว่า มีอัตราการใช้ไอน้ำดีเซล $36\text{--}46 \text{ l/h}$ ($30\text{--}39 \text{ kg/h}$) คิดเป็นอัตราการใช้พลังงานความร้อน $1,297\text{--}1,680 \text{ MJ/h}$ ปริมาณการใช้ไฟฟ้าเฉลี่ย 26 kW คิดเป็นอัตราการใช้พลังงานไฟฟ้าในรูปพลังงานปฐมภูมิเฉลี่ย 244 MJ/h รวมอัตราการใช้พลังงานปฐมภูมิอยู่ในช่วง $1,539\text{--}1,921 \text{ MJ/h}$ อัตราการระเหยน้ำ $208\text{--}342 \text{ kg-water evap./h}$ คิดเป็นปริมาณการใช้พลังงานปฐมภูมิจำเพาะอยู่ระหว่าง $5\text{--}9.3 \text{ MJ/kg-water evap.}$ รูปที่ 4 แสดงการเปลี่ยนแปลง

พลังงานปรุณภูมิจำเพาะเทียบกับอัตราส่วนอากาศเวียนกลับ พบว่า อัตราส่วนอากาศเวียนกลับที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 45-60% โดยมีปริมาณการใช้พลังงานปรุณภูมิจำเพาะต่ำอยู่ระหว่าง 5-5.7 MJ/kg-water evap. ถ้าอัตราส่วนอากาศเวียนกลับมีค่าต่ำหรือสูงกว่าในช่วงนี้การใช้พลังงานมีแนวโน้มที่สูงขึ้น เนื่องจากที่อัตราส่วนอากาศเวียนกลับสูง สัดส่วนของน้ำในอากาศที่กลับเข้าเผาไหม้มีปริมาณสูง ทำให้หัวเผาต้องใช้น้ำมันในการเผาไหม้มากขึ้น เพื่อรักษาระดับอุณหภูมิอบแห้งให้คงที่ ที่อัตราส่วนอากาศเวียนกลับต่ำ การเผาไหม้ต้องใช้อากาศแวดล้อมซึ่งมีอุณหภูมิค่อนข้างต่ำเข้ามาผสมกับอากาศที่เวียนกลับมาใช้ใหม่ในปริมาณมากขึ้น ทำให้หัวเผาต้องใช้น้ำมันในการเผาไหม้มากขึ้น เพื่อเพิ่มอุณหภูมิอากาศอบแห้งให้ได้ตามที่ตั้งไว้ ส่งผลให้ในการอบแห้งต้องใช้พลังงานสูงขึ้น

ผลการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง

เงื่อนไขในการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายทั้งกรณีที่ใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลและเตาเผาแลกเปลี่ยนไซโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้งมีดังนี้ ราคาเครื่องอบแห้งไม่รวมหัวเผาน้ำมันดีเซล 800,000 Baht ราคาเครื่องอบแห้งรวมหัวเผาน้ำมันดีเซล 850,000 Baht ราคาเตาเผาแลกเปลี่ยนไซโคลน 400,000 Baht มูลค่าซากเครื่องอบแห้งและเตาเผาแลกเปลี่ยน 10% ของราคาขาย อายุการใช้งานเครื่องอบแห้ง 10 years อายุการใช้งานเตาเผาแลกเปลี่ยน 5 years ค่าบำรุงรักษาเครื่องอบแห้งและเตาเผาแลกเปลี่ยน 5% ของราคาขาย อัตราดอกเบี้ยเงินกู้ต่อปี 12% ราคาแลกเปลี่ยน 100 Baht/ton ราคาซื้อแลกเปลี่ยน 150 Baht/ton ราคาหัวเผาน้ำมันดีเซล 9.54 Baht/l อัตราค่าไฟฟ้า 1.7736 Baht/kW-h ค่าปรับปรุงต้นทุนการผลิต (FI) 0.3261 Baht/kW-h ภาษีมูลค่าเพิ่ม 7% ระยะเวลาการทำงาน 2,400 h/year

ผลการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายกรณีใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนไซโคลน คิดต่อตันข้าวเปลือกและตอกโลกกรัมน้ำที่ระเหยมีดังนี้ ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งรวม 0.83 Baht/kg-water evap. (23 Baht/ton) แบ่งเป็นเงินลงทุนค่าเครื่องอบแห้งและเตาเผาแลกเปลี่ยน 0.39 Baht/kg-water evap. (11 Baht/ton) ค่าแลกเปลี่ยน 0.05 Baht/kg-water evap. (1.5 Baht/ton) ค่าไฟฟ้า 0.29 Baht/kg-water evap. (8 Baht/ton) และค่าบำรุงรักษา 0.1 Baht/kg-water evap. (2.7 Baht/ton)

ผลการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายกรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล คิดต่อตันข้าวเปลือกและตอกโลกกรัมน้ำที่ระเหยมีดังต่อไปนี้ ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งรวม 1.5-2.8 Baht/kg-water evap. (50-64 Baht/ton) แบ่งเป็นเงินลงทุนค่าเครื่องอบแห้ง 0.2-0.3 Baht/kg-water evap. (6-6.7 Baht/ton) หัวเผาน้ำมันดีเซล 1.1-2.1 Baht/kg-water evap. (36-49 Baht/ton) ค่าไฟฟ้า 0.2-0.3 Baht/kg-water evap. (6-6.5 Baht/ton) และค่าบำรุงรักษา 0.05-0.1 Baht/kg-water evap. (1.7-2 Baht/ton)

จากการเปรียบเทียบผลการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งทั้ง 2 กรณี พบว่า ถ้าใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนไซโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้งแทนหัวเผาน้ำมันดีเซล จะมีระยะเวลาคืนทุน 1,176 h

ผลการทดสอบเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาว

กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นลดลงเล็กน้อย ค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 42% ในขณะที่ความขาวก็ให้ผลในทางตรงกันคือ ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีความขาวลดลงเล็กน้อย ค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 52 เมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง (ข้าวชุดเดียวกันที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม)

กรณีใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนไซโคลนพบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นเพิ่มขึ้นเล็กน้อยค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 49% ในขณะที่ความขาวให้ผลในทางตรงกันข้ามคือ ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีความขาวลดลงเล็กน้อยค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 49 และมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 99% สัมพันธ์กับข้าวอ้างอิง สาเหตุที่เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นมีค่าเพิ่มขึ้นนั้นพบว่า เป็นไปตามงานวิจัยของ Taweerattanapanich et al. (1999) อธิบายเอาไว้ว่า การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน สามารถเพิ่มเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นได้สูงสุด เมื่อข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 30-45 และ 23-28% d.b. ตามลำดับ ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับช่วง

ความชื้นของข้าวเปลือกที่ใช้ในงานวิจัยชิ้นนี้ เนื่องจากหากข้าวเปลือกมีความชื้นสุดท้ายสูงกว่า 28% d.b. เมล็ดข้าวเปลือกจะไม่เกิดการเป่าแฉา (gelatinization) ได้อย่างสมบูรณ์ เพราะมีอุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิที่จะเกิด gelatinization ได้อย่างสมบูรณ์ โดยปกติจะเริ่มเกิดที่อุณหภูมิประมาณ 68°C และจะเกิดอย่างสมบูรณ์ที่อุณหภูมิประมาณ 78°C และหากข้าวเปลือกมีความชื้นต่ำกว่าช่วง 23-28% d.b. เมล็ดข้าวเปลือกจะมีอุณหภูมิสูงขึ้น เนื่องจากได้รับความร้อนเป็นเวลานาน ขณะที่อัตราการอบแห้งลดลง ทำให้เมล็ดเกิดการแตกร้าวและเปอร์เซ็นต์ข้าวตันลดลงในที่สุด ผลการทดสอบเปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวกรณีใช้เตาเผาแบบไซโคลนและหัวเผา น้ำมันดีเซลแสดงไว้ในตารางที่ 1 และ 2

ผลการทดสอบคุณภาพการบริโภคข้าวสุก

ผลการคำนวณทางสถิติโดยโปรแกรม Irristat จากคะแนนลักษณะทั้ง 7 ประการ ซึ่งประกอบด้วย กลิ่นเหม็นอับ สี ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด ความเกาะตัว เนื้อสัมผัส และกลิ่นหอม ดังแสดงผลสรุปไว้ในตารางที่ 2 และ 3 พบว่า กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีกลิ่นเหม็นอับเพิ่มขึ้นเล็กน้อย จัดอยู่ในระดับไม่เหม็น ความขาวของข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีค่าลดลงเล็กน้อย และมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 99% สัมพันธ์กับข้าวอ้างอิง จัดอยู่ในระดับสีขาวนวล ลักษณะความเลื่อมมันของผิวเมล็ด ความเกาะตัว และเนื้อสัมผัส พบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีค่าลดลงเล็กน้อยแต่ไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ สัมพันธ์กับข้าวอ้างอิง จัดอยู่ในระดับมันเล็กน้อย ไม่เหนียว-ไม่ร่วน และค่อนข้างนุ่มตามลำดับ คะแนนความชอบส่วนตัวของผู้ทดสอบ มีความพอใจข้าวที่ผ่านการอบแห้งมากกว่าข้าวอ้างอิงเล็กน้อย แต่ไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ และจัดอยู่ในระดับความชอบปานกลาง ลักษณะสุดท้ายคือความหอมพบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งและข้าวอ้างอิง ไม่มีความแตกต่างกันและจัดอยู่ในระดับไม่หอม

กรณีใช้เตาเผาแบบไซโคลน ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีกลิ่นเหม็นอับเพิ่มขึ้นเล็กน้อย จัดอยู่ในระดับไม่เหม็น ในหัวข้อความขาว ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด ความเกาะตัว เนื้อสัมผัส และความชอบพบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีค่าลดลงเล็กน้อย โดยลักษณะสีและความเลื่อมมันของผิวเมล็ด มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 99 และ 95% สัมพันธ์กับข้าวอ้างอิงตามลำดับ และจัดอยู่ในระดับเดียวกันกับกรณีใช้เตาเผาน้ำมันดีเซล ในขณะที่ความหอมไม่มีการเปลี่ยนแปลง จัดอยู่ในระดับไม่หอม

สรุป

จากผลการศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชด์เบด เปรียบเทียบระหว่างกรณีที่ใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลและเตาเผาแบบไซโคลนสามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. อัตราส่วนอากาศเวียนกลับที่เหมาะสมกรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลอยู่ในช่วง 45-60% ซึ่งมีปริมาณการใช้พลังงานปรมาณูจำเพาะต่ำอยู่ระหว่าง 5-5.7 MJ/kg-water evap. และที่อัตราส่วนอากาศเวียนกลับ 0% จะมีปริมาณการใช้พลังงานปรมาณูจำเพาะสูงสุด 9.3 MJ/kg-water evap.
2. กรณีใช้เตาเผาแบบไซโคลน มีปริมาณการใช้พลังงานปรมาณูจำเพาะเฉลี่ย 9.3 MJ/kg-water evap. และประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบเตาเผาแบบเฉลี่ย 75% จะเห็นว่าสิ้นเปลืองพลังงานสูงกว่ากรณีใช้น้ำมันดีเซล เนื่องจากเตาเผาแบบมีประสิทธิภาพทางความร้อนต่ำกว่าหัวเผาน้ำมันดีเซล และไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้ใหม่
3. ผลการเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายพบว่า กรณีใช้เตาเผาแบบมีค่าใช้จ่ายในการอบแห้งรวมและค่าเชื้อเพลิงต่ำกว่ากรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซล เนื่องจากแบบมีราคาต่ำกว่าน้ำมันดีเซลมาก แต่มีค่าใช้จ่ายในการส่วนของ

ค่าไฟฟ้าและค่าบำรุงรักษาสูงกว่ากรณีใช้หัวเผาไอน้ำดีเซล เนื่องจากได้ไถเตาเผาแลกเปลี่ยนเข้ามาติดตั้งเพิ่มในระบบ อบแห้ง ทำให้เสียค่าไฟฟ้าและค่าบำรุงรักษาเพิ่มขึ้น

4. กรณีใช้หัวเผาไอน้ำดีเซล ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีเปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวลดลงเล็กน้อย เมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิงเฉลี่ย 42% และ 52 ตามลำดับ ในขณะที่กรณีใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลนมีเปอร์เซ็นต์ข้าว ตันเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเฉลี่ย 49% และความขาวลดลงเล็กน้อยเฉลี่ย 49

5. คุณภาพการบริโภคข้าวสุก กรณีใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลน ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีกลิ่นเหม็น อับเพิ่มขึ้นเล็กน้อย ในขณะที่ความขาว ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด ความเกาะตัว เนื้อสัมผัส และความชอบลดลง เล็กน้อย และกลิ่นหอมไม่มีการเปลี่ยนแปลง เมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง กรณีใช้หัวเผาน้ำมันดีเซลก็ให้ผลในทางตรงกัน แต่ส่วนของความชอบเพิ่มขึ้นเล็กน้อย สรุปได้ว่าเปอร์เซ็นต์ข้าวตัน ความขาว และคุณภาพการบริโภคข้าวสุก จัดอยู่ในเกณฑ์ที่ดี และไม่เป็นปัญหาสำหรับการซื้อขายและบริโภค

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย ที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัยนี้ ขอขอบคุณโรงสี กุ่งหลี่จั้น อ.ลาดบัวหลวง จ.พระนครศรีอยุธยา ที่เอื้อเฟื้อสถานที่ในการทดลอง ขอขอบคุณศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพข้าว และขอขอบคุณ บริษัท โรซ์ เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ที่ให้ข้อมูล และความร่วมมืออันเป็นประโยชน์ในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

- Inprasit, C. and A. Noonhorm. 1999. Proceeding of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC'99). //: Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Types of Dryer and Operation on Rice Quality. Bali, Indonesia, 24- 27 October 1999. pp. 308-320.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakorn. 1994. Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying. Drying Technology. 12(7): 1667-1686.
- Soponronnarit, S., S. Wetchacama, T. Swasdisevi and N. Poomsa-ad. 1999. Managing Moist Paddy by Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation. Drying Technology. 17(1&2): 335-344.
- Swasdisevi, T., S. Soponronnarit, V. Thepent, A. Shujinda and B. Srisawat. 1999. Presented at the 19th ASEAN Seminar on Postharvest Technology in Vietnam. //: Prototype of Cyclonic Rice Husk Furnace. November 1999.
- Taweerattanapanish, A., S. Soponronnarit, S. Wetchacama, N. Kongseri and S. Wongpiyachon. 1999. Effect of Drying on Head Rice Yield Using Fluidization Technique. Drying Technology. 17(1&2): 345-353.

ตารางที่ 1 เปรอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวของตัวอย่างข้าว กรณีใช้เตาเผาแบบไซโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง

ตัวอย่าง	เปอร์เซ็นต์ข้าวตัน			ความขาว		
	วิธี DMRT		วิธี LSD	วิธี DMRT		วิธี LSD
	ข้าวอ้างอิง	ข้าวที่ผ่าน การอบแห้ง		ข้าวอ้างอิง	ข้าวที่ผ่าน การอบแห้ง	
1	60.98 a	59.95 a	1.02 *	45.64 e	45.42 e	0.22 ns
2	46.42 c	51.63 b	-5.22 **	48.00 d	47.86 d	0.14 ns
3	45.95 c	48.05 c	-2.10 **	48.00 d	48.02 d	-0.02 ns
4	47.89 b	47.23 cd	0.66 ns	50.90 b	50.34 b	0.56 ns
5	46.08 c	47.98 c	-1.90 **	51.70 a	51.90 a	-0.20 ns
6	48.29 b	44.86 e	3.42 **	50.78 b	50.36 b	0.42 ns
7	44.56 d	46.38 d	-1.82 **	49.84 c	48.80 c	1.04 **
ค่าเฉลี่ย	48.59	49.44	-0.85	49.27	48.96	0.31 **
	LSD (5%)		1.02	LSD (5%)		0.59
	LSD (1%)		1.36	LSD (1%)		0.78

ตารางที่ 2 เปรอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวของตัวอย่างข้าว กรณีใช้หัวเผาไม้นัดีเซลเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง

ตัวอย่าง	เปอร์เซ็นต์ข้าวตัน			ความขาว		
	วิธี DMRT		วิธี LSD	วิธี DMRT		วิธี LSD
	ข้าวอ้างอิง	ข้าวที่ผ่าน การอบแห้ง		ข้าวอ้างอิง	ข้าวที่ผ่าน การอบแห้ง	
1	43.55 c	44.54 c	-0.99 ns	51.42 de	52.32 ab	-0.90 *
2	36.13 e	34.22 e	1.90 **	52.26 c	52.32 ab	-0.06 ns
3	45.81 ab	45.25 bc	0.56 ns	53.20 b	52.32 ab	0.88 *
4	43.70 c	44.06 c	-0.37 ns	53.04 b	52.32 ab	0.72 *
5	40.56 d	39.38 d	1.18 *	55.36 a	52.88 a	2.48 **
6	46.16 a	47.79 a	-1.63 **	53.40 b	52.90 a	0.50 ns
7	44.85 b	46.24 b	-1.39 *	51.34 e	51.98 b	-0.64 ns
8	36.08 e	33.82 e	2.26 **	52.10 cd	52.30 ab	-0.20 ns
ค่าเฉลี่ย	42.10	41.91	0.19	52.77	52.42	0.35
	LSD (5%)		1.14	LSD (5%)		0.71
	LSD (1%)		1.52	LSD (1%)		0.95

หมายเหตุ : ตารางที่ 1-4

วิธี Least significant difference (LSD)

** หมายถึงมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 99%

* หมายถึงมีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95%

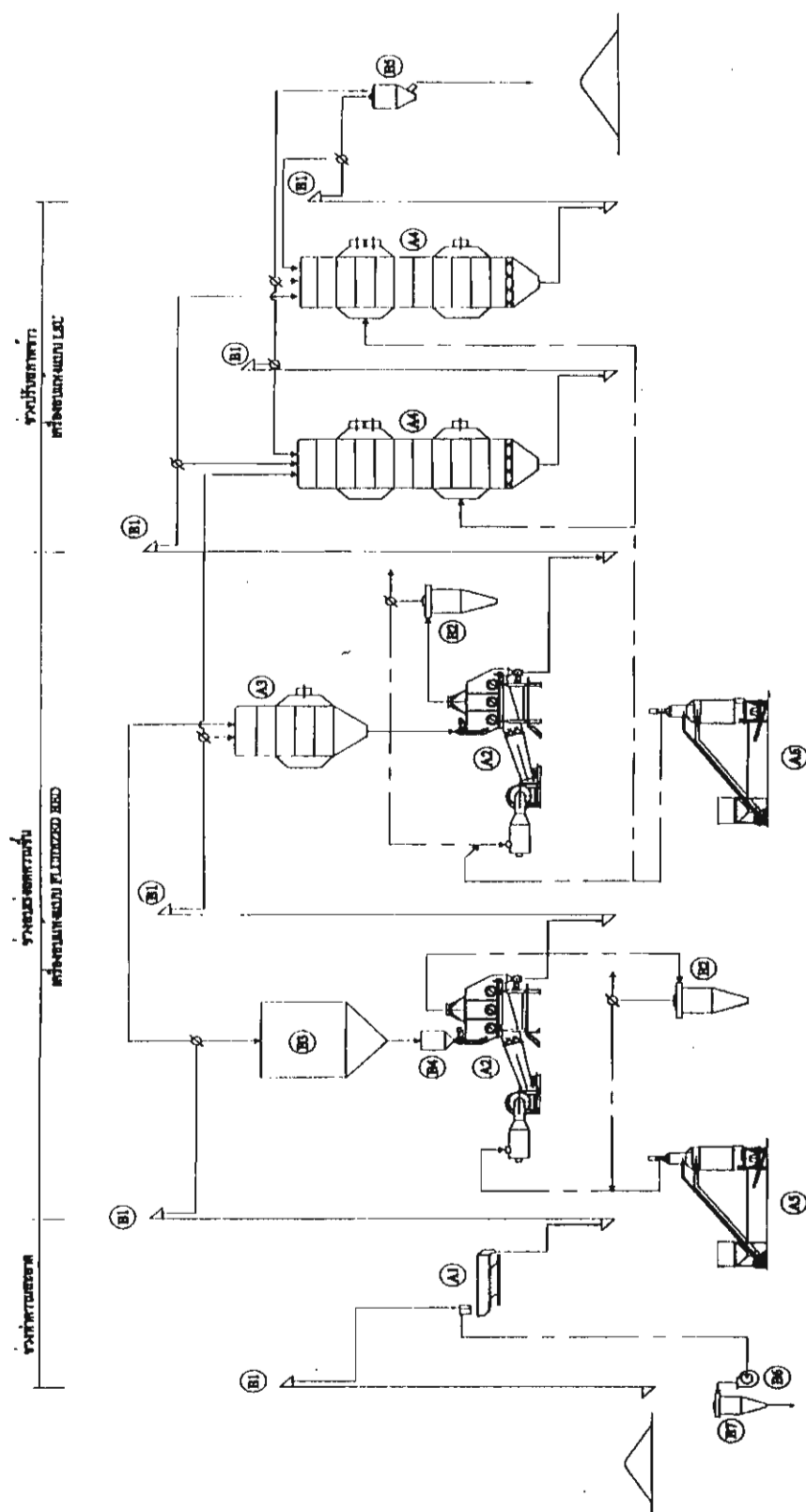
ns หมายถึงไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญ

วิธี Duncan's multiple range test (DMRT)

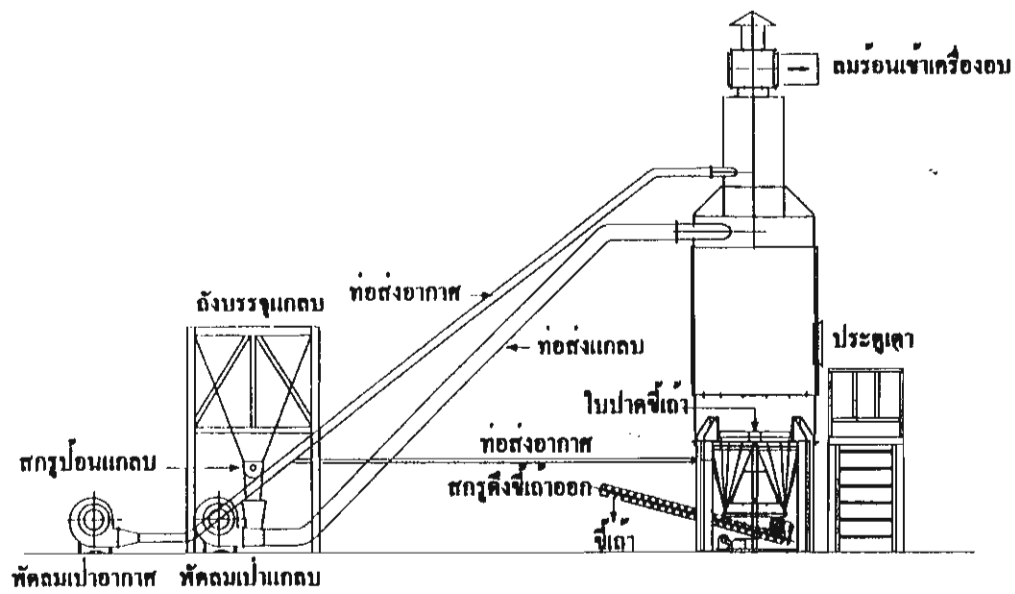
คอลัมน์เดียวกัน ตัวเลขที่ตามด้วยตัวอักษรเหมือนกัน แสดงว่าไม่มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญที่ระดับความเชื่อมั่น 95%

ตารางที่ 3 ผลการทดสอบคุณภาพการบริโภคข้าวสุกของตัวอย่างข้าว กรณีใช้เตาเผาแบบบไซโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง

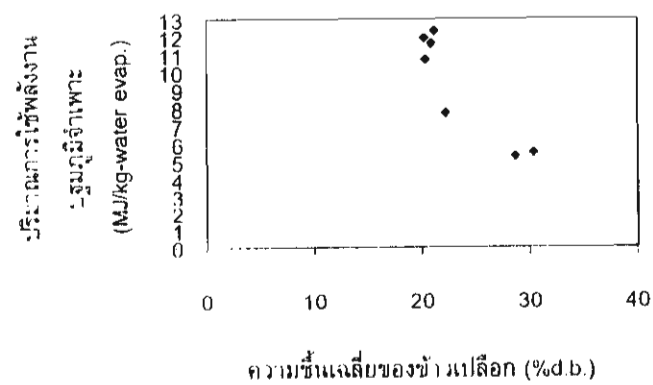
ตัว อย่าง	ลักษณะ																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																		
	กลิ่นเหม็นอับ				สี				ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด				ความเกาะตัว				เนื้อสัมผัส				ความขอล				กลิ่นหอม																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																										
	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT	วิธี LSD	วิธี DMRT



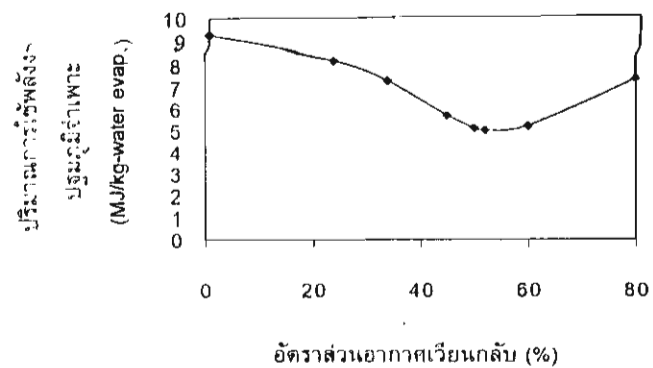
รูปที่ 1 ไดอะแกรมระบบบำบัดน้ำเสียจาก โรงสีคุณหลิน อ.ลาดบัวหลวง จ.พระนครศรีอยุธยา



รูปที่ 2 เตาเผาแกลบแบบไซโคลน



รูปที่ 3 ปริมาณการใช้พลังงานป้อนภูมิจำเพาะ กรณีใช้เตาเผาแกลบแบบไซโคลน เป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง



รูปที่ 4 ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณการใช้พลังงานป้อนภูมิจำเพาะกับอัตราส่วนอากาศเวียนกลับ กรณีใช้หัวเกาเอน้ำมันดีเซลเป็นแหล่งให้ความร้อนในการอบแห้ง

การพัฒนาแบบจำลองทางทฤษฎี สำหรับเครื่องอบแห้งผลไม้โดยใช้ปั๊มความร้อน

Development of Theoretical Model for Fruit Dryer Using Heat Pump

Siva Achariyaviriya, Somchart Soponronnarit and Apichit Terdyothin

School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Road, Bangkok 10140

Key Words and Phrases: drying; heat and mass transfer; modeling.

บทคัดย่อ

บทความวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องอบแห้งผลไม้โดยใช้ปั๊มความร้อน แบบจำลองนี้ประกอบด้วย แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของห้องอบแห้ง และแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของปั๊มความร้อน แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของห้องอบแห้งซึ่งเป็นแบบจำลองแบบใกล้เคียงสมดุล ประกอบด้วยสมการจลนศาสตร์การอบแห้งทางทฤษฎี สมการสมดุลมวลและพลังงาน สมการสมบัติของผลิตภัณฑ์ และสมการสมบัติของอากาศชื้น สำหรับแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของปั๊มความร้อนประกอบด้วยอุปกรณ์หลักดังนี้ แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องอัดไอแบบลูกสูบ แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เครื่องทำระเหย และแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเครื่องควบแน่นตัวในและตัวนอก ซึ่งแบบจำลองดังกล่าวพัฒนามาจากสมการสมดุลมวลและพลังงานภายในปริมาตรควบคุมที่อุปกรณ์ต่างๆ เครื่องอัดไอพัฒนามาจากสมการการอัดไอแบบไอเซนโทรปิก วิธีเชิงตัวเลขโดยเทคนิคของ Newton-Raphson ได้ถูกนำมาใช้ในการแก้ระบบสมการเหล่านี้

ABSTRACT

The objective of this research is to develop a mathematical model of heat pump fruit dryer. The mathematical model of heat pump fruit dryer consists of two parts: the drying chamber model and the heat pump model. The mathematical model of the drying chamber, which is a near equilibrium model, consists of the theoretical drying kinetic equation, heat and mass balance equations, and properties of product and moist air equations. In the heat pump model, there are three major models: evaporator model, internal and external condenser model, and compressor model. The evaporator and condenser models are developed from heat and mass transfer within

the control volume of each component. The compressor is described by the isentropic compression equation. The systems of equations are solved numerically by using Newton-Raphson technique.

INTRODUCTION

Conventional hot air dryers are commonly used for drying of fruits. The main disadvantage is that the conventional hot air dryer results in low product quality due to high drying air temperature. A heat pump dryer offers the advantages of product quality (Hawladar *et al.*, 1996) and energy saving, namely, a heat pump dryer can use lower drying air temperature since moist air leaving the drying chamber can be dehumidified and recirculated. Consequently, the moist air is recovered the sensible and latent heat, and also the humidity ratio of drying air entering drying chamber is lower. Drying of fruits is an energy intensive process. One of the feasible methods for energy saving is to discover the optimum drying condition. Therefore, the mathematical model of a heat pump fruit dryer is needed to be developed for investigating the effects of various operating conditions on energy consumption.

In the literature, there are several reports on development of a heat pump dryer. For example, Jolly *et al.* (1990) developed a mathematical model of a heat pump assisted continuous dryer. Special attention was given for developing a detailed evaporator model. Prasertsan *et al.* (1996) developed a heat pump dryer model. This model consists of a simple drying model and a detailed heat pump model especially the evaporator model. These studies are based on dryers which are in a steady state condition. Usually, the drying rate of fruits are in the falling rate period (McMinn *et al.*, 1996). Therefore, these models are not suitable for drying of fruits. Achariyaviriya and Soponronnarit (1998) reported a mathematical model of a heat pump fruit dryer. The dryer was in a non steady state condition. However, the heat pump model was considered as an empirical model so that this model cannot be applied to other dryers.

The goal of this work is to develop a mathematical model of a heat pump fruit dryer. The model consists of a heat pump model and a drying chamber model. Particular attention is given for developing a theoretical model of a heat pump dryer which is in a non steady state condition. In this work, papaya glaucous is used as a product to be dried in a cabinet drying model, and also R-22 is used as a refrigerant in a heat pump model.

DEVELOPMENT OF MATHEMATICAL MODEL

The mathematical model of a heat pump fruit dryer consists of two parts: the drying chamber model and the heat pump model. Figure 1 shows the schematic diagram of a heat pump fruit dryer. The details are as follows:

Drying Chamber Model

The drying characteristic depends upon the types of dryers and products. In this study, the drying chamber model for cabinet drying of papaya glaze' is developed. However, it can be modified for other products and also for other types of dryers. The details of the drying chamber model of a cabinet dryer are as follows:

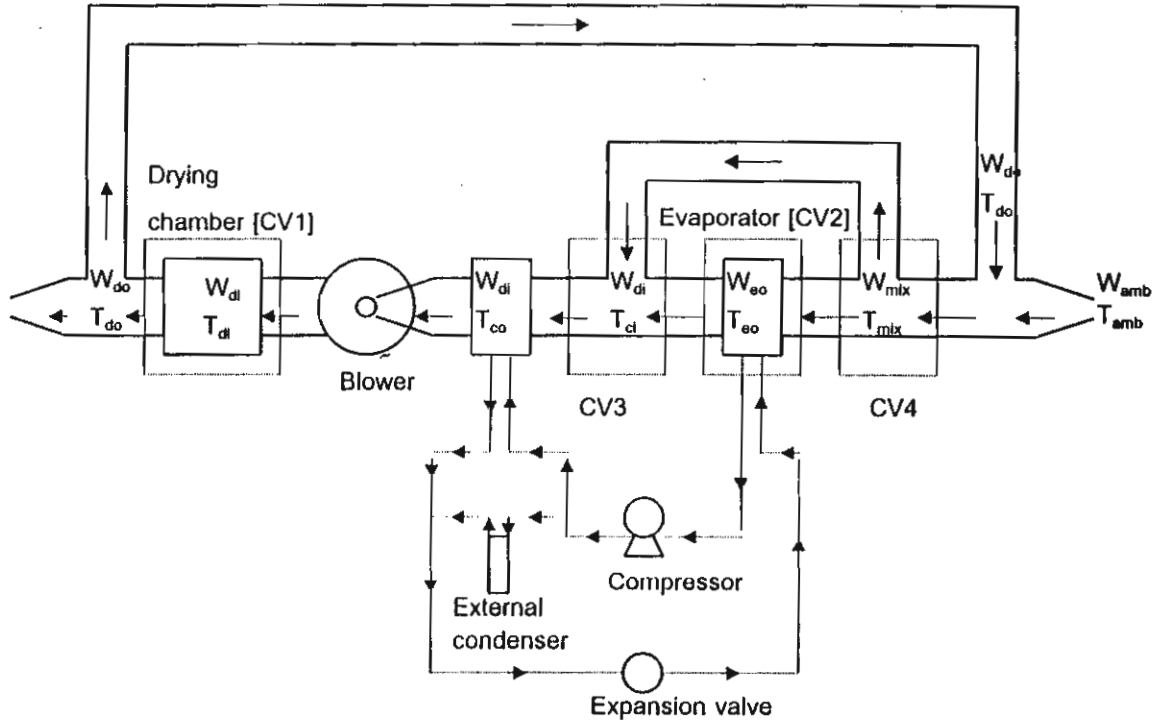


Figure 1 Schematic diagram of a heat pump fruit dryer (CV= control volume).

The drying kinetic equation developed by Acharyaviriya *et al.* (1999) is applied for calculating moisture content of papaya glaze' during drying. It is written as follows:

$$MR = \left(\frac{8}{\pi^2}\right)^3 \sum_{i=0}^{\alpha} \sum_{j=0}^{\alpha} \sum_{k=0}^{\alpha} \left[\frac{1}{(2i+1)^2} \frac{1}{(2j+1)^2} \frac{1}{(2k+1)^2} \right] \exp \left[- \left\{ \frac{(2i+1)^2}{l_x^2} + \frac{(2j+1)^2}{l_y^2} + \frac{(2k+1)^2}{l_z^2} \right\} \pi^2 Dt \right] \quad (1)$$

$$D = (-6.86M^2 + 8.08M - 0.36) \exp[-41.23/RT_{abs}] \quad (2)$$

Where MR is moisture ratio that is defined as $MR = (M - M_{eq}) / (M_{in} - M_{eq})$. M_{eq} is the equilibrium moisture content of papaya glaze' drying using the equation of Bruauer *et al.* (1938) where parameters were evaluated by Achariyaviriya and Soponronarit (1990).

The mean moisture content of papaya glaze' during drying can be calculated by differentiating Equation (1) with respect to the time and then using finite difference method to solve the differential equation over a short time interval (Δt).

The moist air properties at outlet drying chamber can be calculated by using the principle of mass and energy conservation to control volume 1 in Figure 1. The assumptions are as follows: thermal equilibrium exists between moist air and papaya glaze', the walls of the cabinet dryer are adiabatic, the internal energy changes of the cabinet dryer and papaya glaze' are negligible. They can be written as follows:

$$\Delta t m_a (W_{do} - W_{di}) = m_p (M_i - M_f) \quad (3)$$

$$m_a [C_a T_{di} + W_{di} (h_{fg} + C_v T_{di}) - C_a T_{do} - W_{do} (h_{fg} + C_v T_{do})] = 0 \quad (4)$$

Heat Pump Model

The pressure-enthalpy diagram shown in Figure 2 is applied in this study to develop a heat pump model. There are two circuits in the system: the drying air circuit and the refrigerant circuit. The heat pump model has three major models: evaporator model, internal and external condenser model, and compressor model. The details of each component model are as follows:

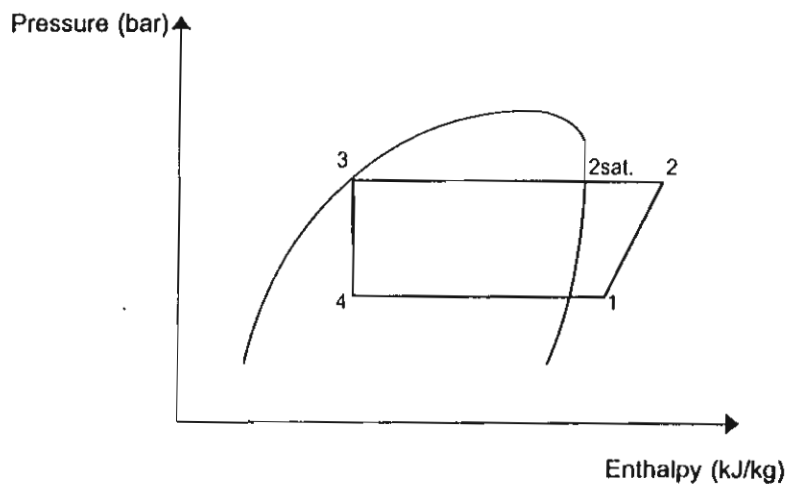


Figure 2 Pressure-enthalpy diagram.

Evaporator model

The evaporator model can be developed from the equation of heat transfer in both drying air and refrigerant circuits by using the first law of thermodynamics to the control volume 2 in Figure 1.

In drying air circuit, the net change in the energy of drying air is equal to the heat transfer to refrigerant during the process from state 4 to state 1 (see Figure 2). It is written as:

$$Q_{aa} = (1-BP)m_a[C_a(T_{eo}-T_{mix})+(W_{eo}-W_{mix})h_{fg}+W_{mix}C_v(T_{eo}-T_{mix})] \quad (5)$$

In refrigerant circuit, the net change in the energy of refrigerant is equal to the heat transfer from the drying air. It is written as

$$Q_{ra} = m_r(h_1-h_4) \quad (6)$$

From mass conservation, it is written as

$$(1-BP)m_a(W_{mix}-W_{eo}) = K_D A(W_{mix}-W_{con}) \quad (7)$$

$$K_D = h_a/(C_a+W_{mix}C_v) \quad (8)$$

Where K_D is a parameter obtained from ASHRAE (1981). The force convection heat transfer coefficient (h_a) was given by Rich (1973):

$$h_a = 0.195G_aC_aPr_a^{-2/3}Re_a^{-0.35} \quad (9)$$

$$\text{Where, } Pr_a = \mu C_a/k_a \quad (10)$$

$$\text{and } Re_a = G_a t_s/\mu \quad (11)$$

In addition, properties of the refrigerant (R-22) are deduced from data. The regression equations are as follows:

For the saturated liquid conditions,

$$h = 199.8 + 1.136T_{sat} + 0.002686T_{sat}^2 \quad (12)$$

For the superheat conditions,

$$h = 438.9 - 6.986\ln P + (-0.6760 + 0.5342\ln P)(T - T_{sat}) \quad : 18 < P < 40 \quad \text{bar} \quad (13/1)$$

$$h = 386.4 + 11.154\ln P + (0.6379 + 0.03515\ln P)(T - T_{sat}) \quad : 2 < P < 8 \quad \text{bar} \quad (13/2)$$

$$v = 41.77 - 10.04 \ln P + (0.1871 - 0.03652 \ln P (T - T_{sat})) : 18 < P < 40 \quad \text{bar} \quad (14/1)$$

$$v = 153.16 - 65.249 \ln P + (0.80308 - 0.38128 \ln P (T - T_{sat})) : 2 < P < 8 \quad \text{bar} \quad (14/2)$$

Compressor model

The model of a reciprocating compressor using in this study is described by Threlkeld (1972). The power requirement is given by Equation (15)

$$P_{com} = P_1 v_1 m_r^{[k/(k-1)]} [(P_2/P_1)^{(k-1)/k} - 1] \quad (15)$$

$$\text{Where, } m_r = (PD)N\eta_v/v_2 \quad (16)$$

$$\text{and } \eta_v = [1 + c - c(P_2/P_1)^{1/k}] v_2/v_1 \quad (17)$$

The outlet temperature of refrigerant for isentropic compression is given by Equation (18).

$$T_2 = T_1 (P_2/P_1)^{(k-1)/k} \quad (18)$$

Condenser model

The condenser model can be developed from the equation of heat transfer in both drying air and refrigerant circuits. They are given by the equations as follows:

$$Q_{acd} = m_a [C_a (T_{co} - T_{cl}) + W_{cl} C_v (T_{co} - T_{cl})] \quad (19)$$

$$Q_{rc} = m_r (h_3 - h_2) \quad (20)$$

Heat transfer rate at internal condenser is given by Equation (21).

$$Q_{acd} = U_c A_{cl} [(T_{cl} - T_3) - (T_{co} - T_3)] / \ln [(T_{cl} - T_3) / (T_{co} - T_3)] \quad (21)$$

From energy conservation, heat transfer rate at internal plus external condenser is equal to heat transfer rate at evaporator plus power consumption in the compressor. It is written as

$$Q_{ad} + Q_{acu} = Q_{ao} + P_{com} \quad (22)$$

There are some equations which can be deduced from physical properties of moist air. Furthermore, there are a few equations developed from heat balance across the blower and from mass and energy balance to the control volume 3 and 4.

APPLICATION AND SIMULATION PROCEDURE

The mathematical model of a heat pump dryer is applied to predict the performance of a single stage reciprocating compressor using R-22 as a refrigerant. There is no subcooling at condenser outlet but there is superheating at the evaporator outlet. The performance of a heat pump dryer is specific moisture extraction rate (SMER), average drying rate (DR) and the useful coefficient of performance (COP_{useful}). They can be defined as:

$$SMER = (\text{water evaporate from product})/(\text{energy input})$$

$$DR = (\text{water evaporate from product})/(\text{drying time})$$

$$COP_{useful} = (\text{heat transfer rate at internal condenser})/(\text{total power input})$$

A computer program for a heat pump dryer has been developed. The inputs are as follows: the internal moisture content of papaya glaze', the specific air flow rate, the drying air temperature, the fraction of evaporator bypass air, the fraction of air recycled and other constants. The humidity ratio of air entering drying chamber (W_{di}) and specific volume of refrigerant saturated vapor after leaving compressor (v_{2sat}) are the guess values. The steps of the calculation are as follows: the drying chamber model and heat pump model are calculated, and then the W_{di} and v_{2sat} are checked. If they are not equal to guess values, the new guess values will be calculated by using Newton-Raphson technique, and the models are calculated again. The calculation continues until the guess values are relatively equal to the new ones. The next step is to check the relative humidity of air leaving drying chamber whether it is feasible. If it is higher than 1, the moisture condensation is calculated, and then the variables are recalculated. Finally, SMER, DR and COP_{useful} are calculated. The after drying moisture content of papaya glaze' is checked. If it is higher than the desired value, the before drying moisture content is replaced by the after drying moisture content, and then the time step is advanced. The calculation continues until the moisture content of papaya glaze' is less than or equal to the desired value.

CONCLUSIONS

The mathematical model of a heat pump fruit dryer developed here is useful for studying the effects of various factors on the performance of dryers and also for investigating an optimum drying condition.

RECOMMENDATIONS

Further study is that the simulated results should be verified by experimental results. Specific moisture extraction rate, average drying rate and the useful coefficient of performance are used for the verification of the mathematical model.

NOMENCLATURE

A	heat transfer area	(m ²)
c	clearance volume of compressor	(decimal)
C	specific heat	(kJ/kg-K)
D	effective diffusion coefficient	(m ² /h)
G	mass flux velocity	(kg/ m ² -s)
h	enthalpy	(kJ/kg)
h _a	heat transfer coefficient	(kW/m ² -K)
h _{fg}	latent heat	(kJ/kg)
k	compression index	
k _a	thermal conductivity of air	(kW/ m ² -K)
l	size of papaya glaze'	(m)
m	mass rate	(kg/h)
m _p	mass of papaya glaze'	(kg)
M	moisture content	(% dry-basis)
MR	moisture ratio	(decimal)
N	speed of compressor	(rev. per sec)
P _{com}	compressor power	(kW)
PD	piston displacement	(m ³ /rev.)
Pr	Prandtl number	
Q _{ac}	heat transfer rate at condenser air side	(kJ/h)
Q _{ace}	heat transfer rate at external condenser air side	(kJ/h)
Q _{aci}	heat transfer rate at internal condenser air side	(kJ/h)
Q _{ae}	heat transfer rate at evaporator air side	(kJ/h)
Q _{rc}	heat transfer rate at condenser refrigerant side	(kJ/h)

Q_{re}	heat transfer rate at evaporator refrigerant side	(kJ/h)
R	universal gas constant	(kJ/mol-K)
Re	Reynold number	
RH	relative humidity	(decimal)
T	temperature	(°C or K)
t	drying time	(h)
t_s	tube row spacing	(m)
U	over all heat transfer coefficient	(kW/m ² -K)
W	humidity ratio	(kg-water vapor/kg- dry air)
η_v	volumetric efficiency	
μ	viscosity	(Pa-s)

Subscripts

1,2,3,4	stage
a	drying air
abs	absolute
c	condenser
ci	entering condenser
co	leaving condenser
con	saturated condition
di	entering drying chamber
do	leaving drying chamber
e	evaporator
eo	leaving evaporator
eq	equilibrium
f	after drying
i	before drying
in	initial
mix	after mixing
p	papaya glaze'
r	refrigerant
v	vapor
x,y,z	direction in Cartesian coordinates

ACKNOWLEDGMENTS

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

REFERENCES

- Acharyaviriya, S. and Soponronnarit, S., 1990. The study of parameters for analysis of papaya glaze' drying. *Kasetsart Journal (Sci.)*, 24: 196-207.
- Acharyaviriya, S. and Soponronnarit, S., 1998. Simulation of heat pump dryer. In *Proceeding International Agricultural Engineering Conference*, Bangkok, Thailand. pp 425-432.
- Acharyaviriya, S., S. Soponronnarit and A. Terdyothin. 1999. Diffusion model of papaya glaze' drying. In *Proceeding 1st Asian-Australian Drying Conference*, Indonesia. pp. 196-203.
- Anomyous. 1981. ASHRAE (1981). *Fundamentals handbook*.
- Brunaruers, S., P.H. Emmett and E. Teller. 1938. Adsorption of gases in multimolecular layers. *J. Amer. Chem. Soc.* 6: pp. 309-319.
- Hawlater, M.N.A., S.K. Chou and K.J. Chua. 1996, A heat pump asisted closed-loop tunnel dryer. In *Proceeding 10th International Drying Symposium*, Poland, vol. A, pp. 455-462.
- Jolly, P., X. Jia and S. Clements. 1990, Heat pump assisted continuous drying part 1: Simulation model. *International Journal of Energy Research*, vol. 14:pp. 757-770.
- McMinn, W.A.M. and T.R.A. Magee. 1996. Air drying kinetics of potato cylinder. *Drying Tech.* 14: pp. 2025-2040.
- Prasertsan S., P. Saen-Saby, P. Ngamsritrakul and G. Prateepchaikul. 1996, Heat pump dryer part1: Simulation of the models. *International Journal of Energy Research*, vol. 20: pp. 1067-1079.
- Rich, D.G., 1973. The effect of fin spacing on heat transfer and friction performance of multi-row smooth plate fin and tube heat exchanger. *ASHARE Trans.*, 79: 137-145.
- Threlkeld, J.L., 1972. *Thermal environmental engineering*. Prentice Hall, New Jersey, USA.

สมการจลนศาสตร์การอบแห้ง และความสัมพันธ์ของเนื้อลำไย
Drying Kinetic Equation and Desorption Isotherms of Longan Tissues

อารีย์ อัจฉริยวิริยะ สมชาติ ไสภณรณฤทธิ์ และ จิรวรรณ เตียรต์สุวรรณ
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
สุขสวัสดิ์ 48 ทุ่งครุ กรุงเทพฯ. 10140.

บทคัดย่อ

การศึกษาสมการจลนศาสตร์การอบแห้งเนื้อลำไยด้วยลมร้อน ได้นำวิธีเชิงตัวเลข (Numerical method) มาใช้แก้ปัญหาการถ่ายเทความชื้นในเนื้อวัสดุที่มีรูปทรงกลมกลวง ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม (effective diffusion coefficient) ของเนื้อลำไยขึ้นอยู่กับความชื้นวัสดุและอุณหภูมิอบแห้ง ซึ่งคำนวณได้จาก curve fitting จากข้อมูลการทดลองกับสมการจลนศาสตร์การอบแห้ง แบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม พัฒนามาจากสมการของ Arrhenius พบว่าแบบจำลองซึ่งกำหนด Arrhenius factor เป็นฟังก์ชันกับความชื้น ตามรูปแบบสมการเอ็กโปเนนเชียลของโพลีโนเมียลดีกรีที่ 2 สามารถใช้คำนวณเพื่อทำนายจลนศาสตร์ การอบแห้งของเนื้อลำไยได้ดีที่สุด สำหรับความสัมพันธ์สมมูลไอโซเทอมของเนื้อลำไยที่ได้จากการวิเคราะห์สมการ ถดถอยระหว่างผลการทดลองกับสมการความสัมพันธ์สมมูลของ Brunauer *et al.* (1938), Oswin (1946) และ Henderson (1952) พบว่ารูปแบบสมการของ Oswin (1946) สามารถทำนายความสัมพันธ์สมมูลได้ดีที่สุดตลอด ช่วงความชื้นสัมพัทธ์ 11-95% และอุณหภูมิในช่วง 45-85°C

คำนำ

การอบแห้งเป็นวิธีการที่นำมาใช้อย่างแพร่หลายในการถนอมอาหาร กระบวนการนี้มีการถ่ายเท ความชื้นและความร้อน กรรมวิธีที่นำมาใช้ในการอบแห้งผลิตภัณฑ์แต่ละชนิดมีผลต่อกลไกการลด ความชื้นและคุณลักษณะของการอบแห้งที่แตกต่างกัน ดังนั้นจึงมีความพยายามในการศึกษากลไกการอบ แห้ง และพัฒนาแบบจำลองเพื่อใช้ในการทำนายการอบแห้งผลิตภัณฑ์ต่างๆ ส่วนใหญ่การอบแห้งผลิตผล เกษตรอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง (McMinn *et al.*, 1996) การถ่ายเทมวลภายในเนื้อลำไยได้ด้วยสมการ การแพร่ความชื้นที่อยู่บนพื้นฐานตามกฎของ Fick ดังสมการ (1)

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \text{div} (D \text{ grad } C) \quad (1)$$

นักวิจัยหลายท่านได้นำสมการนี้มาใช้ในการจำลองสภาวะการอบแห้งผลิตภัณฑ์ โดยถือ ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม (D) มีค่าคงที่ และไม่คำนึงถึงเกรเดียนท์ของอุณหภูมิ (Raghavan *et al.*,

1995; Welli *et al.*, 1995; Azzou *et al.*, 1998) แบบจำลองนี้มีสมมติฐานวัสดุเป็นเนื้อเดียวกัน และมีลักษณะรูปทรงเรขาคณิตมาตรฐาน เช่น ทรงกลม ทรงกระบอก ทรงลูกบาศก์ และ แผ่นเรียบ เป็นต้น ในระหว่างการอบแห้งวัสดุเกษตรส่วนมากมีการหดตัวทำให้ขอบเขตของวัสดุเปลี่ยนไป เมื่อนำผลของการหดตัวมาใช้ในการ (1) จะไม่สามารถแก้ปัญหาได้ด้วยวิธีการวิเคราะห์ (analytical method) จำเป็นต้องใช้วิธีเชิงตัวเลข วิธีที่ได้รับความนิยมนำมาใช้มาก คือ finite difference ซึ่งเหมาะกับวัสดุที่มีรูปทรงเรขาคณิตมาตรฐาน (Dietl *et al.*, 1995; Sanjua'n *et al.*, 1996) จากการตรวจสอบเอกสารเกี่ยวกับการศึกษาสมการจลนศาสตร์การอบแห้งลำไย พบว่ามีเพียงการศึกษาเฉพาะการอบแห้งลำไยทั้งลูกและหาค่าคงที่ของการอบแห้งโดยใช้สมการการอบแห้งแบบกึ่งทฤษฎี (รจนา วงศ์นิชกุล และ รสริน พันธุ์วุฒิ, 2540; Sitthipong *et al.*, 1988)

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาสมการจลนศาสตร์ของการอบแห้งเนื้อลำไย และพัฒนาแบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวมตามรูปแบบสมการของ Arrhenius ซึ่งมีประโยชน์สำหรับการออกแบบเครื่องอบแห้งและพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งเนื้อลำไย ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม คำนวณจากการทำ curve fitting ด้วยวิธีกำลังสองน้อยที่สุด จากข้อมูลการทดลองกับสมการจลนศาสตร์การอบแห้งซึ่งรวมผลของการหดตัวของเนื้อลำไยในระหว่างการอบแห้ง สำหรับแบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวมที่นำเสนอมี 3 รูปแบบ โดยพิจารณาค่า Arrhenius factor และ energy of activation เป็นฟังก์ชันกับความชื้นเนื้อลำไยในรูปแบบที่แตกต่างกัน นอกจากนี้ได้พัฒนาแบบจำลองความชื้นสมดุลไอโซเทอมของเนื้อลำไยโดยทำ curve fitting จากข้อมูลการทดลองกับรูปแบบสมการของ Brunauer *et al.* (1938), Oswin (1946) และ Henderson (1952)

วัสดุและวิธีการ

การทดลอง

การเตรียมตัวอย่าง นำลำไยพันธุ์คอบเบอร์ 1 (ขนาด 100-120 ผล/kg) คว้านเมล็ดออกด้วยอุปกรณ์ที่เรียกว่า "คูดู้" และแกะเปลือกออก หลังจากนั้นนำเนื้อลำไยมาแช่ในสารละลายโปตัสเซียมเมตาไบซัลไฟต์ในสัดส่วนสารโปตัสเซียมเมตาไบซัลไฟต์ 3 กรัม ต่อน้ำ 1 ลิตร ต่อเนื้อลำไย 1 กิโลกรัม เป็นเวลา 5 นาที (รัตนและคณะ, 2541) ตัวอย่างที่เตรียมมีความชื้นประมาณ 450% มาตรฐานแห้ง

การทดลองหาความชื้นสมดุลของเนื้อลำไยด้วยวิธีเชิงสถิติ โดยใช้สารละลายเกลืออิ่มตัว [LiCl, $MgCl_2 \cdot 6H_2O$, $Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$, NaCl, $(NH_4)_2SO_4$, KNO_3 และ K_2SO_4] ควบคุมอุณหภูมิที่ $45^\circ C$, $60^\circ C$, $75^\circ C$ และ $85^\circ C$ ซึ่งควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ในช่วง 11-95% โดยแต่ละการทดลองทำ 2 ชั่วโมง

การหดตัวของตัวอย่างเนื่องจากการลดลงของความชื้นในขณะอบแห้ง ทำการวัดขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายในและภายนอกของตัวอย่างที่ความชื้นเริ่มต้นด้วยเวอร์เนีย หลังจากการอบแห้งที่ความชื้นต่างๆ ทำการวัดขนาดภายในและภายนอกของตัวอย่าง โดยใช้เทคนิคการแทนที่ปริมาตรด้วยของเหลว (toluene)

ทดลองอบแห้งตัวอย่างด้วยอุปกรณ์ทดสอบอัตราการอบแห้ง ห้องอบแห้งมีอากาศร้อนไหลผ่านผลิตภัณฑ์จากด้านล่างขึ้นสู่ด้านบน และไม่มีระบบการเวียนอากาศกลับมาใช้ อุณหภูมิอากาศอบแห้งที่ใช้ $45^\circ C$, $58^\circ C$, $69^\circ C$ และ $82^\circ C$ ความเร็วลมคงที่ 1.0 m/s แต่ละอุณหภูมิทำการทดลอง 3 ชั่วโมง แต่ละการทดลองทำการเก็บข้อมูลดังนี้ ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายในและภายนอกของตัวอย่างก่อนการอบแห้ง อุณหภูมิอากาศ

อบแห้ง สภาวะอากาศแวดล้อม การลดลงของความชื้นในตัวอย่างในขณะอบแห้ง โดยการชั่งน้ำหนักด้วย เครื่องชั่งอิเล็กทรอนิกส์มีความละเอียด ± 0.01 กรัม ในช่วงชั่วโมงแรกทุก 15 นาที ช่วงชั่วโมงที่ 2-3 ทุก 30 นาที ช่วงชั่วโมงที่ 4-10 ทุก 1 ชั่วโมง และ ช่วงต่อไปทำการชั่งน้ำหนักทุก 2 ชั่วโมง ทำการอบแห้งจนกระทั่ง ตัวอย่างมีความชื้นสุดท้าย 20% มาตรฐานแห้ง การหาค่าน้ำหนักแห้งใช้ตู้อบ (hot air oven) อบตัวอย่างที่ อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

สมการความชื้นสมดุล

นำข้อมูลการทดลองมาวิเคราะห์สมการถดถอยโดยวิธีกำลังสองน้อยที่สุด โดยใช้รูปแบบสมการของ Brunauer *et al.* (1938), Oswin (1946) และ Henderson (1952) เพื่อหาความสัมพันธ์ระหว่างความชื้นสมดุล อุณหภูมิ และความชื้นสัมพัทธ์

สมการจลนศาสตร์ของการอบแห้ง

การพัฒนาสมการจลนศาสตร์ของการอบแห้งเนื้อลำไย โดยมีสมมติฐานดังนี้ เนื้อลำไยมีทรงกลม กลวง ความชื้นเริ่มต้นในเนื้อวัสดุมีค่าสม่ำเสมอ และการหดตัวในเนื้อวัสดุเป็นไปอย่างสม่ำเสมอ วัสดุทรงกลมกลวงมีรัศมีภายใน r_{in} และรัศมีภายนอก r_{out} วัสดุถูกแบ่งออกเป็นชั้นของทรงกลมน้อยๆที่มีจุดศูนย์กลางร่วมกัน N ($N=20$) ชั้น แต่ละชั้นมีความหนา Δr เท่ากัน ดัง Figure 1

พิจารณาการเคลื่อนที่ของความชื้นภายในปริมาตรควบคุม (ทรงกลมกลวงย่อย ดู Figure 1) ในแนวรัศมี ขณะอบแห้งวัสดุมีการหดตัวเนื่องจากการลดลงของความชื้นทำให้ความหนาของผนัง (Δr) เปลี่ยนไป แต่มวลแห้งยังคงที่ พิจารณามวลรวมภายในปริมาตรควบคุมในช่วงเวลา Δt ($\Delta t = 0.001$ h) จะได้ อัตราการเปลี่ยนแปลงความชื้นเท่ากับผลต่างของอัตราการถ่ายเทความชื้นเข้าและออกจากปริมาตรควบคุม ได้สมการแสดงอยู่ในรูปของอัตราส่วนความชื้น (MR) ดังสมการ (2)

$$MR_{j,k+1} = MR_{j,k} + \frac{\Delta D}{(r_{in} + j\Delta r)^2} \left[\frac{\{r_{in} + (j+0.5)\Delta r\}^2}{\Delta r^3} (MR_{j+1,k} - MR_{j,k}) - \frac{\{r_{in} + (j-0.5)\Delta r\}^2}{\Delta r^3} (MR_{j,k} - MR_{j-1,k}) \right] \quad (2)$$

เมื่อ $MR = (M - M_{eq}) / (M_0 - M_{eq})$ และ $t = k\Delta t$ เมื่อ $k=0,1,2,\dots$

โดยมีเงื่อนไขเริ่มต้นและขอบเขตดังนี้:

$$\begin{aligned} MR_{j,0} &= 1 & \text{ที่} & j = 0, 1, \dots, N \\ MR_{0,k} &= 0 & \text{เมื่อ} & k > 0 \\ MR_{N,k} &= 0 & \text{เมื่อ} & k > 0 \end{aligned}$$

สมการการหดตัวของเนื้อลำไย

จากการตรวจเอกสารได้มีผู้ทำการศึกษาการหดตัวของวัสดุเกษตร (Lozano *et al.*, 1983) พบว่า สัดส่วนการหดตัวของรัศมี (r/r_0) มีความสัมพันธ์เชิงเส้นกับสัดส่วนของความชื้น (M/M_0) ดังสมการ (3)

$$r/r_0 = a + b(M/M_0) \quad (3)$$

ค่าคงที่ a และ b ในสมการ (3) หาได้จากการทำ curve fitting จากข้อมูลการทดลอง โดยวิธีกำลังสองน้อยที่สุด

การพัฒนาแบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม

ได้มีนักวิจัยหลายท่านสรุปตรงกันว่า อุณหภูมิมีอิทธิพลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม กล่าวคือ ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวมสูงขึ้นตามอุณหภูมิ และสมการแสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม กับ อุณหภูมิ ที่ทำนายได้ดี คือ สมการของ Arrhenius ดังสมการ (4)

$$D = D' \exp[-E_a/(RT_{abs})] \quad (4)$$

นอกจากอุณหภูมิที่มีอิทธิพลแล้ว ความชื้นของผลิตผลเกษตรยังงมีอิทธิพลต่อค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวมด้วย ได้มีผู้ทำการศึกษาให้ Arrhenius factor (D') และ/หรือ energy of activation (E_a) เป็นฟังก์ชันกับความชื้นของผลิตผลเกษตร (Zogzas *et al.*, 1996; Azzouz *et al.*, 1998; Achariyaviriya *et al.*, 1999) ในรูปแบบต่างๆ สำหรับทำศึกษานี้ได้พัฒนาแบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม จากสมการของ Arrhenius 3 รูปแบบ กล่าวคือ แบบจำลองที่ 1 และ 2 กำหนดให้ D' เป็นฟังก์ชันกับความชื้นของเนื้อลำไย ลักษณะสมการโพลิโนเมียลดีกรีที่ 2 และสมการเอ็กโพเนนเชียลของโพลิโนเมียลดีกรีที่ 2 ตามลำดับ สำหรับแบบจำลองที่ 3 ทั้ง D' เป็นฟังก์ชันกับความชื้นของเนื้อลำไยลักษณะโพลิโนเมียลดีกรีที่ 2 และ E_a เป็นฟังก์ชันกับความชื้นของเนื้อลำไยลักษณะเชิงเส้น

ผลและวิจารณ์

การทำ curve fitting จากข้อมูลการทดลองกับสมการตามรูปแบบ Brunauer *et al.* (1938), Oswin (1946) และ Henderson (1952) ได้ผลดัง Table 1. จากการพิจารณาค่าสัมประสิทธิ์ของการตัดสินใจ (R^2) พบว่า แบบจำลองของ Oswin (1946) ให้ค่า R^2 สูงสุด Figure 2 แสดงค่าความชื้นสมดุลที่ได้จากแบบจำลองทั้ง 3 รูปแบบกับผลการทดลองที่ 60°C พบว่าแบบจำลองของ Brunauer *et al.* (1938) และ Henderson

(1952) ทำนายความชื้นสมดุลได้ดีในช่วงความชื้นสัมพัทธ์ ต่ำกว่า 85 % สำหรับแบบจำลองของ Oswin (1946) ทำนายความชื้นสมดุลได้ดีตลอดช่วงความชื้นสัมพัทธ์ที่ทำการทดลอง (11-95%)

จากการทดลองพบว่า การอบแห้งเนื้อลำไยอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง อุณหภูมิของเนื้อลำไยเข้าใกล้อุณหภูมิอากาศอบแห้งช่วงการอบแห้งผ่านไปเป็นเวลา 2-3 ชั่วโมง จากการทำ curve fitting จากข้อมูลการทดลองกับสมการการหดตัว [สมการ (3)] พบว่าค่าคงที่ a และ b ของสมการการหดตัวของรัศมีภายนอกมีค่าเท่ากับ 0.49 และ 0.51 สำหรับสมการการหดตัวของรัศมีภายในมีค่าเท่ากับ 0.59 และ 0.41 ตามลำดับ

คำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่โดยรวม (D) ได้ จากการทำ curve fitting ข้อมูลการทดลองกับสมการจลนศาสตร์ของการอบแห้ง จากนั้นนำค่า D ที่คำนวณได้มาหาความสัมพันธ์กับความชื้นเนื้อลำไยและอุณหภูมิอบแห้ง จะได้ผลดัง Table 2 พบว่า แบบจำลองที่ 2 มีค่า R^2 สูงสุด และค่า mean residual square (MRS) ต่ำสุด Figure 3 แสดงการเปรียบเทียบอัตราส่วนความชื้นที่คำนวณได้จากแบบจำลองต่างๆ กับผลการทดลองที่อุณหภูมิ 58°C พบว่า แบบจำลองที่ 2 ทำนายอัตราส่วนความชื้นได้ดีตลอดช่วงของการอบแห้ง

Figure 4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง D คำนวณจากแบบจำลองกับความชื้นเนื้อลำไยที่อุณหภูมิ 58°C จะเห็นได้ว่าแบบจำลองที่ 1 และ 3 มีลักษณะคล้ายกัน กล่าวคือ ช่วงแรกของการอบแห้งค่า D เริ่มต้นค่อนข้างสูง แล้วเพิ่มขึ้นเล็กน้อย จนความชื้นเนื้อลำไยลดลงเหลือประมาณ 300% มาตรฐานแห้ง จากนั้นค่า D จึงลดลงในลักษณะโค้งคว่ำ สำหรับแบบจำลองที่ 2 ค่า D เริ่มต้นต่ำกว่า แต่ค่า D จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว จนกระทั่งความชื้นเนื้อลำไยลดลงเหลือประมาณ 280% มาตรฐานแห้ง จากนั้นจึงลดลงในลักษณะโค้งหงาย การเพิ่มขึ้นของค่า D ในช่วงแรกของการอบแห้งนั้น เนื่องจากการเพิ่มของอุณหภูมิของเนื้อลำไย สำหรับการลดลงของ D ในช่วงสุดท้ายของการอบแห้ง เนื่องมาจากความชื้นลดลง ซึ่งผลที่ได้สอดคล้องกับนักวิจัยหลายท่าน (Raghavan *et al.*, 1995; Azzouz *et al.*, 1998) และสอดคล้องกับความรู้พื้นฐานของการแพร่สสารที่กล่าวว่า การแพร่ของสสารขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสสารที่แพร่และอุณหภูมิ

สรุป

ในการศึกษาสมการจลนศาสตร์การอบแห้งและความชื้นสมดุลไอโซเทอมของเนื้อลำไย สรุปได้ดังนี้ คือ

1. แบบจำลองการแพร่ความชื้นที่กำหนด Arrhenius factor เป็นฟังก์ชันกับค่าความชื้นเนื้อลำไยเป็นสมการเอ็กโปเนนเชียลของโพลีโนเมียลดีกรีที่ 2 ซึ่ง สามารถใช้ในการคำนวณเพื่อทำนายจลนศาสตร์การอบแห้งของเนื้อลำไยได้ดีที่สุด
2. สมการความชื้นสมดุลของ Oswin (1946) ให้ผลในการทำนายที่ดีสำหรับความชื้นสมดุลแบบคายความชื้น ในช่วงอุณหภูมิ 45-85°C

สัญลักษณ์และคำย่อ

a, b	constant in Equation (3)	
C	concentration	(kg/m ³)
D	effective diffusion coefficient	(m ² /h)
D'	Arrhenius factor	(m ² /h)
E _a	energy of activation	(kJ/mole)
M	moisture content	(% dry-basis)
MR	moisture ratio	(decimal)
MRS	mean residual square	(decimal)
R	universal gas constant	(kJ/mol-K)
r	radius	(m)
R ²	coefficient of determination	(decimal)
RH	relative humidity	(decimal)
T	temperature	(°C or K)
t	time	(h)
V	volume	(m ³)

กำกับล่าง

abs	absolute
av	average
eq	equilibrium
ex	experimental value
in	inside
m	monolayer
o	beginning
out	outside
pr	predicted value

คำขอบคุณ

ผู้เขียนแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่สนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

- รจนา วงศ์ณิชกุล และ รสริน พันธุ์วุฒิ 2540 การศึกษาค่าความชื้นสมดุลและอัตราการอบแห้งของลำไย ปัญหาพิเศษระดับปริญญาตรี ภาควิชาวิศวกรรมเกษตร คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัย เชียงใหม่.
- รัตน อัดตปัญญา, กมล งามสมสุข, อนุสนธิ์ อัดตปัญญา, ศรัณย์ อารยะรังสฤษฎ์, เยาวเรศ เขาวนพูนผล และ จิรวรรณ กิจชัยเจริญ. 2541. รายงานฉบับสมบูรณ์ โครงการวิจัยอุตสาหกรรมการแปรรูปลำไย เสนอต่ สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์ โดยคณะอุตสาหกรรมเกษตร และภาควิชาเศรษฐศาสตร์เกษตร คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่.
- Acharyaviriya, S., S. Soponronnarit and A. Terdyothin. 1999. Diffusion model of papaya glaze' drying. In Proceeding 1st Asian-Australian Drying Conf. (ADC99), Indonesia. pp. 196-203.
- Azzouz, S., W.Jomaa and A. Belghith. 1998. Drying kinetic equation of single layer of grapes, Shrinkage of strawberries during microwave drying. In proceedings 11th Inter. Drying Symp.(IDS'98), Greece. pp. 988-997.
- Brunaruers, S., P.H. Emmett and E. Teller. 1938. Adsorption of gases in multimolecular layers. J. Amer. Chem. Soc.6: 309-319.
- Dietl, C., O.P. Georgeand and N.K. Bansal. 1995. Modeling of diffusion in capillary porous materials burials during the drying process. Drying Tech.13: 267-293.
- Henderson, S.M. 1952. A basic concept of equilibrium moisture. Agr. Eng. 33: 29-31.
- Lozano, J.E., E. Rotstein and M.J. Urbicain. 1983. Shrinkage, porosity and bulk density of food stuffs at changing moisture content. J. Food. Sci. Vol. 48: 1497-1502.
- McMinn, W.A.M. and T.R.A. Magee. 1996. Air drying kinetics of potato cylinder. Drying Tech. 14: 2025-2040.
- Oswin, C.R. 1946. The kinetics of package life III. The isotherm. J. Chem. Ind. (London)64:479-421.
- Raghavan, G.S.V., T.N. Tulasidas, Sablani and H.S. Ramaswamy. 1995. A method of determination of concentration dependent effective moisture diffusivity. Drying Tech. 13: 1477-1488.

- Sanjuan, N., M.V. Bermejo, D. Vivanco, J. Canellas and A. Mulet. 1996. Drying kinetics of moscatel cultivar grapes. In proceedings 10th Inter. Drying Symp.(IDS'96), Poland. pp.1069-1076.
- Sitthipong, N., A. Ilrun, W. Klongpanich, P. Thertoon, T. Sratanapanta, S. Thavornun and S. Kamalaspitak. 1988. Multi-crop Dryers Project. Final report (phase 1) Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University. 179p.
- Welti, J., E. Palou, A. Lo'pez-Malo and A. Balseira.1995. Osmotic concentration-drying of mango slice. Drying Tech.13: 405-416.
- Zogzas, N.P., Z.B. Maroulis and D. Marinos-Kouris. 1996. Moisture diffusivity compilation in foodstuffs. Drying Tech. 14: 2225-2253.

Table 1 Equilibrium Moisture Content Models of Longan Tissues.

Name of Model	Type	R ²
Henderson (1952)	$1-RH = \exp [-0.0093T_{abs}M_{eq}]^{1.0866}$	0.91
Brunaur et. al. (1938)	$\frac{RH}{(1-RH)M_{eq}} = \frac{1}{cM_m} + \frac{(c-1)}{cM_m} RH$ where $M_m = 18.618 - 0.00190T$ $c = 0.796\exp(0.00111T)$	0.91
Oswin (1946)	$M_{eq} = (0.2208 + 0.705T)[RH/(1-RH)]^{0.00104}$	0.97

Table 2 Diffusion Models of Longan Tissues Drying.

Model	Diffusion Model	*R ²	**MRS
Model 1	$D = (-1.176M^2 + 7.030M - 1.428) \cdot 10^{-6} \exp[28.76/RT_{abs}]$	0.87	0.0019
Model 2	$D = 5.562 \cdot 10^{-7} \exp(-0.4899M^2 + 2.634M + 0.08618) \exp [30.48/RT_{abs}]$	0.92	0.0009
Model 3	$D = (-0.4639M^2 + 3.180M - 0.647) \cdot 10^{-7} \exp[(0.1237M + 20.01)/RT_{abs}]$	0.85	0.0013

$$*R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pr})_i - (MR_{ex})_{av}]^2}{\sum_{i=1}^n [(MR_{ex})_i - (MR_{ex})_{av}]^2}$$

$$**MRS = \sum_{i=1}^n [(MR_{pr})_i - (MR_{ex})_{av}]^2 / \text{the number of observations}(n)$$

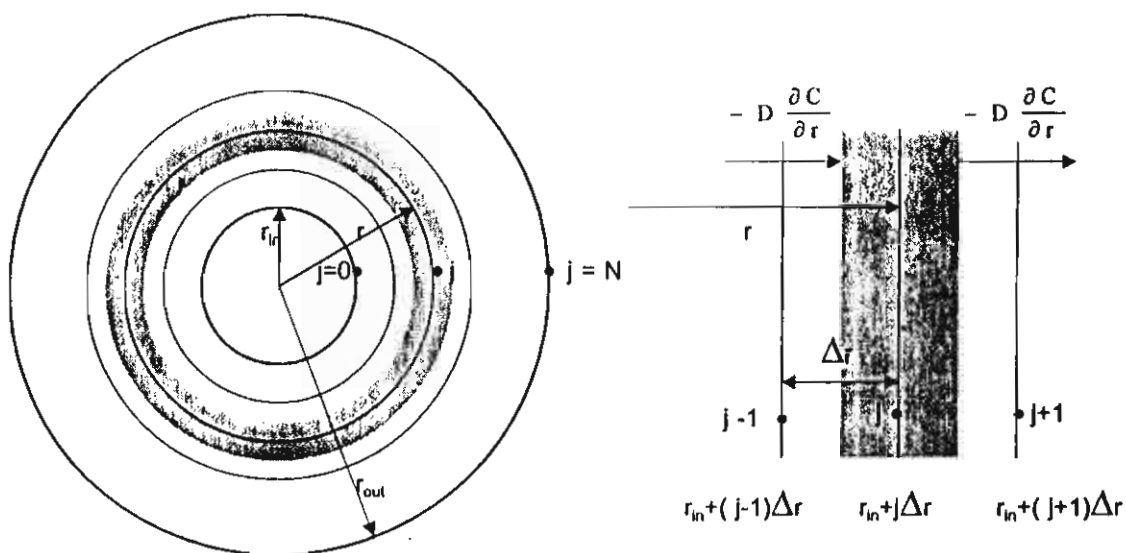


Figure 1 Scheme for a solid hollow sphere, with integer j and for spherical membrane for radius $r_{in} + j\Delta r$.

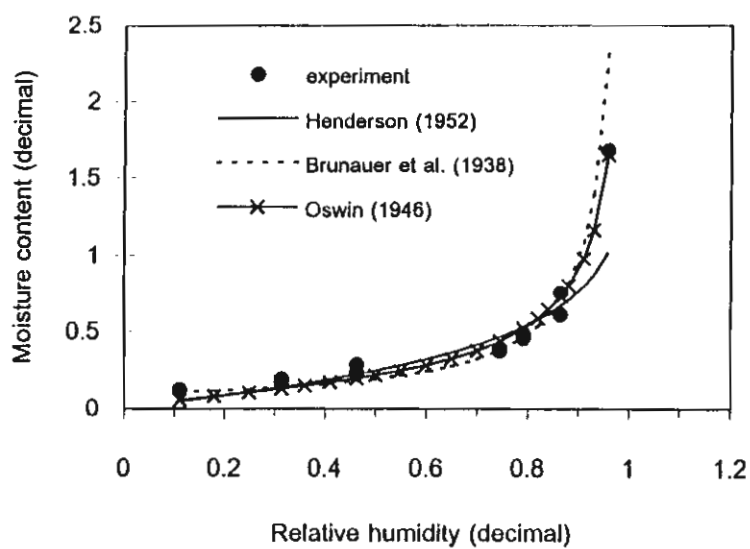


Figure 2 Equilibrium moisture content isotherms of longan tissues (temperature 60°C).

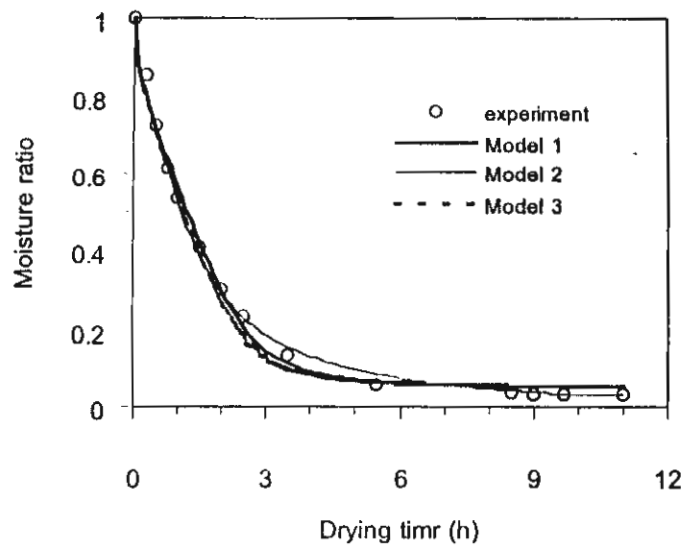


Figure 3 The evolution of predicted and experimental moisture ratios of longan tissues during drying (drying air temperature 58°C)

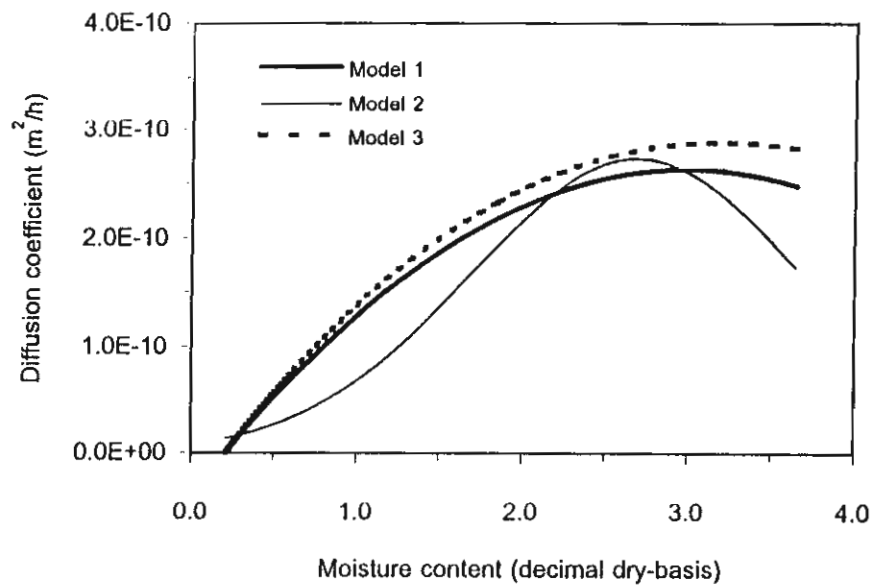


Figure 4 Effective diffusion coefficient of longan tissues calculated by various models (drying air temperature 58°C)