



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการเทคโนโลยีการอบแห้ง

เล่มที่ 2

โดย สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และคณะ

กันยายน 2546

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการเทคโนโลยีการอบแห้ง เล่มที่ 2

คณะผู้วิจัย		สังกัด
1. ศ.ดร.สมชาติ	โสภณรณฤทธิ์	มจร.
2. รศ. วารุณี	เดีย	มจร.
3. รศ.ดร.สมเกียรติ	ปรัชญาวรากร	มจร.
4. ผศ.ดร.อดิศักดิ์	นาถกรณกุล	มจร.
5. ผศ.สมบูรณ์	เวชกามา	มจร.
6. รศ.ดร.อภิชาติ	เทอดโยธิน	มจร.
7. ดร.จิรพรรณ	เดียรต์สุวรรณ	มจร.
8. ผศ.ดร.ลักกมน	เทพหัสติน ณ อยุธยา	มจร.
9. ดร.ฐานิตย์	เมธียนนท์	ม.มหานคร

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

Solar and Wind Energy in Thailand

Somchart Soponronnarit

*School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi,
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand*

Email: Somchart.Sop@kmutt.ac.th

Fellow of the Royal Institute of Thailand, Academy of Science

Abstract

Application of renewable energy such as solar and wind should be promoted according to emission free of greenhouse gas. Advanced developing country like Thailand may have to limit the amount of greenhouse gas emission in the very near future.

Yearly average solar radiation in Thailand is approximately 17 MJ/m²-day of which 50% is diffuse radiation with small variation of solar radiation during each season. Potential application of solar energy are water heating, water distillation, drying, direct energy conversion via photovoltaics aiming at the application on lighting, battery charging, water pumping, telecommunication, etc.

Solar water heating has been commercialized for more than 25 years, mostly used in houses and isolated hotels and resorts. Drying and distillation have not been used widely due to high investment cost.

Electricity generation by photovoltaics is approximately five times compared to conventional thermal power plant. Therefore, the application is limited to isolated area. Up to present, there are about 6 MW of photovoltaics installed in Thailand, mostly for lighting, battery charging, water pumping and telecommunication. In the future, supplemented electricity generation via photovoltaic system may be widely accepted if cost is significantly reduced.

Average wind velocity is relatively low in Thailand. Therefore, it is not much interested in generating electricity by windmill with the present technology, except in some areas where wind velocity is high enough. However, windmill is appropriate for water pumping and its application is extensive in some areas of rice cultivation and salt production in Thailand.

Introduction

According to greenhouse gas problem, solar and wind, some forms of renewable energy, are gaining interest and potential for the development of society and economic. Thailand is situated near the equator with hot and humid climate. Yearly average solar radiation is approximately 17 MJ/m²-day of which 50% is diffuse radiation with low variation of solar radiation during each season. Due to high fraction of diffuse radiation, concentrating solar collector is not very appropriate. Wind energy has no great potential in Thailand due to low wind speed, 6-11 km/h

including calm period and 9-15 km/h excluding calm period. There are some areas such as coastal and mountain areas that may have higher wind speed. (NRCT, 1997 a)

Utilization of solar energy may be divided into two forms as follows:

1. Thermal application

Potential for thermal applications of solar energy are such as water heating at low ($<100^{\circ}\text{C}$) and medium ($100\text{-}300^{\circ}\text{C}$) temperatures, drying, distillation, generation of electricity or mechanical work, refrigeration, etc. (NRCT, 1997b).

2. Direct conversion of solar radiation into electricity by photovoltaics

At present, production capacity of photovoltaics all over the world is higher than 100 MW per year (NRCT, 1997c). Mostly is produced in the forms of single crystal and polycrystal of silicon. Some are in amorphous form. There are extensive works of research and development on multi-junction, thin-film and other semiconductor materials for improving efficiency.

Utilization of wind energy can be divided into three forms: 1) for water pumping with low head ($<2\text{m}$) and medium head, 2) for electricity generation and 3) for air ventilation via the top of the roof of building (NRCT, 1997d).

Utilization of solar and wind energy with some applications is now widely practiced in some countries. Examples are as follows:

- Solar water heating for domestic use, large building such as hotel and hospital.
- Solar drying of agricultural products.
- Solar water distillation for isolated areas.
- Photovoltaics for telecommunication and isolated villages.
- Windmill for electricity generation in windy areas.

Status of Solar and Wind Energy in Thailand

1. Database

Database for solar and wind energy available in Thailand is relatively good. Solar map was produced three times, in 1976, 1984 and 1999. However, this information is mostly limited to global solar radiation. For wind energy, wind map was produced in 1984 using data during the years 1966-1972. Presentation includes wind speed including and excluding calm periods.

2. Solar thermal processes

Solar water heater is relatively popular in some countries such as Australia, China, Greece, Israel, etc. Though it has been commercializing in Thailand for more than 25 years, the number of utilization is still limited. This is due to high initial cost and low quality of fabrication and services of some companies. Application of solar

water heating in industry has not been accepted yet due to high initial cost compared to conventional fuel used in industry.

There have been several projects of research, development and demonstration on drying of agricultural products for small and medium scale industries as well as for agricultural group. With the financial support for the first investment, solar dryers especially for drying fruit and vegetable with high value added are now limited acceptance. However, true commercialization of solar dryer has not yet existed in Thailand.

The research and development works on water distillation, steam generation, refrigeration, water pumping and natural air ventilation in building have been available, but these technologies have not yet been accepted or commercialized.

3. Photovoltaics

Electricity generation by photovoltaics is approximately five times compared to conventional thermal power plant. Therefore, the application is limited to isolated area. Up to present, there are about 6 MW of photovoltaics installed in Thailand of which 85% belong to government agency, 1% belong to university and 14% belong to private sector. Most of the applications are for lighting, battery charging, water pumping and telecommunication.

There are three factories in collaboration with foreign companies that fabricate photovoltaics in Thailand. The factories import most of the parts and just fabricate locally. Total production capacity is 3 MW per year.

In Thailand, there are research and development works on production of single crystal and polycrystal of silicon as well as on the application of solar cell for lighting, battery charging, water pumping and telecommunication.

In the future, supplemented electricity generation via photovoltaic system may be well accepted if cost is significantly reduced, perhaps in the time frame of 25 years.

4. Wind energy

Application of windmill for water pumping is extensive in some areas of rice cultivation and salt production in Thailand. Elevation head is normally less than 2 m. Some application for water pumping with medium head is in limited practice. Several units of windmill connected to grid for generating electricity were installed by Electricity Generation Authority of Thailand. Total capacity is 192 kW. (DEDP, 1998) Application of windmill for air ventilation from shed and building is relatively popular.

Average wind velocity is relatively low in Thailand. Therefore, it is not much interested in generating electricity by windmill with the present technology, except in some areas where wind velocity is high enough.

5. Electricity generation by renewable energy

In 1998, total production capacity of electricity generation system is 14300.9 MW while installed capacity is 18423.4 MW. The production capacity is 4.2% less compared to that of the year 1997. Total production of electrical energy in 1998 is 90068.9 million kW/h which is 3.4% less compared to the year 1997. It is noticed that the installed capacity from power plants of geothermal, solar and wind energy is 1.1 MW and produced electrical energy of 1.8 million kW.h in 1998.

Recommendation for Research, Development and Demonstration

1. Policy recommendation

- To support research, development and demonstration on solar and wind energy with close collaboration with private sector, aiming at producing prototype and processes that have good potential for commercialization or for upgrading quality of life.
- To support establishing standard for solar equipment and solar energy test center.
- To promote government agency, private sector and people to understand the benefit of using renewable energy, based on the concept of sustainable development of society and economic, reduction of environmental pollution and greenhouse gas from using fossil fuel, and saving of foreign currency from importing fossil fuel.

2. Suggested projects on research, development and demonstration

Projects on research, development and demonstration of solar and wind energy should be in close collaboration with private sector if possible. Examples of recommended projects are as follows:

- To support research and development on photovoltaics such as silicon extraction and production of materials for photovoltaic industry. Care should be given to the pollution from production processes.
- To support research and development on photovoltaic system such as battery, AC/DC converter.
- To support research, development and demonstration on the utilization of photovoltaic system such as battery charging and lighting in isolated villages; and electricity generation by photovoltaics with grid connected roof top (limited numbers).
- To support establishing standard test center for solar equipment based on the concept of consortium from several agencies.
- To support development of solar water heater in order to upgrade product quality of local company.
- To support development and demonstration on solar drying of agricultural products with high value added.
- To support establishing standard for solar equipment.
- To support policy research on renewable energy.
- To promote educating people to understand benefit from using renewable energy.

3. Possible collaboration with GMS countries

Several recommended projects as mentioned above could be in collaboration with GMS countries. In addition, some projects below could be effectively proceeded in a short time.

- Higher education for master's and doctoral degrees in the fields of energy and environment related to energy issue. Examples of academic institutes that have international programs and may be interested in collaboration with GMS countries are as follows:
 1. Joint Graduate School on Energy and Environment, King Mongkut's University of Technology Thonburi.
 2. Sirindhorn International Institute of Technology.
 3. Solar Energy Research and Training Center, Naresuan University.
- Extension on solar map for GMS countries.

References

- National Research Council of Thailand (NRCT) 1997a. Demonstration and Promotion on Renewable Energy Application. Policy, Plan and Strategy for Research and Development on Renewable Energy for the Period of 1997-2001.
- National Research Council of Thailand (NRCT) 1997b. Solar Thermal Processes. Policy, Plan and Strategy for Research and Development on Renewable Energy for the Period of 1997-2001.
- National Research Council of Thailand (NRCT) 1997c. Photovoltaics. Policy, Plan and strategy for Research and Development on Renewable Energy for the Period of 1997-2001.
- National Research Council of Thailand (NRCT) 1997d. Wind Energy : Policy, Plan and Strategy for Research and Development on Renewable Energy for the Period of 1997-2001
- Department of Energy Development and Promotion (DEDP) 1998. Report on Electricity of Thailand. Ministry of Science, Technology and Environment.

**Proceedings of the International Conference
on
Sustainable Development by Science and Technology in Greater
Mekong Subregion and Related Developing Countries (GMS 2000)**

Chiang Mai Orchid Hotel
Chiang Mai, Thailand
8-11 November 2000

Organized by
The Royal Project Foundation

Co-organizers

**Office of the Prime Minister
Ministry of Agriculture and Cooperatives
Ministry of Education
Ministry of Foreign Affairs
Ministry of Interior
Ministry of Public Health
Ministry of Science, Technology and Environment
Ministry of University Affairs**

Continuous Drying of Paddy in Two-Dimensional Spouted Bed

T. Madhiyanon*, S. Soponronnarit** and W. Tia**

* Ph.D. student

** School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Bangkok 10104, Thailand

[Key Words] Dehydration, Grain, Spouting

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.

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 the downcomer which processes tempering of particles, is the main feature of the spouted bed. 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 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. 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.

2. 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.

3. Results and Discussion

3.1 Paddy Motion in Spout and Bed Shape

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.

3.2 Drying Efficiency and Milling Quality

The fifteen experiments were carried out. The results of some experiments of early and final phases were summarized as in Tables 1. 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.

3.2.1 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:

$$\text{[Empty box for equation (1)]}$$

(1)

Due to insufficient of airflow rate during the early phase of experiments, paddy feed rates 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 1 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.

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.

3.2.2 Milling Quality

As seen in Tables 1, 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 144-160°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.

3.2.3 Energy Consumption

Table 1 also lists the energy consumption. Thermal energy consumption of early phase was relatively high, i.e. in range of 5.6-7.7 MJ/kg water, thus arisen 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).

4. Conclusions

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 achieve unless extending the drying chamber. No significant changes in head rice yield and whiteness were observed during the experiments. The energy consumption is efficient compared to those of commercial dryers.

5. Recommendations

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.

6. Acknowledgments

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

Table 1 Summary of some experimental results of early and final phases.

Description	Test no.							
	Early phase			Final phase				
	2 ^a	3 ^a	5 ^a	11 ^b	12 ^b	13 ^b	14 ^b	15 ^c
Feed rate (kg/h)	1000	900	664	2370	2400	3160	3280	3550
Hold-up (kg)	210	135	190	240	210	335	290	310
Residence time (minutes)	12.6	9.0	17.2	6.0	5.3	6.4	5.3	5.2
Average inlet air temp. (°C)	144	144	146	152	159	154	156	160
Exit grain temp.(°C)	71	69	72	71	68	67	67	68
Average moisture content								
BFD (% dry basis)	20.0	23.2	30.3	22.1	25.0	29.4	28.2	22.8
AFD (% dry basis)	14.4	17.8	21.3	17.1	19.7	25.0	23.3	19.0
Head rice yield								
BFD (%)	34.2	45.6	48.2	49.0	49.6	50.1	54.3	41.2
AFD (%)	33.4	42.7	48.0	47.4	48.4	52.4	55.0	40.8
Whiteness								
BFD	47.6	50.2	45.9	47.6	47.6	47.8	46.4	46.7
AFD	47.5	51.1	46.7	46.8	46.7	47.5	46.3	45.9
Drying rate (kg water/h)	49	41	49	101	106	111	130	101
Energy consumption (MJ/kg water evaporated)								
Heat	6.7	7.0	5.6	4.4	5.2	3.5	3.8	3.1
Electricity	0.76	0.91	0.74	0.50	0.50	0.46	0.40	0.46

AFD = after drying a) entrance height 10 cm
 BFD = before drying b) entrance height 12.5 cm
 Temp. = temperature c) entrance height 15 cm

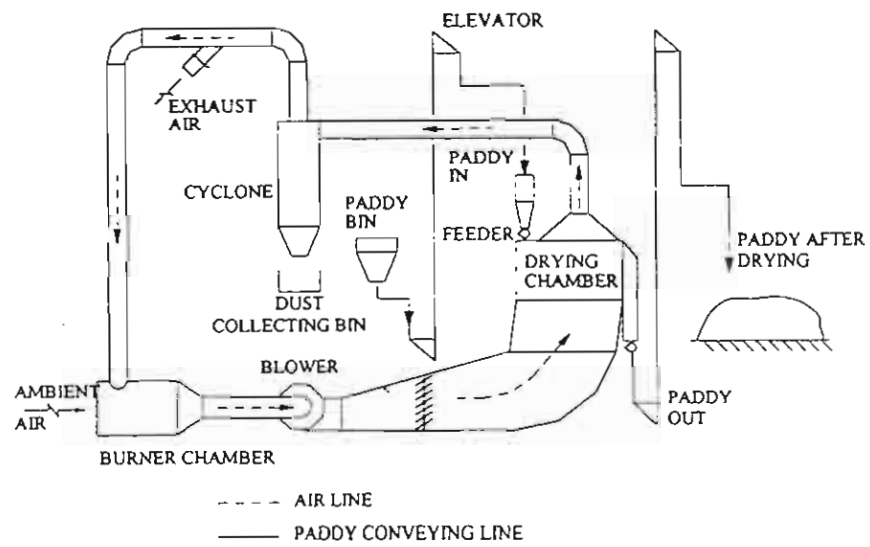


Figure 1 Schematic diagram of continuous spouted bed dryer.

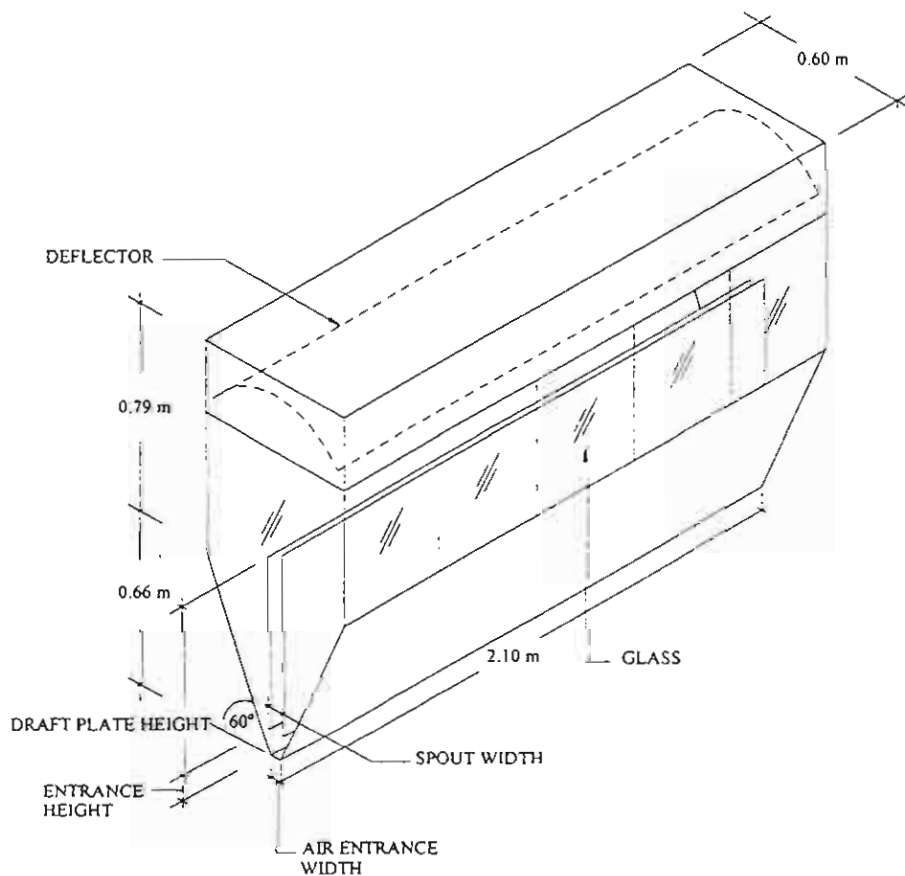


Figure 2 Dimensions of the drying chamber of continuous spouted bed dryer.

Diffusion Models of Paddy Drying by Fluidization Technique

Nattapol Poomsa-ad^{1/} Somchart Soponronnarit^{2/} and Apichit Terdyothin^{2/}

^{1/}Ph.D. student ^{2/}School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand

Keywords and phrases: diffusion coefficient, fluidized bed, grain, modeling

Abstract

The objective of this research was to develop diffusion models of paddy drying by fluidization technique that consider the grain shape as a finite cylinder. The fluidized bed paddy drying normally operates with the drying air temperature over 130°C. Therefore, the diffusion models reported in this paper are valid for the temperature higher than those previously reported in the literatures. Effective diffusion coefficient using four different models in form of Arrhenius equation was studied. The parameters in the diffusion models were evaluated by regression analysis from the 286 experimental thin layer drying data. The result showed that the Arrhenius type equation could predict the effective diffusion coefficient of paddy drying by fluidization technique. The model that had the greatest accuracy was the one of which the Arrhenius factor was replaced as a function of moisture content in form of exponential relation of 2nd order polynomial.

1. Introduction

At present, paddy drying by fluidization technique is widely used in several countries. The advantages of this technique are as follows: rapid drying, small size dryer and uniform final moisture content. If the product quality in terms of head rice yield and whiteness is to be maintained, the fluidized bed dryer could not reduce grain moisture content down to safe storage level at 16.3% dry basis by a single drying pass. Several researchers [Steffe et al. (1978), Zhang and Litchfield (1991) and Soponronnarit et al. (1999)] suggested to temper the grain between each drying pass for improving drying performance and product quality.

Tempering times used in commercial rice drying vary widely. It is worth to know tempering time for different drying techniques and different drying conditions. Steffe and Singh (1980) simulated the multi-pass drying of rough rice that determined the effect of drying variables on tempering time and the effect of tempering on the following drying pass. The results showed that the drying air temperature was the main parameter, which affected tempering time. For the temperature between 35–55°C, tempering was 95% complete in less than 2 hours and fully complete in less than 5 hours. Soponronnarit et al. (1999) introduced tempering and ambient air ventilation as the processes after fluidized-bed paddy drying. The maximum rate of moisture reduction during ambient air ventilation was obtained when tempering time was 15 minutes or longer. In addition, the quality in terms of head rice yield was improved as compared to that without tempering.

In the past, Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) and Soponronnarit et al. (1996) simulated the fluidized bed drying by using empirical drying kinetics equations as a part of drying model. The model predicted the average moisture contents of paddy fairly well. In the simulation of drying system that includes tempering between each drying pass, the moisture profile in the grain kernel at the end of each drying pass must be known. However, the moisture profile cannot be predicted with the empirical drying equation. It can be determined by using the theoretical drying equation of which the diffusion coefficient is included. The differential equation with boundary and initial conditions for a paddy considered as a finite cylinder can be written as follows:

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

$$t = 0, \quad 0 \leq r \leq r_0 \quad M = M_{in} \quad \text{and} \quad -\ell \leq z \leq +\ell \quad M = M_{in}$$

$$t > 0, \quad r = r_0 \quad M = M_{eq} \quad \text{and} \quad z = \pm \ell \quad M = M_{eq}$$

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

The analytical solution is expressed by the following equation:

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

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

D' is Arrhenius factor and E_a is activated energy. D' may depend on drying air temperature and moisture content. For examples, Tong and Lund (1989) proposed the Arrhenius factor as a second degree polynomial function of moisture content. Brooker et al.(1992) proposed the Arrhenius factor as a function of moisture content and temperature.

The aim of this research was to develop diffusion models for paddy drying by fluidization technique at high temperature range ever reported in the literatures. The effective diffusion coefficients were determined by regression analysis from experimental data to the analytical solution of the diffusion equation.

2. Materials and Methods

2.1 Experimental Procedure

The experimental batch fluidized bed dryer comprises of a cylinder shaped drying chamber with dimension of 20 cm in diameter and 140 cm in height, a 12 kW electrical heater and a backward-curved-blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. Air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Air flow rate could be regulated by a mechanical variable speed unit.

Dry paddy was rewet, mixed and kept in a cold storage at the temperature of $3-5^\circ\text{C}$ for 5-7 days. Before starting the experiment, the paddy was kept in ambient air until grain temperature was close to ambient temperature. During the experiment, final moisture content and grain temperature were collected from 289 drying conditions. Paddy with three levels of moisture content (22.1, 24.6 and 29.2% dry basis) was dried at the drying air temperatures of 110, 120, 130, 140, 150, 160 and 170°C with drying time of 0, 0.5, 1, 1.5, 2, 3, 5, 7.5 and 10 minutes. All drying conditions were performed at constant bed air velocity (2.2 m/s) and bed thickness (1.5 cm). Grain temperature, drying air temperature and ambient conditions were measured by type K thermocouple connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The moisture contents of paddy were determined by using an air oven at temperature of 103°C for 72 hours.

2.2 Development of moisture diffusion models

In this study, four different models as shown below were applied to estimate the effective diffusion coefficients.

$$\text{Model 1} \quad D = a \exp\left(\frac{-b}{T_{\text{abs}}}\right) \quad (4)$$

$$\text{Model 2} \quad D = (aM^2 + bM + c) \exp\left(\frac{-d}{T_{\text{abs}}}\right) \quad (5)$$

$$\text{Model 3} \quad D = a \exp(bM^2 + cM) \exp\left(\frac{-d}{T_{\text{abs}}}\right) \quad (6)$$

$$\text{Model 4} \quad D = a \exp(bM + cMT_{\text{abs}}) \exp\left(\frac{-d}{T_{\text{abs}}}\right) \quad (7)$$

All selected models are based on the Arrhenius type equation. Model 1 has the effective diffusion coefficients that depends on drying air temperature only. In Models 2 and 3, the Arrhenius factors were modified as a 2nd order polynomial relation and exponential relation of 2nd order polynomial, respectively. In Model 4, the Arrhenius factor is a function of both the moisture content and drying air temperature. The constant values in each model were determined by regression analysis from the 286 experimental data to the substitution of diffusion models [Eqns(4)-(7)] into the analytical solution of thin layer drying equation [Eqn (2)].

3. Results and Discussion

Figure 1 shows the results of paddy dried in the fluidized bed dryer. Moisture content of the paddy rapidly decreased during the first 3 minutes. On the other hand, paddy temperature rapidly increased. Experiments with different initial moisture content also show similar results.

Table 1 shows the calculation of constant values in various models by using regression analysis. The first model has the lowest activated energy 3,434.8 kJ/mol and the fourth one has the highest activated energy of 4,268.0 kJ/mol. By comparing mean residual square value (MRS), the results show that Model 3 has highest accuracy. Figure 2 shows the predicted moisture ratio of various models by comparing with the experimental values. It was found that all models have great accuracy in every range of moisture ratio. However, Model 3 has the best accuracy due to lowest MRS and Model 2 is the second best. Figure 3 shows the comparison of simulation and experimental drying curves. It can be seen that the moisture ratios calculated by using Models 3 and 2 agree very well with the experimental values. The predicted values obtained from Models 1 and 4 are a little bit lower than the experimental values at the later drying period.

Figure 4 shows the calculation of effective diffusion coefficients from different models. It was found that the effective diffusion coefficient of Model 4 is positively correlated with the moisture content. The effective diffusion coefficients of Models 2 and 3 increase with the moisture content in the first period and then the

effective diffusion coefficients decrease. During the early period of drying, the effective diffusion coefficient increases due to the rapidly increases of grain temperature until it reaches a peak, and then the decrease of effective moisture content is due to the decrease of moisture gradient between the grain and the surroundings. The moisture diffusion coefficient calculated from Model 1 does not vary with the moisture content and is in range of that obtained from other models.

Diffusion coefficient increases with temperature. Tempering paddy at high temperature requires shorter time as compared to the case of low temperature. Consequently, the capacity of the tempering bin can be significantly reduced. It is recommended to study further in detail.

4. Conclusion

From the experimental result, it can be concluded as follows:

1. The Arrhenius type equation is able to predict the moisture diffusion coefficient for high temperature paddy drying by fluidization technique.
2. The Arrhenius factor expressed as a function of moisture content in form of exponential relation of 2nd order polynomial is the most accurate.

5. Nomenclatures

a, b, c, d	Constant
D	Effective diffusion coefficient, mm ² /minute
D'	Arrhenius factor
E _a	Activated energy, kJ/mol
ℓ	Height of the cylinder, mm
M	Moisture content, % dry-basis
MR	Moisture ratio, decimal
R	Universal gas constant, kJ/mol-K
r	Radius of the cylinder, mm
T	Temperature, K
t	Drying time, minute
z	Height of the cylinder, mm
λ _n	Root of the Bessel function of the first kind of order zero
Subscripts	
abs	Absolute
eq	Equilibrium
in	Initial
o	Outside

6. Acknowledgment

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

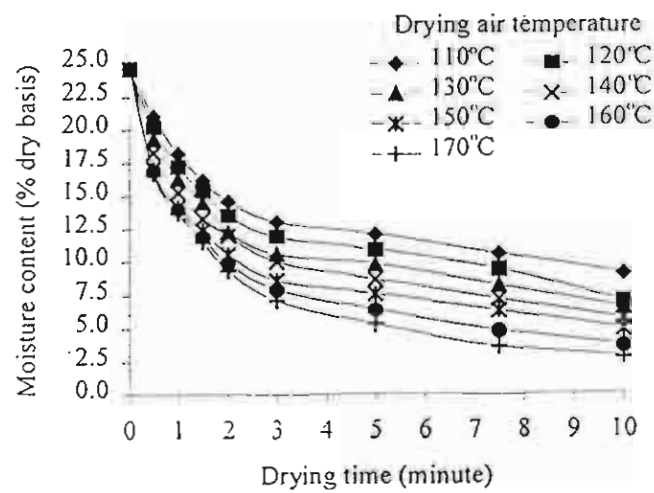
7. References

- Brooker, D.B., F.W. Bakker and C.W. Hall (1992). Drying and Storage of Grain and Oilseed. AVI, New York, p. 214.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakorn (1994). Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology*, 12(7): 1667-1686.
- 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. and R.P. Singh (1980). Theoretical and practical aspects of rough rice tempering. *Trans. of the ASAE*, 23(3): 775-782.
- 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.
- Tong, C.H. and D.B. Lund (1989). 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.
- 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.

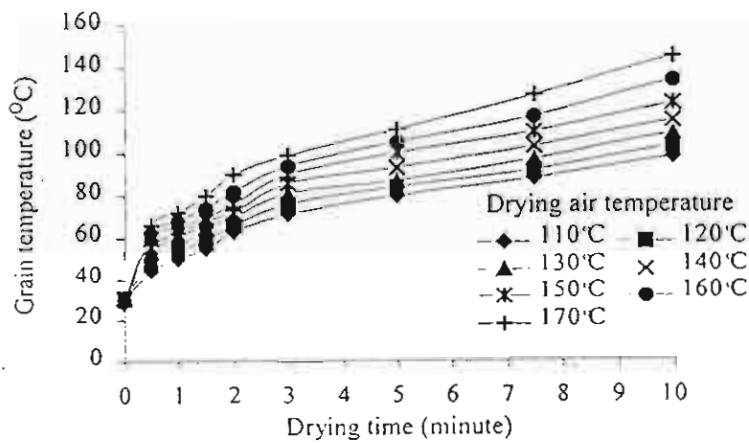
Table 1 Diffusion models of paddy drying by fluidization technique.

Model	Diffusion coefficient equation	MRS*
1	$D = 121.76 \exp(-3433.8/T_{abs})$	0.001758
2	$D = (97.958 + 1987.2M - 7203.3M^2) \exp(-3681.6/T_{abs})$	0.001438
3	$D = 119.75 \exp(10.815M - 39.161M^2) \exp(-3705.9/T_{abs})$	0.001396
4	$D = 755.10 \exp(16.356M - 0.035742MT_{abs}) \exp(-4268.0/T_{abs})$	0.001528

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

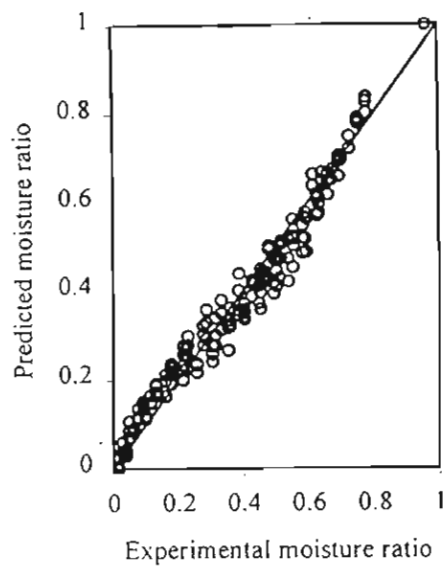


a) Evolution of moisture content

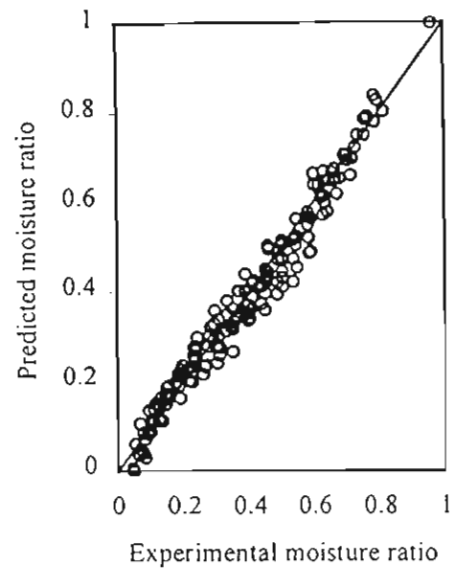


b) Evolution of grain temperature

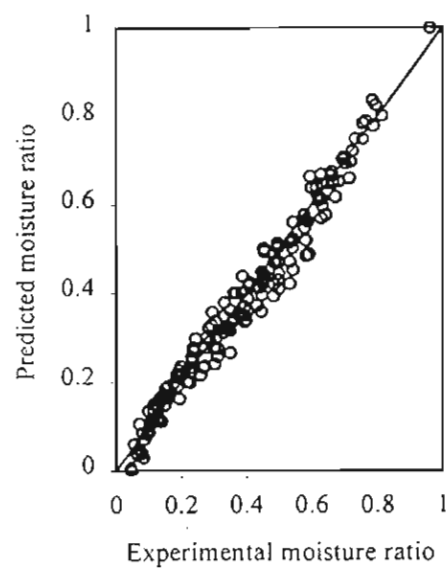
Figure 1 Evolution of paddy moisture content and grain temperature at different drying air temperatures. (Initial moisture content of 24.6% dry basis)



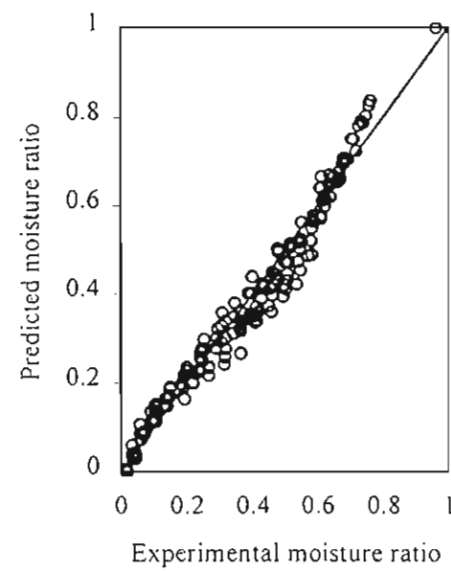
a) Model 1



b) Model 2



c) Model 3



d) Model 4

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

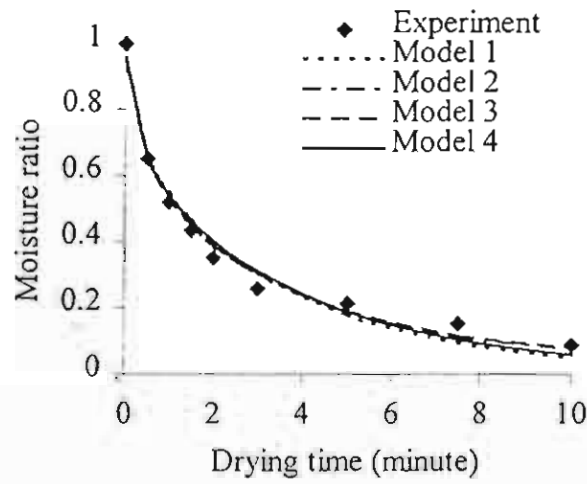


Figure 3 Evolution of moisture ratio using various models with experimental data at drying air temperature of 150°C and initial moisture content of 24.6% dry basis.

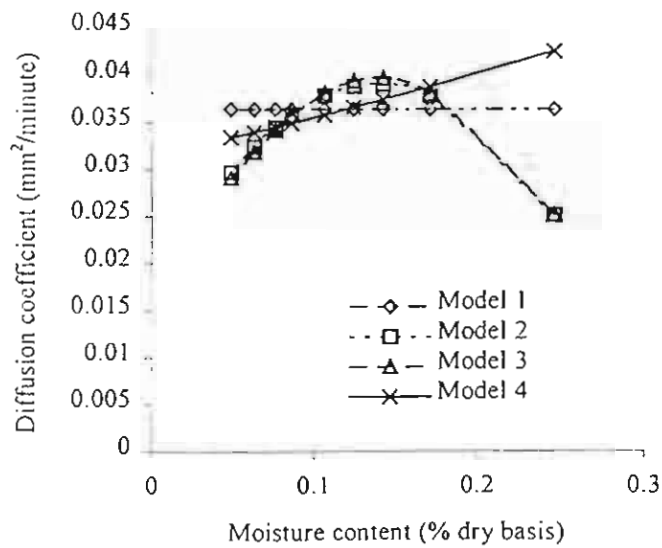


Figure 4 Diffusion coefficient calculated by various models at drying air temperature of 150°C and initial moisture content of 24.6% dry basis.

Heat Pump Fruit Dryer for Small-Scale Industry

Warunee Tia¹, Somchart Soponronnarit¹ and Warraboon Kaewassadorn²

1. School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand
2. Graduate Student

Abstract

In this paper, the design, construction and performance evaluation of a closed-loop operation of heat pump dryer for small-scale industry was conducted. The dryer chamber, with designed capacity of 100 kg of fruit per batch, can accommodate a mobile cabinet with 12 tiers. According to the drying load, a heat pump having 1.3 kW compressor and using R-22 refrigerant was installed with the dryer. To determine the performance of heat pump dryer, pineapples, banana, bean sprout and cabbage were dried at maximum controlled temperature of 55°C with the air flow rate of 0.54 m³/s, of which bypass air ratio was fixed at 78%. It was found that the maximum loading capacity was 98 kg. The good performance of dryer was indicated when the drying load was approached to the full capacity. The maximum drying rate, SMER and COP_{hp} were 1.95 kg water evap./h, 1 kg water evap./kWh and 4.99, respectively. For the specific energy consumption, the minimum value was 3.62 MJ/kg. According to the low operating temperature, the color of products was good. The drying unit cost estimation was also carried out.

Keywords : Dehydration, fruit, heat pump

Introduction

Variety of fruits is produced in Thailand. Some of these fruits are consumed as fresh fruit, while the other are modified for increasing the value added and preservation such as dried, canned and frozen fruits etc. Drying is a popular method for modification and preservation because the process is relatively simple. Dried fruit is not only supplied for domestic market but also can be exported. From the statistical data of Department of Thai Agriculture Extensions [1], the value of exported dried fruit are continuously increased from 14,355 metric tons or 328.5 million baht in 1995 to 55,320 metric tons or 2,389 million baht in 1997. Drying is an energy intensive process. Product quality could be degraded during operation. Thus to increase the benefit of the dried fruit production, an energy efficient dryer with better product quality should be applied for fruit drying. Heat pump dryer is known as an energy efficient drying equipment by recovering the heat from the drying air. The application of heat pump dryer of some selected fruit products was studied by Chou et al. [2] and Prasertsan et al. [3]. In common, they summarized that heat pump dryer were economically feasible. Soponronnarit et al. [4] observed that the heat pump fruit dryer offered better product quality. The optimum temperature for food drying from which the good quality can be obtained is 60°C [5]. The maximum achievable drying air temperature of heat pump dryer without auxiliary heater depends on refrigerant type. For the

refrigerant R22 which is approximately 57°C [6]. There are several operation modes for the heat pump dryer such as drying with the fully or partially open loop modes, of which the performance is affected by the ambient condition [7]; and the closed-loop mode of which the performance is not affected by ambient condition. In this study, the heat pump fruit dryer for small-scale industry was designed and constructed as closed-loop operation in order to minimize the effect of ambient conditions, which is dependent on the location. The dryer performance was tested by using pineapple and banana. Besides fruits drying, some vegetables -bean sprout and cabbage - were also tested. The drying unit cost estimation was also carried out.

Materials and Methods

Based on the average operated conditions of the research studies on heat pump fruit dryer for closed-loop operation [4,8], the heat pump fruit dryer with closed loop operation was designed and constructed for the capacity of 100 kg fruits per batch as shown in Figure 1. The dryer consists of a 85x115x75 cm³ drying chamber, a mobile cabinet with 12 tiers, a 1.3 kW rotary compressor, 3.7 kW evaporator, 4.6 kW internal condenser, 2.2 kW external condenser and 0.75 kW fan. The refrigerant used in this heat pump was R22. The maximum operating temperature of drying air was controlled at 55°C. When the drying air is higher than the controlled temperature, the solenoid valve is opened to bypass the refrigerant to external condenser. The excess heat supply to drying chamber, therefore, can be avoided. To balance between evaporator heat load and the amount of condensed moisture from the chamber outlet air, the bypass air ratio was set at 78% and the air flow rate of 0.54 m³/s was fixed for all experiments.

The pressure and temperature of refrigerant, drying air temperature, weight of product, electricity consumption and drying time were measured for dryer performance evaluation. Figure 2 shows the position for pressure and temperature measurement of refrigerant and drying air. Two types of fruits and vegetables - fresh pineapple, banana, bean sprout and cabbage - were used for drying test. Each raw material was prepared as follows: (a) fresh pineapple was cut into small circular segment of 1 cm thickness, (b) cabbage was cut into small square pieces approximately 25 mm wide, (c) ripe banana fruit and bean sprout were dipped in sodium metabisulfite solution for anti-darkening effect. The color of product after drying was checked with R.H.S. color chart. For pineapple drying, loading capacity was varied from 44 to 90 kg. For banana fruit drying, the drying period was divided into two stages. The banana fruit was dried for 20 hours in the first stage, then it was tempered for 10 hours and followed by second stage drying unit it was dried.

Results and Discussion

Drying air distribution is well performed in the drying chamber. At the beginning of drying period, the small temperature difference between the inlet and outlet air of the tiers and between the top and bottom tray were 3°C - 8°C and 2°C - 4°C, respectively. These temperature differences decreased with operating time, and were nearly zeroed at the end of drying period. The performance indicators of dryer were evaluated in terms of the specific moisture extraction rate (SMER) in unit of kg/kWh and the specific energy consumption (SEC). To investigate the energy efficiency of the heat pump, the coefficient of performance (COP_{hp}) was evaluated. All the results of each experiment were concluded in Table 1. It was found that the maximum loading capacity was 98.2 kg. The good performance of dryer was indicated when the drying load was

approached to full capacity. The maximum drying rate, SMER and COP_{hp} were 1.95 kg water evap./h, 1 kg water evap./kWh and 4.99, respectively. For the specific energy consumption, the minimum value was 3.62 MJ/kg water evap. Useful heat from the heat pump was 73-89%.

According to the low operating temperature, the change in product color drying was small, especially for dried banana. Based on the dryer investment cost of 64,800 baht with 5 year life time and average electricity cost of 3.16 baht/kWh, it was found that the total unit cost was ranging from 6.94-9.33 baht/kg water evap. which comprised of 60.5-67.8% electricity cost, 32 % capital cost, and 6.1% maintenance cost

Conclusions

The heat pump fruit dryer for small-scale industry with closed-loop operation was designed and constructed. Fresh pineapple, ripe banana fruit, bean sprout, and cabbage were used as samples for dryer performance test. The maximum product loading was nearly 100 kg. At loading approached to full capacity, the dryer showed good performance. For the quality study, only product color after drying was checked and the change was found to be relatively small. According to good distribution of drying air, the product quality was uniform. The total unit cost of drying was estimated, and the electricity cost is the main cost of operation. The useful heat obtained from heat pump was in the range of 73% to 89% of the total condenser heat load

Acknowledgement

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for their financial support

References

- [1] <http://www.doae.go.th>.
- [2] Chou, S.K., Hawlader, M.N.A., Ho, J.C., Wijesundera, N.E., and Rajasekar, S., *International Journal of Energy Research*, 14, 397-406.
- [3] Prasertsan, S., Sean-saby, P., Ngamsritrakul, P. and Prateepchaikul, G., *International Journal of Energy Research*, 20, 1067-1079
- [4] Soponronnarit, S., Wetchcama, S., Nathakaranakule, A., Sivasdisevi, T. and Rukprang, P., *Proceeding of the 11th International Drying Symposium (IDS'98)*, Halkidiki, Greece, August (1998) pp1373-1380.
- [5] http://edis.ifas.ufl.edu/BODY_HE519
- [6] Jon, C.K., Mujumdar, A.S., Chou, S.K., Ho, J.C. and Hawlader, M.N.A., *Developments in Drying*, Vol II, pp106-107, Mujumdar, A.S. and Suvachittanont, S., Editors (2000), Kasetsart University, Bangkok
- [7] Prasertsan, S., Sean-saby, P., Prateepchaikul, G. and Ngamsritrakul, P., *Proceeding of the 10th International Drying Symposium (IDS'96)*, Krakow, Poland, August (1996), pp 529-534.
- [8] Madhiyanon, T., *Kasetsart Journal (Nat. Sci.)* 33.3, 461-473

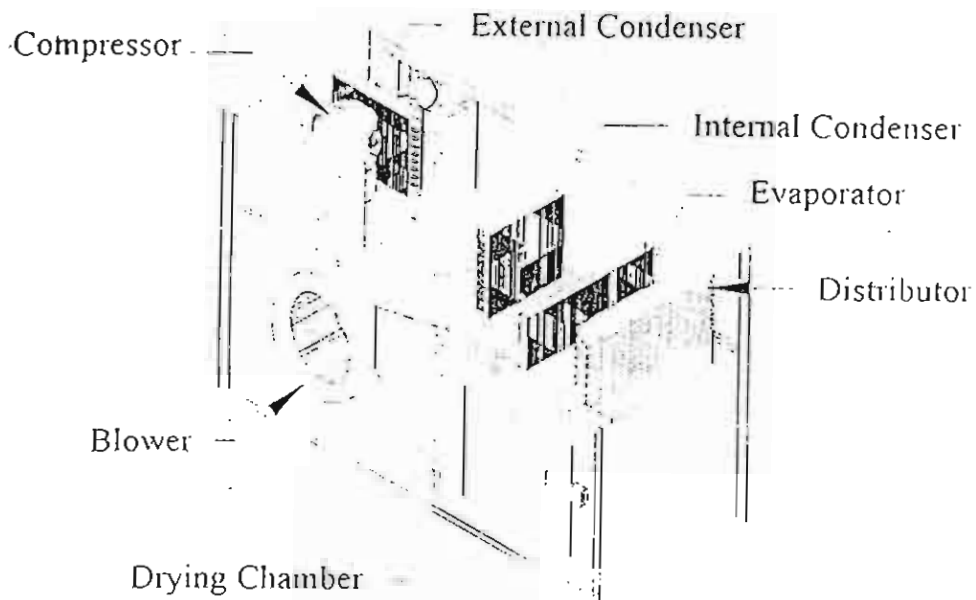


Figure 1 Heat pump fruit dryer.

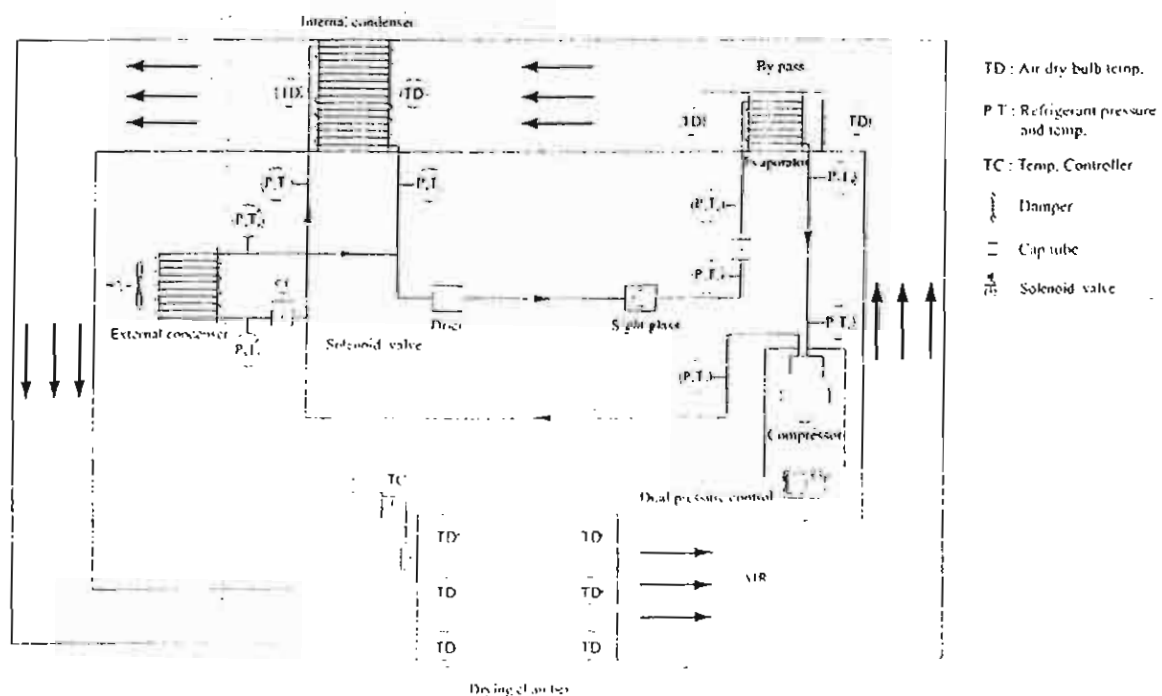


Figure 2 The locations for pressure and temperature measurements during performance test of heat pump dryer.

Table 1 Summary of experimental drying results.

Descriptions	Test Nos.								
	1	2	3	4	5	6	7	8	
								1st	2nd
Condition of product									
Product	pincapple	pincapple	pincapple	pincapple	pincapple	bean sprout	cabbage	Banana fruit	Banana fruit
Average moisture before drying (%d.b.)	694	767	675	722	640	1872	1590	287	186
Average moisture after drying (%d.b.)	18.6	19.0	17.3	18.4	18.5	16.8	17.6	133	57.8
Initial weight (kg)	44.4	66.0	72	78	90	24.6	21.32	98.2	59.5
Final weight (kg)	7.2	11.6	10.80	10.62	13.10	1.50	1.5	59.3	39.25
Moisture removed (kg)	37.20	54.40	61.20	67.38	76.90	23.10	19.82	38.9	20.25
Drying air conditions									
Average temperature (°C)	55	51	53	52	49	45	55	52	55
Evaporator by-pass air (%)	78	78	78	78	78	78	78	78	78
Air flow rate (kg/h)	1939	1939	1939	1939	1939	1939	1939	1939	1939
Average input work compressor(kW)	1.44	1.38	1.41	1.39	1.32	1.22	1.44	1.39	1.42
Energy consumption (kWh)	77.40	86.50	93	95.7	102.4	37.3	39.7	39.1	69
Drying time (h)	40	45	48	49	55	21	20	20	35
Performance of heat pump dryer									
Drying rate _{avg} (kg water evap. / h)	0.93	1.21	1.28	1.38	1.40	1.10	0.99	1.95	0.58
MER _{avg} (kg water cond. / h)	0.75	0.97	0.99	1.05	0.94	0.87	0.71	1.41	0.42
SMER _{avg} (kg water evap / kWh)	0.481	0.629	0.658	0.704	0.751	0.619	0.499	0.995	0.293
SEC _{avg} (MJ / kg water evap)	7.49	5.72	5.47	5.11	4.79	5.81	7.21	3.62	12.27
COP _{hp}	4.83	4.61	4.71	4.70	4.92	4.67	4.99	4.53	4.53
*Q _{Cin} /Q _{Coverall}	0.79	0.81	0.73	0.81	0.77	0.83	0.76	0.89	0.74

Note: * Q_{Cin}/Q_{Coverall} means the ratio of internal condenser heat load to overall condenser heat load

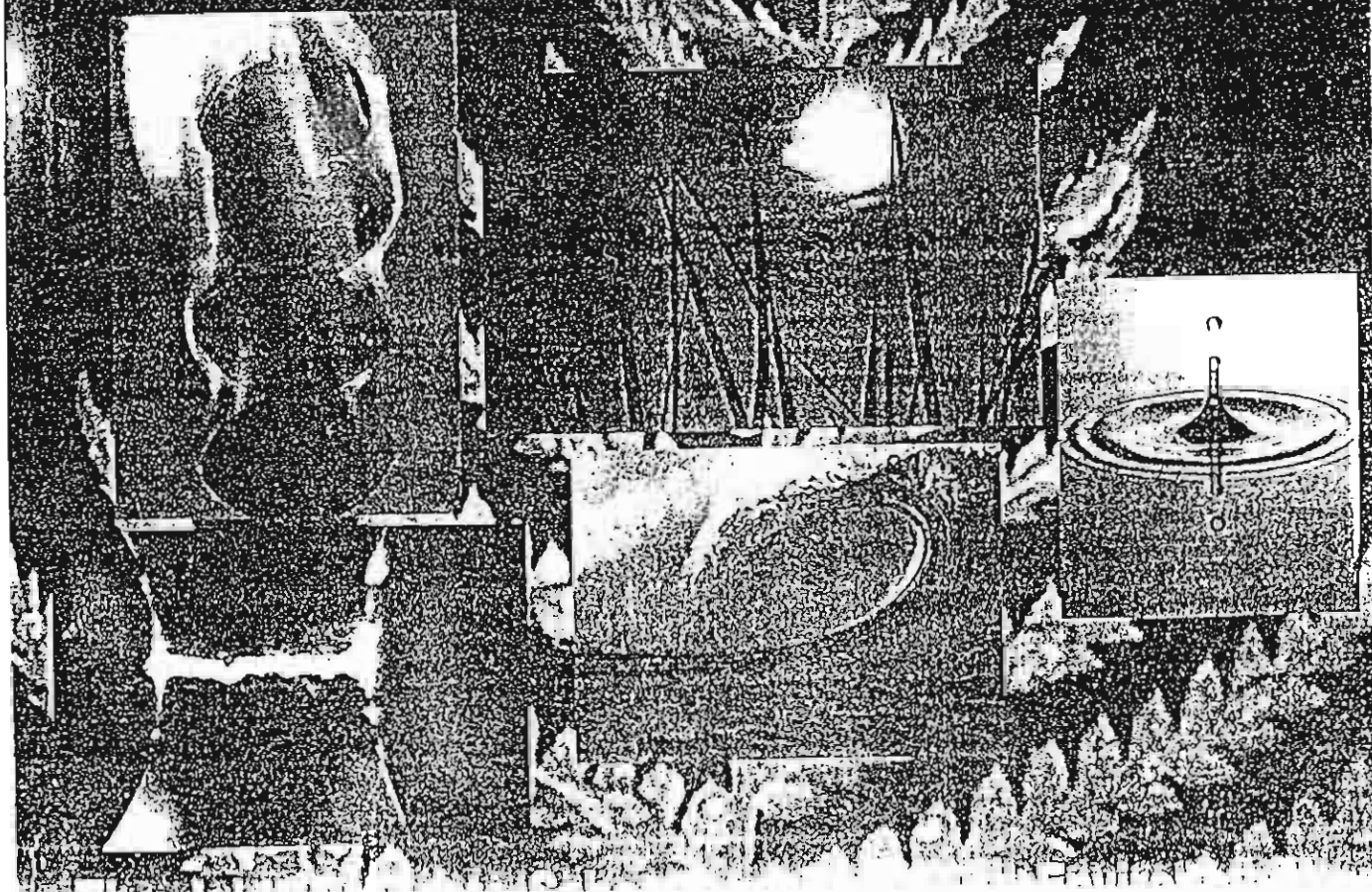


The First Regional Conference on Energy Technology Towards a Clean Environment

1st-2nd December 2000

**The Empress Hotel,
Chiang Mai,
Thailand**

**Efficient Energy and Clean Environment
A Review of The Past and a Look at
the Next Decade**



DRYING KINETICS OF LONGAN FLESH

Aree A.¹, Somchart S.², and Jirawan T.²

¹Doctoral Student ²School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

The objectives of this research were to study the theoretical drying kinetic equation of longan flesh drying and to develop diffusion models. Effective diffusion coefficient was determined by regression analysis of the experimental data to the drying kinetic equation. Numerical method based on finite difference was applied for solving drying kinetic equation. Three alternative diffusion models were developed by modifying the Arrhenius factor and/or energy of activation as a function of product moisture content. The volume shrinkage of longan flesh during drying was also considered. Models 1 and 2 were established by modifying the Arrhenius factor as a second-degree polynomial and an exponential function of product moisture content, respectively. In Model 3, not only the Arrhenius factor but also the energy of activation was modified as a function of product moisture content. The effective diffusion coefficients obtained from each model were compared. It was found that Model 2 gave the maximum value of R^2 and the lowest value of mean residual square. Also, by comparing the moisture ratios calculated from each model with experimental results, it could be concluded that the drying kinetic curve calculated using Model 2 was recommended.

Keywords: diffusion model, finite difference, modeling, shrinkage, longan

1. INTRODUCTION

The physical mechanism of drying in capillary porous products such as fruits and vegetables is quite complicated. It is generally agreed that the moisture within agricultural product moves in the form of liquid and/or vapor. Several theories have been proposed to describe drying behavior in the falling rate period. When external resistance to moisture is negligible, drying could be assumed that moisture transfer is controlled by diffusion only. The mass transfer mechanism is described by equation of diffusion based on Fick's second law.

In General, the effective diffusion coefficient is calculated by regression analysis of experimental data to the solution of Fick's diffusion equation. Usually, the effective diffusion coefficient is assumed to be constant in the entire drying period so that this solution can be solved analytically. However, the effect of moisture content on diffusion of fruits is big. Some researchers applied analytical solution for calculating the effective diffusion coefficient as a function of moisture content by assuming that it was constant over a short time interval (Azzouz *et al.*, 1998; McMinin and Magee, 1996; Raghavan *et al.*, 1995). In order to improve the accuracy of the effective diffusion coefficient, the effects of moisture content and shrinkage during drying should be considered, but the diffusion equation cannot be solved analytically. The numerical analysis solution is an alternative method for solving this equation.

The goal of this work was to study the drying kinetics of longan flesh drying with considering product shrinkage during drying. The effective diffusion coefficient was calculated by regression analysis of the experimental data to drying kinetic equation, which was developed based on Fick's second law, with a hollow sphere form. In this research, three alternative diffusion models were developed by modifying the parameters in the Arrhenius equation as a function of moisture content.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Experimental Procedure

Longans of the variety E-dor of uniform size were selected and used in this study (average size 25 ± 2 mm in diameter). The initial moisture content of whole longan varied from 220 to 300% dry-basis. Whole longan was punched at the pole for taking the seed out. Next this longan was peeled and blanched. The blanching pre-treatment consisted in dipping the longan flesh in a 0.3% (w/w) aqueous potassium metabisulphite solution for 5 minutes at room temperature. The initial moisture content of the samples varied from 420 to 500% dry-basis.

Volume change or shrinkage of longan flesh during drying was studied. It was assumed that the shrinkage was a linear function of moisture content only. The volume was determined by liquid displacement technique using toluene at room temperature. The external radius was measured by vernier before and after drying. A total of 40 duplicate experiments were done under convective drying air of 60°C and air velocity of 1 m/s.

The drying experiments were performed in laboratory hot air dryer. Air passed through the products from the bottom toward the top, and there was no air recirculation. The experiments were carried out at various air temperatures of 45, 58, 69 and 82 °C and at constant air velocity of 1 m/s. The humidity ratios of drying air varied from 0.017 to 0.019 kg-water/kg-dry air. In each experiment, the weight of the product was recorded as a function of drying time. Before drying, internal and external diameter of the sample were measured by vernier. Drying was continued till the final moisture content about 20% dry-basis. Each experiment was replicated thrice. The bone-dry moisture contents were determined by hot air oven at 103 °C for 72 hours.

2.2 Shrinkage Equation

The shrinkage kinetic equation was fitted to experimental data in order to express the change in size as a function of moisture content. It was expressed as a linear equation (Achariyaviriya *et al.*, 1999; Queiroz and Nebra, 1998) for correlating the shrinkage ratio (r/r_m) to the fraction of moisture content (M/M_m). It could be written as:

$$r/r_m = a + b(M/M_m) \quad \dots(1)$$

2.3 Drying Kinetic Equation

The drying kinetic equation of longan flesh drying, which is useful for studying the behavior of the internal moisture transfer within the product, is developed. Mathematical model of drying kinetic uses Fick's second law of diffusion by which the effective diffusion coefficient depend on moisture content. Moreover, the effect of product shrinkage during drying is also considered. To obtained a solution, it is necessary to use numerical method with the assumptions that the sample is a hollow sphere shape and has a uniform initial moisture content.

In solving this problem, the hollow sphere is divided into N ($N=20$) spherical membranes of thickness Δr . The internal spherical surface of radius r_i , the external surface r_e and a spherical membrane of radius r are shown in Figure 1. A position within the solid is characterised by the radius of the sphere which pass through this position. Thus

$$r = r_i + j\Delta r \quad \text{for} \quad j = 1, 2, 3, \dots, N-1 \quad \text{and} \quad r_i < r < r_e \quad \dots(2)$$

$$\Delta r = (r_e - r_i) / N \quad \dots(3)$$

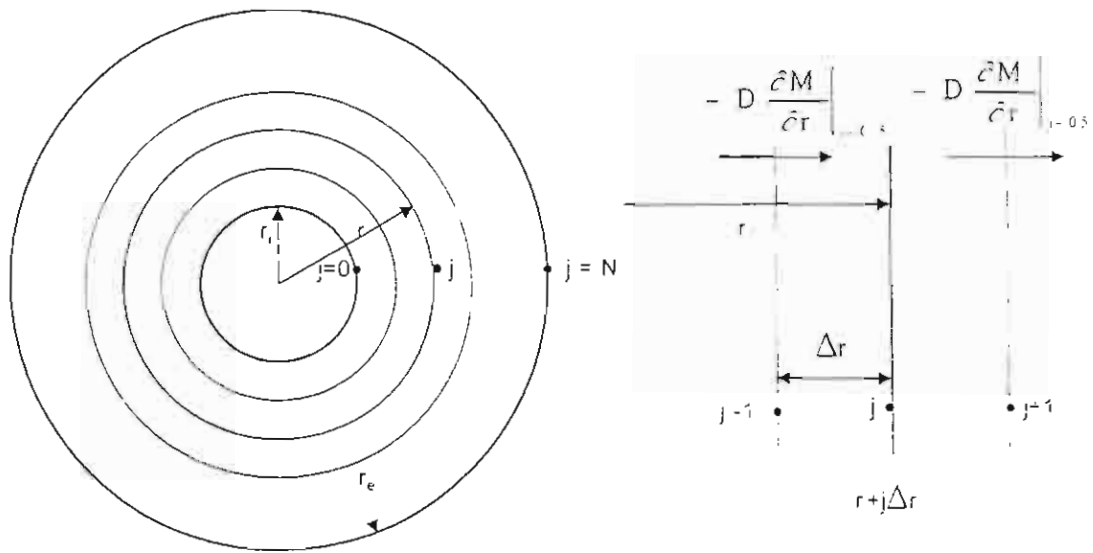


Fig. 1: Scheme for a solid hollow sphere, with integer j and for spherical membrane for radius r .

The mass balance during the increment of time Δt ($\Delta t = 0.001$ h) is calculated by taking into account the diffusion of the moisture through the surface of radii $r_i + (j-0.5)\Delta r$ and $r_i + (j+0.5)\Delta r$ (see Figure 1). The new moisture at position j after time Δt is thus expressed in terms of the previous moisture at the same place and adjacent positions. The radius r and spherical membrane of thickness Δr are recalculated according to the new moisture. The drying kinetic equation can be written as:

$$MR_{j,1+\Delta t} = MR_{j,1} + \frac{\Delta D}{(r_j + j\Delta r)^2} \left[\frac{\{r_i + (j+0.5)\Delta r\}^2}{\Delta r^2} (MR_{j+1,1} - MR_{j,1}) - \frac{\{r_i + (j-0.5)\Delta r\}^2}{\Delta r^2} (MR_{j,1} - MR_{j-1,1}) \right] \quad \dots(4)$$

The following initial and boundary conditions are used:

$$MR_{j,0} = 1 \quad \text{for} \quad j = 0, 1, 2, \dots, N \quad \dots(5)$$

$$MR_{0,t} = 0 \quad \text{for} \quad t > 0 \quad \dots(6)$$

$$MR_{N,t} = 0 \quad \text{for} \quad t > 0 \quad \dots(7)$$

Where MR is moisture ratio defined as $MR = (M - M_{eq}) / (M_0 - M_{eq})$. M_{eq} is the equilibrium moisture content using the equation of Oswin(1946) whose parameters are evaluated by fitting of the experimental results to the Oswin equation. It is given by Equation (8).

$$M_{eq} = 0.2208 [RH/(1-RH)]^{(0.7052-0.0010T)} \quad \dots(8)$$

2.4 Development of Diffusion Model

The effective diffusion coefficient was estimated by fitting of experimental data to drying kinetic equation using least square method. A Fortran computer program was written for solving the set of equations and calculating the moisture distribution inside the solid hollow sphere and average moisture content as well as the effective diffusion coefficient. To develop diffusion models, the parameters in diffusion model were evaluated by fitting the calculated data to each diffusion model. As is generally accepted, the variation of the effective diffusion coefficient with temperature is represented according to the Arrhenius equation. It is given by the following equation.

$$D = D_0 \exp[-E_a/(RT_{abs})] \quad \dots(9)$$

However, the effect of product moisture content has not yet been formatted into an Arrhenius equation. In this study, diffusion models were developed by modifying the Arrhenius factor (D_0) and/or energy of activation (E_a) to depend on product moisture contents. The detailed models are as follows:

In Models 1 and 2, D_0 is considered as a polynomial function of second order and exponential of polynomial function of second order of the moisture content, respectively. In model 3, D_0 is considered as a polynomial function of second order and E_a is considered as a linear function of the moisture content.

3. RESULTS AND DISCUSSION

Of all experiments showed that there was no constant drying period so that the moisture transfer within longan flesh during drying was limited by diffusion only. The shrinkage ratio was correlated with the fraction of moisture content as Equation (1). It was found that the volume shrinkage of longan flesh after drying was about 85%. The values of a and b calculated by regression analysis were 0.49 and 0.51 for external radius, and 0.59 and 0.41 for internal radius, respectively.

Diffusion models of longan flesh drying developed here were shown in Table 1. The effect of product shrinkage during drying was considered for all models. In Table 1, it can be seen that Model 2 gives the maximum value coefficient of determination. ($R^2=0.92$) and the lowest value mean residual square, (MRS=0.0009).

Table 1 Diffusion Models of Longan Flesh Drying.

Model	Diffusion Model	* R^2	**MRS
Model 1	$D=(-0.5431M^2+3.245M-0.6592)*10^{-2}\exp[-28.76/RT_{abs}]$	0.87	0.0019
Model 2	$D=2.567*10^{-3}\exp(-0.4899M^2+2.634M+0.08618)\exp[-30.48/RT_{abs}]$	0.92	0.0009
Model 3	$D=(-0.2141M^2+1.468M-0.2986)*10^{-3}\exp[-(0.1237M+20.01)/RT_{abs}]$	0.85	0.0013

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

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

The simulated moisture ratios were shown only for one drying condition, however, similar results were obtained for all drying condition tested. Figure 2 illustrates the comparison of moisture ratios with the experimental results at drying air temperature of 58 °C. It is found that the moisture ratios obtained from Models 1 and 3 are nearly the same as that from experimental results at the beginning and middle of drying but slightly higher towards the end of drying. The moisture ratios obtained from Models 2 are close to the experimental results in the entire period of drying.

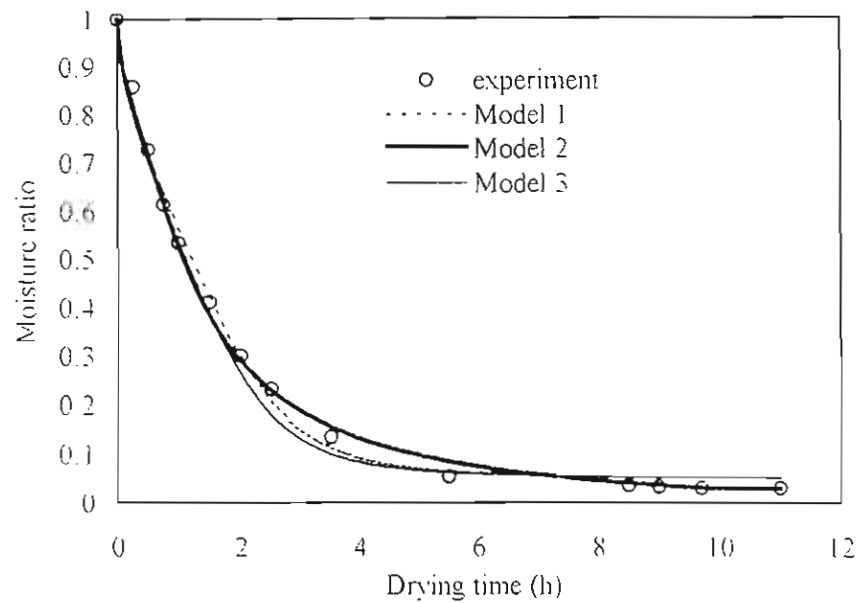


Fig. 2: The evolution of predicted and experimental moisture ratios of longan flesh during drying(drying air temperature 58°C)

Figure 3. Shows the effective diffusion coefficient of longan flesh drying as a function of moisture content at drying air temperature of 58°C. The effective diffusion coefficients obtained from Models 1 and 3 give similar results, such that in the early interval of drying, effective diffusion coefficient increases slightly with decreasing moisture content until the moisture reduces to 300% dry-basis and then it decreases with moisture content.

From Model 2, the effective diffusion coefficient is lower than Models 1 and 3 but it increases rapidly with decreasing moisture content until it reaches a peak (280% dry-basis) and then it decreases with moisture content. This characteristic is in good agreement with the other products which have been reported by several authors (Achariyaviriya *et al.*, 1999, Raghavan *et al.*, 1995).

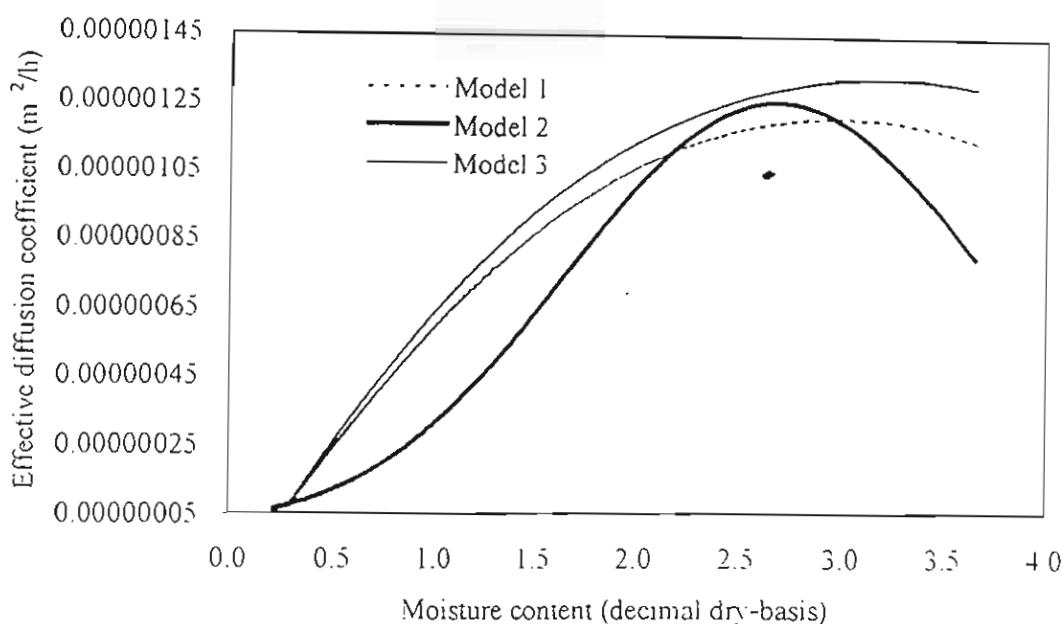


Fig. 3: Effective diffusion coefficient of longan flesh drying calculated by various models (drying air temperature 58°C)

4. CONCLUSIONS

The results of the investigation on the drying kinetics of longan flesh drying could be summarized as follows:

1. The simulated moisture ratios obtained from drying kinetic equation using diffusion model which was developed by modifying the Arrhenius factor as an exponential function of moisture content were able to have the best predictions.
2. The diffusion model developed by modifying energy of activation as a function of moisture content was unable to improve the predictions of the simulated results particularly towards the final period of drying
3. The percentage shrinkage of longan flesh after drying (20% moisture content) was more than 80% by volume.

ACKNOWLEDGEMENTS

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

NOMENCLATURE

a, b	constant in Equation (1)	
D	effective diffusion coefficient	(m ² /h)
D _a	Arrhenius factor	(m ² /h)
E _a	energy of activation	(kJ/mole)
M	moisture content	(decimal dry-basis)
MR	moisture ratio	(decimal)

MR	average moisture ratio	(decimal)
MRS	mean residual square	(decimal)
R	universal gas constant	(kJ/mole-K)
r	radius	(m)
R^2	coefficient of determination	(decimal)
RH	relative humidity	(decimal)
T	temperature	(°C or K)
t	time	(h)

Subscripts

abs	absolute
av	average
e	external
eq	equilibrium
ex	experimental value
i	internal
in	initial
pr	predicted value

REFERENCES

1. Achariyaviriya, S., S. Soponronnarit and A. Terdyothin. 1999. Diffusion model of papaya 'glace' drying. In Proceedings 1st Asian-Australian Drying Conf (ADC99). Indonesia. pp. 196-203.
2. Azzouz, S., W. Jomaa and A. Belghith. 1998. Drying kinetic equation of single layer of grapes. In proceedings 11th Inter. Drying Symp. (IDS'98). Greece. pp. 988-997.
3. McMinn, W.A.M. and T.R.A. Magee. 1996. Air drying kinetics of potato cylinders. Drying Tech. 14: 2025-2040.
4. Oswin, C.R. 1946. The kinetics of package life III. The isotherm. J. Chem. Ind. (London) 64:479-421.
5. Queiroz, M.R. and S.A. Nebra. 1998. Banana drying: a diffusional model considering shrinkage effects. In proceedings 13th ICAE. Morocco. pp. 315-321.
6. Raghavan, G.S.V., T.N. Tulasidas, S.S. Sablani and H.S. Ramaswamy. 1995. A method of determination of concentration dependent effective moisture diffusivity. Drying Tech. 13: 1477-1488.

Proceedings

**International Agricultural Engineering
Conference**

Editors

V. M. Salokhe
M. Babul Hossain



Asian Institute of Technology
Bangkok, Thailand
December 4-7, 2000

<i>A moving boundary diffusion model for prune drying</i> - Henry T. Sabarez, Fresh Technologies Group, Institute of Food, Nutrition & Human Health, Massey University, New Zealand and William E. Price, Department of Chemistry, University of Wollongong, NSW, Australia	167
<i>Fruit drying using a combined solar-gas tunnel dryer</i> - G. Srzendnicki, R. Driscoll, B. Chaleeda and G. Tsang, Department of Food Science and Technology, University of New South Wales, Sydney, Australia	178
<i>The effect of environmental temperature variation on physico-chemical properties of tomato in a Sri Lankan marketing channel</i> - D.A.N. Dharmasena and H.C. Ratnayake, Department of Agricultural Engineering, Faculty of Agriculture, University of Peradeniya, Sri Lanka	189
<i>A comparison of thermophysical properties of jackfruit flesh above and below the freezing point</i> - Ampawan T. and Siriluk P., Department of Food Engineering, King Mongkut's University of Technology, Bangkok, Thailand	197
<i>Diffusivity model in osmotically dehydrated pineapple</i> - S.M. Pokharkar and S. Prasad, Department of Agricultural and Food Engineering, Indian Institute of Technology, Kharagpur, India	205
<i>Drying kinetic equation of longan flesh</i> - Aree A., Somchart S. and Jirawan T., School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology, Bangkok, Thailand	212
<i>Analyses of the evaporative vacuum cooling on spherical shape fruits and vegetables</i> - B. Rahardjo and P. Tamtomo, P. Setyowati and R. Triatminingsih, Department of Agricultural Engineering, Gadjah Mada University, Yogyakarta, Indonesia	219
<i>Drying rate of fish meat puffed with heating under pressurized air</i> - B. Rahardjo, Department of Agricultural Engineering, Gadjah Mada University, Yogyakarta and A. Purnomo, S. Wibowo, Fishery Research Center, Directorate of Research and Development, Department of Agriculture, Jakarta, Indonesia	230
<i>Design of a solid-state bio-reactor for mushroom composting</i> - Ho Yong Lee, Department of Biological Science, Sang Ji University, Soung Hee Hyun, Department of Premed., Eulji University, Young Keun Lee, Ri-RA Team Leader, KAERI and B.H. Min, Department of Biological Science, Taegu University, Korea	242
<i>Development of closed methane fermentation system for agricultural biomass using photovoltaic solar cells</i> - A. Oda and A. Oida, Graduate School of Agriculture, Kyoto University, and Minoru Yamazaki, Faculty of Biology Oriented Science & Technology, Kinki University, Japan	251
<i>Technical indices for green juice squeezing from alfalfa</i> - N. Proydak, Don State Technical University, Russia and V. M. Salokhe and Hu Xiaopei, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand	258

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to thank the Malaysia Ministry of Science, Technology & Environment for sponsoring this work under project IRPA 03-02-02-0028

REFERENCES

- Chua, N. S. 1991. Optimal utilization of energy sources in a palm oil processing complex. Paper presented at *PORIM Seminar on Development in Palm Oil Milling Technology and Environmental Management*, 16-17 May, 1991, Genting Highlands, Malaysia.
- Li, Y. B., and Seyed-Yagoobi, J., 1997, Moreira, R.G. and Yamsaengsung, R., Superheated Steam Impingement Drying of Tortilla Chips. In *Drying '98: Proceedings of the 11th International Drying Symposium* (IDS'98) Halkidiki, Greece, August 19-22, 1998, vol.B, pp.1222 - 1228
- Mujumdar, A. S. and Huang B. 1995. Impingement Drying.. In A.S. Mujumdar (ed.) *Handbook of Industrial Drying*, 2nd Edition, New York : Marcel Dekker, Inc., pp. 489 - 502.
- Mujumdar, A. S. 2000. Superheated Steam Drying-Technology of The Future. In *Mujumdar's Practical Guide to Industrial Drying* Devahastin, S. (Ed.), Canada : Exergex Corporation Quebec, pp. 116 - 138
- Topin, F. And Tadriss, L., 1997, Analysis Of Transport Phenomena During The Convective Drying In Superheated Steam, *Drying Technology*, 15(9): 2239 - 2261
- Wimmerstedt, R., 1994, Steam Drying: History And Future, *Drying '94, Proceedings Of The 9th International Drying Symposium* (IDS'94) Vol. A., Australia, pp. 3 - 14

HEAD RICE YIELD AFTER DRYING BY FLUIDIZATION TECHNIQUE AND TEMPERING

Nattapol Poomsa-ad¹, Somchart Soponronnarit², Apichit Terdyothin²,
Somkiat Prachayawarakorn³

¹Ph.D. Student,

²School of Energy and Materials,

³Faculty of Engineering

King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand

Keywords: fluidized bed; grain; grain quality; rough rice

ABSTRACT

Process of paddy drying was performed by first removing its moisture content in a fluidized bed dryer and then tempering with subsequent ambient air ventilation. The variables of operating condition were inlet air temperature, tempering time. The quality of paddy in terms of head rice yield has been investigated. It shows that tempering treatment provides better the head rice yield than that with no tempering. To maintain high quality, the moist paddy should not be reduced lower than 22.5% dry basis in first stage, corresponding to lower grain temperature of 100°C, with the following tempering for 30 minutes. Under this condition, the relative head rice yield is higher than 100%. The change of relative head rice yield can be described adequately by the second order polynomial of tempering time with the coefficients formed as a linear relation of final moisture content and grain temperature after fluidized bed drying (tempering temperature).

INTRODUCTION

Paddy drying by fluidization technique has been widely accepted in several countries. The advantages of this technique are as follows: rapid drying, small size dryer and uniform final moisture content. Paddy drying by fluidisation has

been studied and developed for several researchers. Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) have contributed significantly to the research and development on fluidized bed paddy drying. The results showed that minimum fluidized bed velocity was 1.65 m/s. Drying air temperature and final moisture have the greatest effect on paddy quality. They suggested that the maximum drying air temperature had to be limited to 115°C and final moisture content of paddy not lower than 24-25% dry basis. Soponronnarit et al. (1996a) described the development of cross flow fluidized bed paddy dryer with a capacity of 200 kg/h. The dryer was designed to use recycled air for reducing energy consumption. Simulation results indicated that appropriate operating parameters should be as follows: air velocity, 2.3 m/s; bed thickness, 10 cm; fraction of air recycled, 0.8. With these conditions, energy consumption was close to the minimum, while drying capacity was near the maximum. Soponronnarit et al. (1995) designed a prototype of fluidized bed paddy dryer for commercialization. Soponronnarit et al. (1996b) developed a cross flow fluidized bed paddy dryer with high capacity for commercialization. This dryer had capacities of 5 tons/h and of 10 tons/h. Drying air temperature was 120-150°C. Since 1995, The dryer could be sold approximately 100 units in 8 countries.

Due to the commercial fluidized bed paddy dryer operating at high drying air temperature. If the product quality in terms of head rice yield and whiteness is to be maintained, the fluidized bed dryer cannot reduce moisture content down to safe storage level at 14% wet basis by a single pass. Several researchers [Steffe et al. (1978), Zhang and Litchfield (1991) and Soponronnarit et al. (1999)] suggested to temper the grain between each drying pass for improving drying performance and product quality. During the tempering period, the moisture profile in the kernel is equalized through moisture diffusion. This moisture equalization decreases the stresses caused by moisture gradient within the kernel, thus the head rice yield after the next pass of drying is increased when compare with process without tempering.

Steffe et al. (1978) studied suitable tempering time of paddy between the first and the second pass of drying. The experiment results showed that moisture content of tempered paddy after drying in the second step was less than that without tempering. Quality of milled rice showed that tempered paddy yielded more head rice yield compared to paddy without tempering. Soponronnarit et al. (1999) introduced tempering and ambient air ventilation as the processes after fluidized-bed paddy drying. It was found that the maximum rate of moisture reduction during ambient air ventilation was obtained when tempering time was 15 minutes or longer. In addition, the quality in terms of head rice yield was improved as compared to that without tempering.

Tempering period used in the commercial rice drying varies widely. It is important to know tempering time for different drying process and different

drying condition. For these reasons, the objective of this research was to study the effect of drying and tempering on the head rice yield and to develop the prediction equation of relative head rice yield for paddy drying by fluidization technique and tempering.

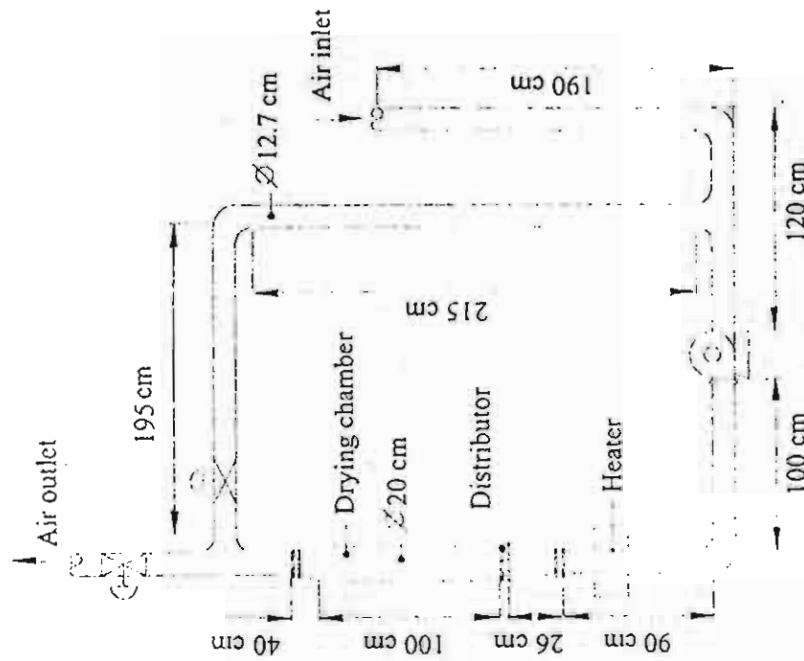


FIGURE 1 Diagram of Experimental Fluidized Bed Dryer.

MATERIALS AND METHODS

Paddy used in all experiment was rewet, mixed and kept in a cold storage at the temperature of 3-5°C for 5-7 days. Before the beginning of the experiment, the paddy was kept in ambient air until grain temperature was close to ambient temperature. To start the experiment, paddy was dried with a batch-type

fluidized bed dryer as shown in Figure 1. This dryer comprises of a cylinder shaped drying chamber with dimension of 20 cm in diameter and 140 cm in height, a 12 kW electrical heater and a backward curved blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. A mechanical variable speed unit could regulate airflow rate. The conditions in this experiment were performed at constant bed air velocity (2.2 m/s) and bed thickness (10 cm). After drying paddy was put into a glass bottle with a diameter of 12 cm and a height of 10 cm, which could be closed completely and kept in an oven at temperature equal to the paddy temperature after drying. After the desired tempering time, it was ventilated immediately with a fixed low airflow rate of ambient air until moisture content was close to 16.5% dry basis. Finally, 300 g of paddy per each condition was kept in a complete seal plastic bag for 2 weeks before head rice yield test.

During the experiment, moisture content after fluidized bed drying, grain temperature and head rice yield were collected from 240 drying conditions. Paddy with three levels of moisture content (35, 30 and 25% dry basis) was dried at the drying air temperatures of 110, 130, 150 and 170°C with drying time of 1, 2, 3 and 4 minutes. Tempering time was 0, 15, 30 and 45 minutes. Grain temperature, drying air temperature and ambient air conditions were measured by K type thermocouple connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The moisture contents of paddy were determined by an air oven at temperature of 103°C for 72 hours. Head rice yield was determined by using the test method of the Ministry of Agriculture and Cooperatives. Relative head rice yield refers to the ratio of head rice yield obtained from the above mentioned process to head rice yield obtained from ambient air drying.

RESULTS AND DISCUSSION

Figure 2 shows the effects of final moisture contents and tempering temperatures or grain temperatures on the relative head rice yield at different initial moisture contents. The results represented in this figure were obtained by such a way that paddy dried firstly with the fluidized bed dryer was then cooled immediately with the ambient air temperature until the grain temperature reached to the ambient air temperature and the moisture content reduced to 16% dry basis. According to Figure 2, it clearly indicates that the relative head yields of paddy having the initial moisture contents of 30% and 35% dry basis are relatively higher than 80% if its water content was removed to be not lower than 25% dry basis. The corresponding grain temperatures varied between 70°C and 90°C.

depending upon drying time, inlet air temperature and initial moisture content. The relatively reduced head rice yield at the early drying period is mainly caused by both of temperature and moisture gradients. However, when the final moisture content was

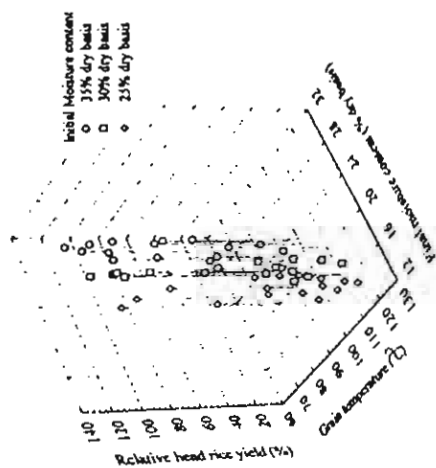


FIGURE 2 Effect of Final Moisture Content and Grain Temperature after Fluidized Bed Drying (tempering temperature) on Relative Head Rice Yield (without tempering).

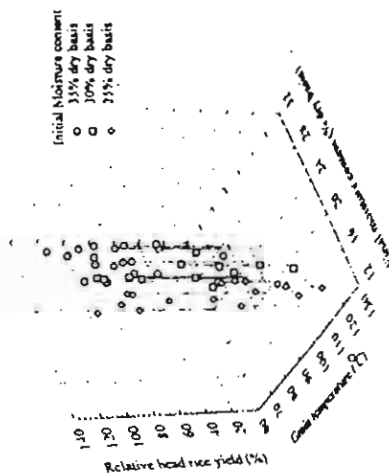


FIGURE 3 Effect of Final Moisture Content and Grain Temperature after Fluidized Bed Drying (tempering temperature) on Relative Head Rice Yield at Tempering Time of 15 minutes.

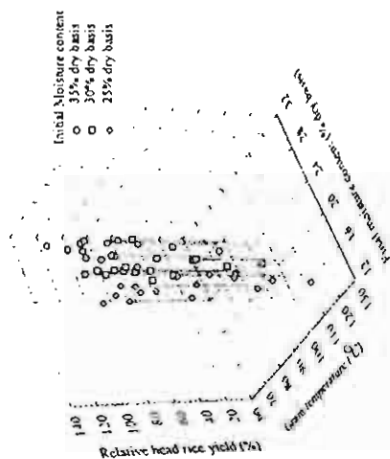


FIGURE 4 Effect of Final Moisture Content and Grain Temperature after Fluidized Bed Drying (tempering temperature) on Relative Head Rice Yield at Tempering Time of 30 minutes.



FIGURE 5 Effect of Final Moisture Content and Grain Temperature after Fluidized Bed Drying (tempering temperature) on Relative Head Rice Yield at Tempering Time of 45 minutes.

reduced to level lower than 25% dry basis, with the corresponding increase of grain temperature up to 110°C, the head rice yield becomes significantly poorer and most of data represent the values lower than 40%. In this case, the only moisture gradient inside paddy plays the dominant contribution to the stress crack. This can be explained by the fact that the mobility of water in a range of relatively low moisture level is very slow from the inside to the outside. Accordingly, the surface of paddy becomes rather dry and the matter at the inside is still wet. Such phenomenon then induces the expansion and the contraction in the starch cells.

However, for initial moisture content of 25% dry basis as represented in Figure 2, it is shown that the head rice yield is very lower in amount although the degrees of moisture reduction and of grain temperature seem to be the same magnitude with the above cases. Reducing the quantity of moisture up to 5 points from the beginning during the first stage drying can result in the relative head yield lower than 40%, corresponding to final moisture content of 20% dry basis. These results clearly demonstrate that the rapid drying technique is not suitable for the range of low moisture content of paddy. This fact is drawn from the single stage drying.

To maintain the high relative head rice yield, the tempering technique was applied and the important requirement for this stage is to know the appropriate tempering time for a specific drying condition. Sufficient tempering time provide the equalisation of water concentration in every part of paddy. This equality improves the energy utilisation during subsequent drying stages. However, the second stage drying was not considered in this work. During tempering period, samples were kept in the oven at the temperature of grain after dried by fluidization technique. The tempering temperature used was higher than that being operated industrially for the conventional dryer. In Figure 3, the dried paddy was tempered for 15 minutes and the results are shown up the small improvement of relative head rice yield especially for the final moisture contents lower than 24% dry basis. When the additional tempering times were longer, it is found a greatly beneficial influence on the head rice yield as represented in Figure 4 for tempering time of 30 minutes. Most data, represented previously the lower relative head rice yields than 40% for initial moisture contents of 25% and 30% dry basis in Figure 2, now raise up to level moderately higher than 60% with fewer still showing the poor quality. The improved relative head rice yield, related closely with the length of tempering time, can be explained reasonably that during tempering at high temperature together with a sufficiently long time,

the starch cells in the moist paddy are gelatinized. In addition, the water concentration inside the kernel is almost similar in everywhere. This result is also similar to works reported by Elbert et al. (2001) and Soponronnarit et al. (1999). For the case of tempering time 45 minutes as shown in Figure 5, the results show a similar trend to Figure 4. This indicates that 30-minute tempering time is long enough for maintaining the relative head rice yield.

According to the experimental results, it recommends that in drying paddy at high temperature with this technique, it should not be removed the water content lower than 22.5% dry basis in the single stage drying, corresponding to the grain temperatures lower than 100°C, with subsequent tempering for 30 minutes. Under this condition, it is certainly sure that the accomplished head rice yield is found.

Drying is a very simple process, just removing the water content from solids. However, whenever it has to consider the quality of final product, the management of drying process is a very task because this process involves with the coupled heat and mass transfers. Which are the main factor affecting the quality change. Unfortunately, the fundamental correlation to describe the change of product quality particularly paddy is really rare. The empirical equation is normally used although it can be used in an only limited range. The multiple linear regression approach was used to fit the experimental data with the proposed equation. Numerous forms of equation were tried and the results yielded the best correlation by considering the lowest value of sum of square error were chosen for predicting the relative head rice yield. A prediction equation of the relative head rice yield with their coefficients fitted a function of final moisture content and grain temperature after fluidized bed drying (tempering temperature) is given by the following equations:

$$RHY = A + Bt + Ct^2$$

where $A = -39.232 + 8.4227 M - 0.34060 T - 0.029105 TM$

$B = 25.945 - 1.1878 M - 0.24443 T + 0.012592 TM$

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

t , M and T were tempering time in minutes, final moisture content in percent; dry basis and tempering temperature in °C, respectively. This equation can be used only in the following ranges:

$$\begin{aligned} 15.5 < M < 30.0 \\ 65 < T < 115 \\ 0 < t < 60 \end{aligned}$$

Figure 6 shows the comparison between the experimental data with the above equation. The equation can predict agreement with the experimental results particularly at the relative head rice yield higher than 80%. This high range is of great industrial interest. For the lower range, the prediction of this equation has a moderate error.

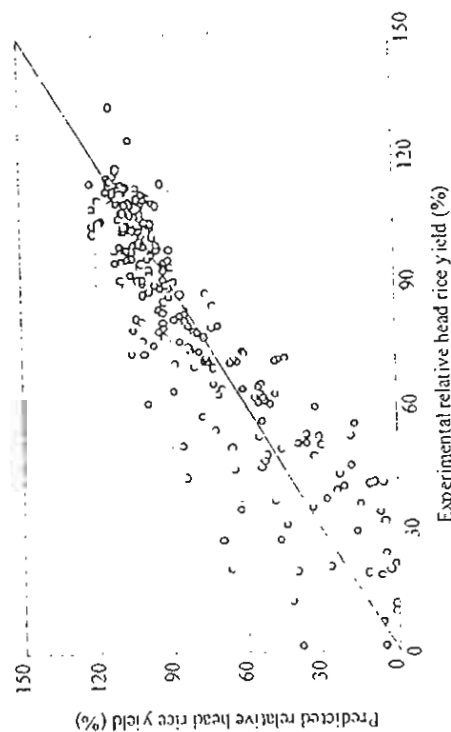


FIGURE 6 Comparison between Predicted Values and Experimental Values of Relative Head Rice Yield.

CONCLUSIONS

- Reducing high moisture level down to low value and the corresponding increase of grain temperature by a single stage drying severely affect the head rice yield
- Tempering treatment after drying stage can maintain the head rice yield. An increase in tempering time produces an increase of head rice yield. To obtain the high head rice yield, moisture content of paddy should not be reduced lower than 22.5% dry basis, corresponding to grain temperature 100°C, with subsequent tempering for 30 minutes.
- The second order polynomial equation of tempering time can predict adequately the relative head rice yield. The coefficients depend on the final moisture content and the grain temperature.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support and Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling.

REFERENCES

- Elbert, G., Tolaba, M. P. and Suarez, C., 2001. Effects of Drying Conditions on Head Rice Yield and Browning Index of Parboiled Rice. *J. Food Engineering*, 47(1): 37 - 41
- Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology*, 12(7): 1667 - 1686.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripavatakul, O. 1996a. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology*, 14(10): 2397 - 2410.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Wangji, M. 1996b. Commercial fluidized bed paddy dryer. *In Proceeding of the 10th International Drying Symposium*, Krakow, Poland, July 30 - August 2. Vol. A: 638 - 644
- Soponronnarit, S., Weichacama, 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.
- Soponronnarit, S., Yapha, M. and Prachayawarakorn, M. 1995. Cross-flow fluidized paddy dryer: prototype and commercialization. *Drying Technology*, 13(8&9): 2207 - 2216.
- Steffe, J.F., Singh, R. P., and Bakshi, A. S. 1979. Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. *Trans. of ASAE*, 22 : 1214 - 1218, 1224.
- Zhang, Q. and Litchfield, J.B. 1991. An optimization of intermittent corn drying in a laboratory scale thin layer dryer. *Drying Technology*, 9(11): 233 - 244.

SIMULATION OF A SOLAR TIMBER DRYER

Gan, K.S. & Choo, K.T.
Forest Research Institute Malaysia (FRIM)
Kepong, 52109 Kuala Lumpur
Tel: 03-6270 2373, Fax: 03-6275 2561
Email: ganks@frim.gov.my

Key words: solar dryer, timber drying, simulation, ESP-r

ABSTRACT

Solar timber drying involves several complex interactive processes. The complexity arises from the intermittent energy flow from the sun, variable weather conditions, complex heat and mass flows between the dryer and environment, between dryer and timber, within timber and process control applied. This complex mechanism has made the performance appraisal and optimisation of solar dryer non trivial. This paper describes the simulation of the solar timber dryer using a generic energy simulation program for buildings namely Environmental Systems Performance (ESP-r, where 'r' stands for research). The energy and mass flows between the drying medium and timber were developed and linked to the main program to allow for the simulation of the drying system as a whole. Data collected from the solar dryer based at the Forest Research Institute Malaysia, was used to calibrate the model. The model enables the prediction of the solar drying of kapur for the whole year.

INTRODUCTION

Solar timber drying involves several complex interactive processes. The complexity arises from the intermittent energy flow from the sun, variable weather conditions, process control scheme applied, complex heat and mass flows between the dryer and environment, between dryer and timber, and within timber. These make the performance appraisal and optimisation of the solar dryer non trivial. With the advancement in computing power, computer simulation readily enables the influence of operating parameters and wood properties to be ascertain for both the design and performance of the drying system.

There are numerous reported simulation works done on solar timber drying. These range from physically simulating the dryer in a humidity chamber (Steinmann 1989), empirical modelling (Kyi 1983) to numerical simulation

ADC 2001

High Quality Product through Efficient and Environmental Friendly Drying Technology

Prasidang / Proceedings of
Persidangan Pengeringan Asia-Oceania ke-2 /
the 2nd Asian-Oceania Drying Conference
Batu Feringhi, Pulau Pinang, Malaysia, August 20 – 22, 2001

Dianjurkan oleh / Organised by
The Institution of Chemical Engineers Malaysia
The Malaysian Institute of Energy
The Malaysian Institute of Food Technologists
Universiti Kebangsaan Malaysia

Disunting oleh / Edited by
Wan Ramli Wan Daud
Kamaruzzaman Sopian
Siti Masrinda Tasirin
Baharuddin Yatim
Mohd Yusof Othman
Ibni Hajar Rukunudin

THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS
BANGI • 2001

EFFECT OF TEMPERATURE ON SOYBEAN QUALITY USING SPOUTED BED TECHNIQUE

Songchai Wiriyumpaiwong¹ Somchart Soponronnarit²
and Somkiat Prachayawarakom³

¹Ph.D. Student, ²School of Energy and Material, ³Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi,
Suksavas 48 Rd., Tungkru, Bangkok 10140, Thailand

Keywords: Grain, pH change, protein solubility

ABSTRACT

The effect of temperature on moisture reduction rate and soybean qualities using a two-dimensional spouted bed dryer has been studied. Air velocity was varied in a range of 15.86-20.50 m/s, with a fixed hold-up of 25 kgs. The soybean with initial moisture levels varying between 28 and 32% dry basis was dried to 12-17% dry basis using inlet air temperatures of 120-150°C. The experimental results indicate that higher temperatures and higher moisture contents provide faster moisture reduction rate. The qualities of soybean have also been considered in terms of stress cracking, breakage, urease activity and protein solubility in 0.2% KOH. It is shown that the percentages of cracking and breakage depend on temperature, final moisture content and degree of collision of kernel with deflector. The percentages of stress crack and breakage lie in the range of 50-60% and of 3-24%, respectively. The urease activity and protein solubility are accepted with slightly changing in the protein quality.

INTRODUCTION

Soybean (*Glycine max* (L.) Merrill) is classified as an oilseed legume which contains both of heat-labile anti-nutritional factors, i.e. trypsin inhibitor, haemagglutinin, and heat-stable anti-nutritional factor, i.e. saponin. These factors directly affect the growth of various species of animals (Liener, 1988). The

trypsin inhibitor (TI) is the one to be of practical interest in considering the quality of soybean because it increases the secretory activity of pancreas, causing the pancreatic hypertrophy and the growth depression. When soybean is treated by sufficiently high heat processing, the trypsin inhibitor and the other antinutritional factors are inactive, but their nutritional components are improved (White et al. 1967; Faber and Zimmerman, 1973; Qin et al. 1996).

White et al. (1967) reported growth response of chick fed. In their work, soybean used as a protein supplement was prepared by several methods such as autoclaving, extrusion and infrared roasting. It indicated that gain weight and feed to gain ratio depended on the preparation methods. The extruded soybean serviced higher gain weight and feed to gain ratio than the roasted and autoclaved soybeans. Faber and Zimmerman (1973) studied the growth response of baby pigs and the results showed the similar trend as reported by White et al. (1967).

In addition to the process of heat treatments as mentioned above, fluidization technique has recently been applied. (Soponronnarit et al. 2001). It was found to be able to reduce the level of urease activity, which is an indirect measure of trypsin inhibitor, using 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level. The protein level was insignificantly reduced in a temperature range of 110-140°C. For the physical qualities, the degree of cracking and breakage were found to be higher with increase of drying temperature.

However, the conventional fluidized bed usually provides the poor quality of fluidization (bubbling and slugging) for such coarse particles, resulting in low heat and mass transfer between solid and gas phases (Gishler, 1983). Thus spouted bed technique was developed in order to improve the quality. Several researchers have used this technique for drying cereal grains (Mathur and Epstein, 1974; Viswanathan et al. 1986; Massarani, 1987; Pasos et al. 1987 & 1989). This technique has the following advantages: simple design and construction, regular cyclic movement of solids, easily handling and lower pressure drop.

The use of two-dimensional spouted bed as a heat processing to reduce antinutrition factors in the soybean has been less attended. Therefore, this work studies the drying rate of soybean in a two-dimensional spouted bed and the effect of temperature on the soybean qualities such as percentages of cracking and breakage, urease activity and protein solubility.

MATERIALS AND METHOD

Drying Rate

A batch two-dimensional spouted bed dryer as shown in Figure 1 was used for drying and heat treatment. The system consisted of a spouted bed dryer with a width of 60 cm, a height of 200 cm, a 12 kW electric heater, an on-off

temperature controller and a backward-curved blade centrifugal fan (2.2 kW motor). Geometry of dryer was the inlet cross sectional area of 0.04x0.15 cm², the spout width of 8 cm and the entrance height of 12 cm.

Temperatures were recorded by Chromel-Alumel (Type K) thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Pressure drop across bed and air velocity were respectively measured by a U-tube manometer and a hot wire anemometer.

Soybeans were revetted to obtain the desired moisture content and then placed at temperature controlled room between 8 and 10°C for 5 or 7 days to ensure uniform moisture content of kernels. The experimental conditions were set up as follows: initial moisture contents of 28-32% dry basis, a fixed hold up of 25 kgs, temperatures of 120-150°C and a fixed air velocity of 20.5 m/s. Sample taken at every five minutes for periods of 5-30 minutes were collected in an electric oven for 72 hrs at temperature of 103°C to determine the moisture content.

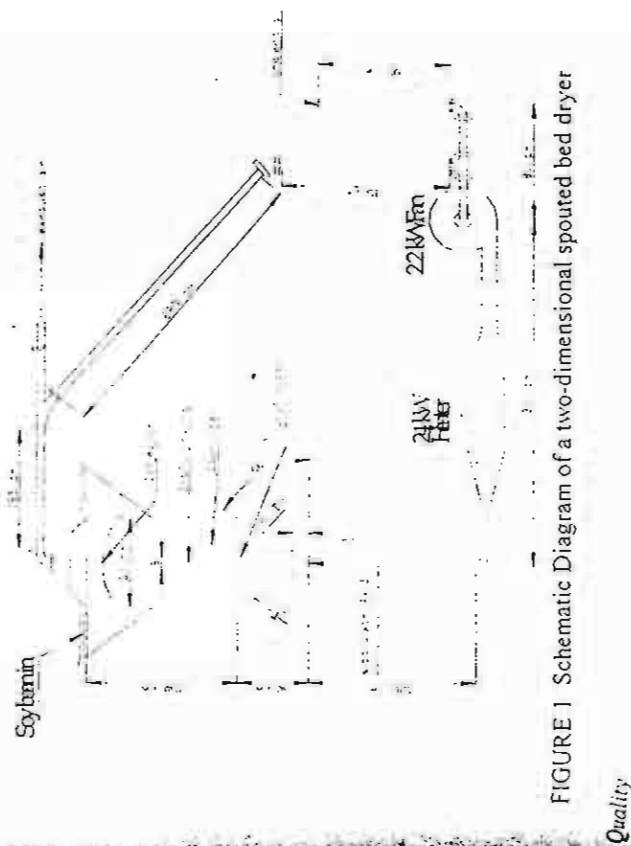


FIGURE 1 Schematic Diagram of a two-dimensional spouted bed dryer

Quality

Percentages of cracking and breakage

Cracking and breakage were considered by visually sorting out the cracked and broken kernels with fluorescent from 200 gram sample. The percentages of cracking and breakage were expressed by the following equations:

$$\text{Percentage of cracking} = \frac{\text{weight of cracked kernel}}{\text{weight of sample}} \times 100 \quad (1)$$

$$\text{Percentage of breakage} = \frac{\text{weight of broken kernel}}{\text{weight of sample}} \times 100 \quad (2)$$

Urease activity

The urease activity could be measured by detecting pH change, which is caused by the urease converting urea to ammonia. This method is an indirect test for level of trypsin inhibitor. A properly cooked soybean will give a urease activity of 0.30 rise in ΔpH . The measurement method was followed by the AACC procedure (1944).

Crude protein

Nitrogen content of soybean was estimated by Kjeldahl method (AOAC, 1980) using a nitrogen analyzer (Model VAPODEST12) and crude protein content was calculated by $\%N \times 6.25$.

Protein solubility

Protein solubility indicates the dispersion of proteins in 0.2% KOH solution. The nitrogen in the supernatant is determined by the Kjeldahl method. According to Cheong (1997), protein solubility should be in a normal range between 70 and 85%. If its value is lower than 70%, it means the overcooked soybean, but if it is higher 85%, soybean is insufficiently cooked. Protein solubility was calculated by

$$\text{Protein solubility} = \frac{\text{nitrogen of the supernatant in 0.2\% KOH solution}}{\text{crude protein}} \times 100 \quad (3)$$

RESULTS AND DISCUSSIONS

Effect of Temperatures on Drying Rate

A set of drying curves of soybeans at different inlet air temperatures is given in Figure 2. It is clearly illustrated that moisture content is decreased rapidly at the beginning of drying period and then reduces slowly at the end of drying period. In all cases, drying rates of soybean are increased with inlet air temperature and drying of soybean is in the falling rate period. During this period, moisture movement is controlled by internal diffusion.

Effect of Temperatures on Cracking and Breakage

The cracking and breakage of soybean caused by drying at high temperatures is formed in V-shape. These results are similar to those reported by Overhults et al. (1973) and Soponronnarit et al. (2001).

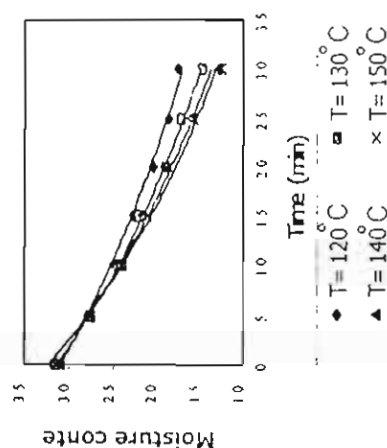


FIGURE 2 Effect of temperatures on reduction of moisture content

The percentages of cracking and breakage shown in Figures 3 and 4, respectively, were obtained by the following conditions: inlet air temperatures of 120-150°C, a deflector height of 138 cm from the entry of air inlet and a fixed air velocity of 20.5 m/s. They reveal that percentages of cracking and breakage depend strongly on the final moisture content and the inlet air temperatures; they increase with decrease of final moisture contents and increase of inlet air temperatures. Such defects are caused by the slow movement of water from the inside to the outside. Hence, soybean becomes brittle at the surface and tends to be cracked. Furthermore, the surface temperature of soybean rapidly increases as drying proceeds.

As illustrated in Figure 4, the percentage of breakage of final product lies in a range of 6-24% higher than an acceptable level (3%). The cause of such result is due to the effect of strong collision of kernels with the deflector, besides the drying effect. The effect of the deflector will be discussed in the next section.

Effects of Air Velocity and Deflector Height on Cracking and Breakage

Figures 5 and 6 show the increased percentages of cracking and breakage at the different air velocities and a deflector height of 142 cm. It is found that the percentages of cracking are insignificantly changed with increase of air velocity, but the percentages of breakage are substantially higher. When compared to

- Gishler, P. E. 1983. The Spouted bed technique-Discovery and Early Studies at N.R.C., *Canadian Journal Chemical Engineering* 61 : 267-268.
- Liener, I. E. 1988. Antinutritional factors in legume seeds: state of the art. In: Huisman, J., van der Poel, A. F. B., and Liener, I.E. (Eds.), *Recent Advances of Research in Antinutritional Factors in Legume Seeds, Pudoc Wageningen, The Netherlands*, pp. 6-11.
- Massarani, G. 1987. *Secagem de produtos agricolas*, Editora UFRJ : Rio de Janeiro, Volume 2.
- Mathur, K. B. and Epstein, N. 1974. *Spouted bed*, New York : Academic Press.
- Overhults, D. G., White, G. M., Hamilton, H. E. and Ross, I. J. 1973. Drying soybean with heated air, *Transaction of American Society of Agricultural Engineers*, 16 : 112-113.
- Passos, M. L., Mujumdar, A. S. and Raghavan, V. G. S. 1987. Spouted beds for drying: Principles and design considerations. in Mujumdar, A.S. (Ed.), *Advances in Drying*. New York : Hemisphere. Vol. 4. pp. 359-397.
- Passos, M. L., Mujumdar, A. S. and Raghavan, V. G. S. 1989. Spouted and spouted-fluidized beds for grain drying. *Drying Technology*, 7 : 663-696.
- Qin, G., ter Elst, E. R., Bosch, M. W. and van der Poel, A. F. B. 1996. Thermal processing of whole soya beans: studies on the inactivation of antinutritional factors and effects on ileal digestibility in piglets, *Animal Feed Science Technology*, 57 : 313-324.
- Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwiwatchai, W. 2001. Fluidized bed drying of soybeans, *Journal stored products Research*, 37 : 133-151.
- Viswanathan, K., Lyall, M. S. and Raychavdhury, B. C. 1986. Spouted bed drying agricultural grains, *Canadian Journal Chemical Engineering*, 64 : 223-231.
- White, C. L., Greene, D. E., Waldroup, P. W. and Stephenson, E.L. 1967. The use of unextracted soybeans for chicks. *Poultry Science*, 46 : 1180-1185.

OSMOSIS-PUFFING AS AN ALTERNATIVE FOR THE FRUIT DEHYDRATION PROCESS

Daniel Saputra

Dept. of Agricultural Technology Faculty of Agriculture
And Agribusiness and Agro-industry Program, Graduate School Sriwijaya
University,

Jln. Padang Selasa No. 524 Palembang 30139, Indonesia

E-mail: saputra@palembang.wasantara.net.id

Keywords: CO₂; electrolyte; freeze drying; sugar; drying; bulk specific volume

ABSTRACT

In the osmosis drying the fruits were soaked in an osmotic media. The process was continued by puffing the product with CO₂ gas and then dried using a fluidized bed dryer which resulted in a product that resembles the volume and shape of a fresh product. The use of electrolyte solution such as KCl and NaCl significantly increase the rate of water loss. The negative effect of KCl and NaCl is suppressed by the taste of the fruit itself or by combining the electrolyte solution with sugar. The product treated with the solution of KCl and NaCl had a lower bulk specific volume of puff product compared to that treated without the use of KCl and NaCl. The higher the concentration of sugar and KCl, the lower the bulk specific volume of puff product.

INTRODUCTION

Dehydration is one of the oldest and most effective ways of preserving food, especially for developing countries. Dehydration not only preserves food by lowering its water activity but it may also kill or prevent the growth of toxic microorganisms. Dehydrated products have an advantage over fresh products because of their increased shelf life, reduced refrigeration cost, and lower transportation cost.

The general drying processes, using solar energy, hot air, and other artificial heat source, do not yield a prime quality product. The quality of hot air dried product, especially flavor, aroma, and nutrition value, is degraded due to a

ADC 2001

High Quality Product through Efficient and Environmental Friendly Drying Technology

*Prasidang / Proceedings of
Persidangan Pengeringan Asia-Oceania ke-2 /
the 2nd Asian-Oceania Drying Conference*
Batu Feringhi, Pulau Pinang, Malaysia, August 20 – 22, 2001

Dianjurkan oleh / Organised by
The Institution of Chemical Engineers Malaysia
The Malaysian Institute of Energy
The Malaysian Institute of Food Technologists
Universiti Kebangsaan Malaysia

Disunting oleh / Edited by
Wan Ramli Wan Daud
Kamaruzzaman Sopian
Siti Masrinda Tasirin
Baharuddin Yatim
Mohd Yusof Othman
Ibni Hajar Rukunudin

THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS
BANGI • 2001

HEAT PUMP DRYER FOR FRUIT USING R22 AND R134a AS WORKING FLUID

U. Teeboonma¹, S. Soponronnarit², J. Tiasuwan²,
W. Tia² and W. Kaewassadom²

¹Ph.D student

²School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksavat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

Keywords: agricultural product; bananas; refrigerant

ABSTRACT

The objective of this work is to study the performance of heat pump dryers using single circuit of R22 refrigerant and double circuits of R134a refrigerant. The theoretical analysis was done by varying evaporating temperatures from 0-20°C and condensing temperatures from 45-60°C. The theoretical results shown that the performance of heat pump in terms of heating effect and COP_h operating on R22 are 8%, and 1%, respectively, relatively higher than that operating on R134a. In the experiments, bananas is dried by using heat pump dryers. In order to control a drying temperature, the dryer of double circuits of refrigerant operates with one circuit when the drying air is higher than a setting temperature. Consequently, heat is rejected at the external condenser and input power of compressor is lower than that of the single circuit of refrigerant.

INTRODUCTION

Traditionally, conventional hot air dryers are used for drying agricultural products. However, conventional hot air drying uses high drying air temperature, which results in low product quality. In previous research, it was found that the quality of agricultural products, dried by heat pump, was better than the quality of those dried by conventional hot air dryers (Rossi et al. 1992). Heat pump drying can use low drying air temperature due to the dehumidification effect at the evaporator. Furthermore, heat pump drying is energy efficient because both

sensible heat and latent heat of air leaving the drying chamber are recovered. Meyer and Greyvenstein (1992) studied economics of using heat pump, electric heater and fuel burner to dry grain. The authors found that a heat pump dryer is more economical system. However, its initial cost is higher than other two systems. Prasertsan and Sean-saby (1998) studied heat pump drying of agricultural products and compared with conventional dryers. They found that the heat pump dryer requires the lowest operating cost but the highest initial cost. Continuous drying of rubber by using heat pump with R12 as a working fluid was studied by Clement et al. (1993). They found that the condition giving maximum specific moisture extraction rate does not correspond to the condition for maximum coefficient of performance of heat pump. The authors suggested to use evaporator bypass air ratio of 60-70% and air mass flow rate of 0.63 kg/s. Acharyaviriyi et al. (2000) developed a mathematical model of heat pump dryer using R22 as a working fluid. The authors suggested that the specific air flow rate of 10.5 kg-dry air/h-kg dry papaya and the evaporator bypass air ratio of 83% is the best condition. Nowadays, it has revealed that the refrigerant that used in heat pump causes of ozone depletion and global warming whereas the people are demanded for the energy conservation. Therefore, the refrigerant R134a is now widely used in a refrigerator.

The purpose of this work is to compare the theoretical performance of heat pump using refrigerant of R134a and R22 and to evaluate the experimental performance of heat pump drying using double circuits of R134a refrigerant and single circuit of R22 refrigerant. In the experimental part, bananas was selected as a testing material. The double circuits of R134a refrigerant was compulsory because the compressor available in the domestic market was small in size. Though, the double circuits heat pump dryer needs higher initial cost, compared to the single circuit, it provides a good potential for minimize energy consumption especially at the stage of low moisture content of drying product.

MATERIALS AND METHODS

The parameters used to study the heat pump system, based on theory, are heating effect, pressure ratio and coefficient of performance of heat pump. In the theoretical analysis, temperature range from 0-20°C at the evaporator and from 45-60°C at the condenser are considered as the operating parameters. In order to simplify the problem, some assumptions are made:

1. The refrigerant at outlet of evaporator and condenser are saturated vapour and saturated liquid, respectively.
2. The compression and the expansion of the refrigerant vapour are an isentropic and an isenthalpic process, respectively.
3. The pressure drop of pipe system is not included.

Figure 1 shows the schematic diagram of the heat pump dryer using single circuit of R22 refrigerant. It comprises of a drying section, 1.3 kW reciprocating compressor, 3.7 kW evaporator, 4.6 kW internal condenser and 2.2 kW external condenser. The evaporator bypass air ratio is fixed at 78%.

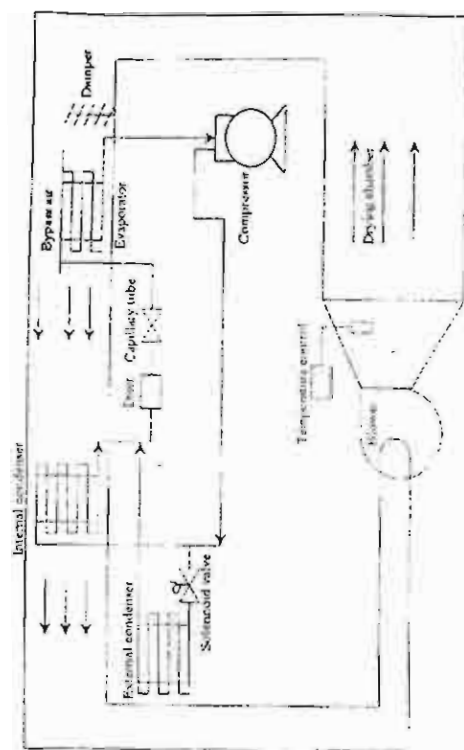


FIGURE 1 The Schematic Diagram of The System Using Single Circuit of R22 Refrigerant.

The schematic diagram of the heat pump dryer using double circuits of R134a refrigerant is presented in Figure 2. Each circuit consists of 0.5 kW reciprocating compressor, 1 kW evaporator and 1.8 kW internal condenser. The external condenser of 1.1 kW is installed in single unit. The evaporator bypass air ratio is fixed at 52%.

The heat pump dryers operate with close air loop. The maximum drying air temperature and the flow rate of air are fixed at 55°C and 0.54 m³/s, respectively, for all experiments. There are mechanisms of each system to control the drying air temperature when it is higher than a setting point. For double circuits of R134a refrigerant, the excess heat is rejected at an external condenser of an active circuit while another circuit is switched off to reduce input energy in terms of the compressor work. In case of single circuit of R22 refrigerant, the solenoid valve is opened to bypass the refrigerant so as to reject excess heat at the external condenser.

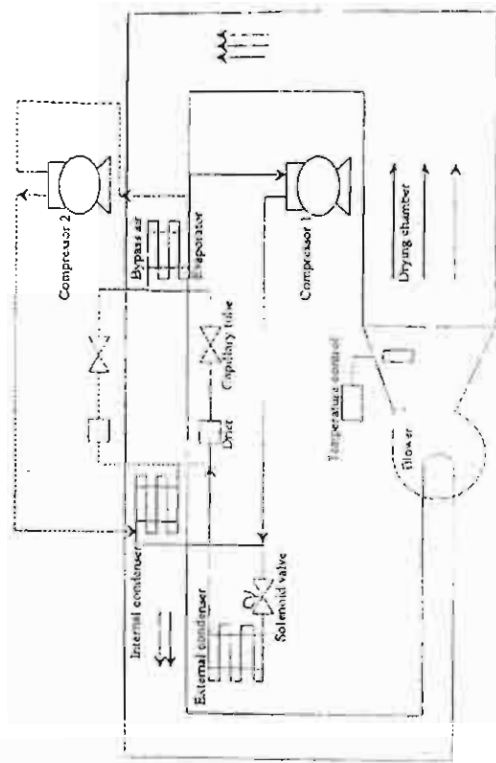


FIGURE 2 The Schematic Diagram of The System Using Double Circuit of R134a Refrigerant.

In the experiments, bananas is selected as a drying product. The moisture content is determined by air oven method at 103°C for 72 hour. The accuracy of a balance was 0.01 gram. The temperatures of the drying air and the refrigerant are measured by type-K thermocouples, connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. Air velocity is also measured using a hot wire anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$. In addition, electric energy consumption is measured by both kilowatt-hour meter and a clamp-on meter with an accuracy of $\pm 0.5\%$. Finally, the refrigerant pressures are monitored using the bourdon gauges.

RESULTS AND DISCUSSIONS

Theoretical Results

The theoretical results are shown in Figures 3, 4 and 5. The heating effect, pressure ratio and coefficient of performance of heat pump are described.

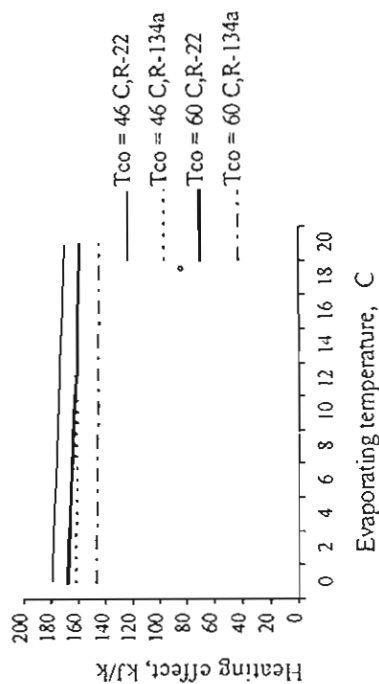


FIGURE 3 The Relationship Between the Heating Effect and the Evaporating Temperature of Working Fluids at Different Condensing Temperature.

Figure 3 shows the relationship between heating effect and evaporating temperature. Base on the same conditions, the heating effect of heat pump using R22 is approximately 8% higher than that using R134a. The decreasing rate of heating effect of heat pump operating on R22 is slightly higher than that of heat pump operating on R134a. However, the heating effect of both heat pumps decreases when the evaporating and/or the condensing temperature increases.

The relationship of pressure ratio and evaporating temperature is shown in Figure 4. The pressure ratio of heat pump using R134a is about 7% higher than that of heat pump using R22. The pressure ratio of both heat pumps decreases when the evaporating temperature increases and/or the condensing temperature decreases.

Figure 5 presents the relationship between the coefficient of performance of heat pump and the evaporating temperature. The COP_h using R22 is slightly higher than that using R134a. The COP_h of both systems decreases when the evaporating temperature decreases and/or the condensing temperature increases.

The heating effect, the pressure ratio and the coefficient of performance of heat pump using R134a are close to those of heat pump using R22 when increasing the evaporating temperature and/or decreasing the condensing temperature.

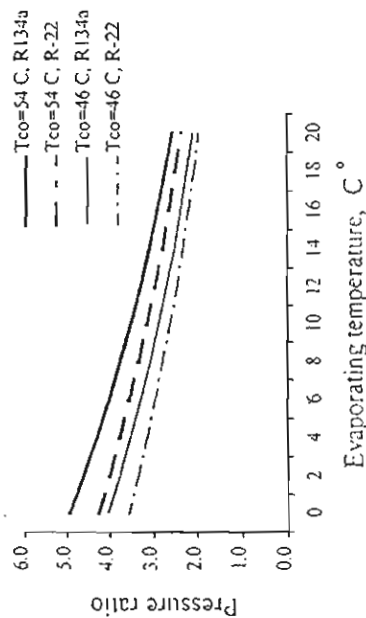


FIGURE 4 The Relationship Between The Pressure Ratio and The Evaporating Temperature of Different Working Fluids at Different Condensing Temperature.

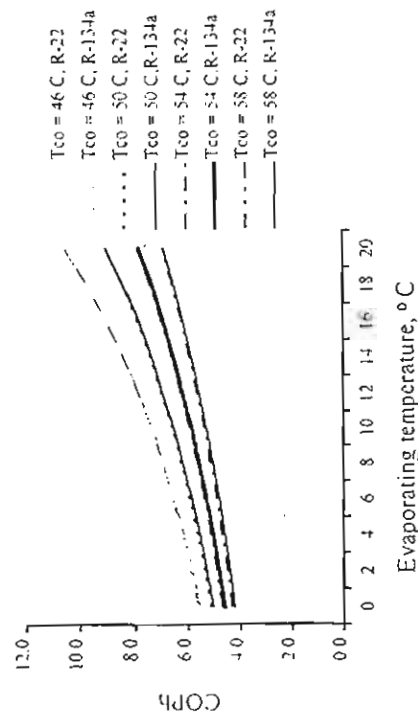


FIGURE 5 The Relationship Between The Coefficient of Performance of Heat Pump and The Evaporating Temperature of Different Working Fluids at Different Condensing Temperature.

Experimental Results

The experimental results are shown in Tables 1 and 2. The temperature gradient along the horizontal direction of the drying chamber decreases with drying time. The variations of air temperature and the air velocity along the vertical direction

of drying chamber are relatively small. Consequently, the average moisture gradient throughout the drying chamber is relatively small too.

The energy is supplied to the system continuously in the forms of work of compressor and blower, providing continuous increment in the drying air temperature of the system. The drying air temperature must be controlled; hence, the excess heat is rejected at the external condenser when the drying air temperature is higher than a setting point. For double circuits of R134a refrigerant, the system switches off one circuit of refrigerant, which is without the external condenser, and rejects the excess heat at the external condenser of the other circuit. As the result of that, half of compressor work is reduced.

TABLE 1 The Experimental Results of Bananas Heat Pump Drying Using Double Circuits of R134a Refrigerant.

Description	Bananas		
	1 st	2 nd	3 rd
Average moisture before drying, % d.b.	251	95	49
Average moisture after drying, % d.b.	92.5	47.0	28.7
Initial weight, kg	72.7	40.2	30.6
Final weight, kg	40.00	30.50	26.20
Moisture removed, kg	32.7	9.70	4.40
Average drying temperature, °C	52	54	54
Average compressor work, kW	1.16	0.92	0.70
Average power consumption, kW	1.80	1.55	1.25
Energy consumption, kWh	27.07	21.77	16.25
Drying time, h	15	14	13
Drying rate _{avg} , kg water evap. / h	2.18	0.69	0.34
SMER _{avg} , kg water evap. / kWh	1.21	0.45	0.27
SEC _{avg} , MJ / kg water evap.	2.98	8.08	13.30
Average condensing temperature, °C	56	57	57
Average evaporating temperature, °C	20	21	20
Average pressure ratio (theory)	2.67	2.65	2.74
Average pressure ratio (experiment)	3.1	3.4	3.7
Average COPh (theory)	6.7	6.6	6.0
Average COPh (experiment)	4.3	4.1	4.1

In case of single circuit of R22 refrigerant, the excess heat is rejected at the external condenser while the input power of compressor is not reduced. Thus, the quantity of waste heat of a dryer using single circuit is higher than that of a dryer using double circuits of refrigerant.

The testing results of the system using double circuits of R134a refrigerant shown that the first stage of bananas drying has the highest energy consumption whereas the third stage of bananas drying has the lowest energy consumption. The reduction of energy consumption can be explained by the fact that the initial moisture content of bananas at the first stage is high, thus the system switches on both compressors all the time. The moisture content of bananas at third stage is the lowest, therefore the drying air temperature is increased to the setting point more rapidly than the other stages. Consequently, the system operates single unit at this stage and less energy is needed. Although, the drying time of each stage is slightly varied, the energy consumption is significantly reduced. The testing results of the system using single circuit of R22 refrigerant shown that the input power of compressor is constant throughout the drying time; hence the energy consumption of the system is not reduced.

TABLE 2 The Experimental Results of Bananas Heat Pump Drying Using Single Circuit of R22 Refrigerant.

Description	Bananas	
	1 st	2 nd
Average moisture before drying, % d.b.	287.0	186.0
Average moisture after drying, % d.b.	133.0	57.8
Initial weight, kg	98.2	59.5
Final weight, kg	59.30	39.25
Moisture removed, kg	38.90	20.25
Average drying temperature, °C	52	55
Average compressor work, kW	1.39	1.42
Average power consumption, kW	1.96	1.97
Energy consumption, kWh	39.1	69.0
Drying time, h	20	35
Drying rate _{avg} , kg water evap. / h	1.95	0.58
SMER _{avg} , kg water evap. / kWh	0.99	0.29
SEC _{avg} , MJ / kg water evap.	3.62	12.3
Average condensing temperature, °C	56	57
Average evaporating temperature, °C	19	16
Average pressure ratio (theory)	3.22	3.50
Average pressure ratio (experiment)	3.73	4.36
Average COPh (theory)	6.1	5.6
Average COPh (experiment)	4.5	4.3

For both systems (See comparative figures of average power consumption in Tables 1 and 2), the specific moisture extraction rate decreases whereas the specific energy consumption increases at next stages. This is due to the decrease

of moisture content of bananas with time. Therefore, the quantity of moisture removed at the next stages is less than the previous stages whereas the input power is not reduced.

It should be noted that the effect of pressure drop is not included in the theoretical analysis, thereby, the experimental pressure ratio is higher than the theoretical pressure ratio. Consequently, the experimental coefficient of performance of heat pump is lower than that obtained by theoretical analysis.

CONCLUSION

The theoretical results show that the heating effect and coefficient of performance of heat pump of system operating on R22 are 8% and 1%, respectively, relatively higher than that operating on R134a. The pressure ratio of system using R134a is 7% higher than that using R22. The performance of heat pump dryers using single circuit of R22 refrigerant and double circuits of R134a refrigerant are investigated. For the heat pump dryer using double circuits of refrigerant, the energy consumption of the heat pump dryer can be reduced by switching off one circuit of refrigerant when a setting temperature is reached.

ACKNOWLEDGMENT

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

REFERENCES

- Acharyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Mathematical model development and simulation of heat pump fruit dryer, *Drying Technology*, 18, (1&2): 479-491.
- Clement, S., Jia, X. and Jolly, P. 1993. Experimental verification of a heat pump assisted continuous dryer simulation model, *International Journal of Energy Research*, 17: 19-28.
- Meyer, J.P. and Greyvenstein, G.P. 1992. The drying of grain with heat pump in South Africa: A techno-economic analysis, *International Journal of Energy Research*, 14: 397-406.

- Prasertsan, S. and Saen-Saby, P. 1998. Heat pump drying of agricultural materials, *International Journal of Energy Research*, 12: 235-250.
- Rossi, S.J., Neves, L.C. and Kieckbusch, T.G. 1992. Thermodynamic and energetic evaluation of a heat pump applied to the drying of vegetable, A.S. Mujumdar (Ed), *Drying '92*, Amsterdam: Elsevier Science Publishers, pp. 1475-1484

ADC 2001

High Quality Product through Efficient and Environmental Friendly Drying Technology

*Prasidang / Proceedings of
Persidangan Pengerangan Asia-Oceania ke-2 /
the 2nd Asian-Oceania Drying Conference*
Batu Feringhi, Pulau Pinang, Malaysia, August 20 – 22, 2001

Dianjurkan oleh / Organised by
The Institution of Chemical Engineers Malaysia
The Malaysian Institute of Energy
The Malaysian Institute of Food Technologists
Universiti Kebangsaan Malaysia

Disunting oleh / Edited by
Wan Ramli Wan Daud
Kamaruzzaman Sopian
Siti Masrinda Tasirin
Baharuddin Yatim
Mohd Yusof Othman
Ibni Hajar Rukunudin

THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS
BANGI • 2001

New Technology for Transport of Fruits and Vegetables

Steve Brvant

Global Director Product Marketing Thermo King Container Corporation 314 West 90th Street, Mail Stop 14 Minneapolis, MN 55420-3693, USA

Keywords: fresh produce, optimum transport temperature, humidity, respiration gas control, airflow, Advanced Fresh Air Management, Variable Frequency Drive

Abstract

The number one factor in preserving fresh fruits and vegetables post harvest is temperature. Both the time taken to get the products to their optimum transport temperature, and the maintenance of that temperature throughout the load and over the transit time to market. Secondary factors are humidity and respiration gas control during the time in transit.

New technologies are in place that monitor, maintain and record levels of CO₂ and O₂ created by the natural process of respiration on harvested products. These technologies also impact the issue of humidity control in a positive manner. The result of these technologies is to provide quicker product temperature pull-down, protection of products from respiration gas damage, and maintenance of beneficial levels of respiration gases during transit to market.

Thermo King Corporation has developed these new technologies as options to the existing line of container refrigeration equipment. The first patented option is called AFAM +, which stands for ADVANCED FRESH AIR MANAGEMENT. This system utilizes a motorized fresh air exchange system, CO₂ and O₂ sensors to control the respiration gases produced naturally by produce in transit. This system can maintain gas levels as desired by making fresh air exchange dynamic, changing as required to provide a safe and beneficial gas level. When the fresh air exchange is not initiated until required by gas levels, quicker product pull-down is achieved, and fewer defrosts are required, providing a humidity enriched environment where required.

The second option patented by Thermo King is VFD, or VARIABLE FREQUENCY DRIVE. This option modulates the speed, therefore airflow, of the evaporator fans in the refrigeration equipment based on product requirements. When the product is in the pull-down stage, the fans operate at 60 hz, even when the base power supply is 50 hz. As the product reaches appropriate transport temperature, the fans slow down, lowering fan speed accordingly. This process provides less transpiration of water from the product, and provides a naturally produced, high humidity environment as required. These two new options provide excellent opportunity for enhanced product out-turns of fresh fruits and vegetables.

Recent Research and Development Work on Paddy Drying in South-East Asia

Somchart Soponronnarit¹ and Somkiat Prachavawarakorn²

¹ School of Energy and Materials

² Faculty of Engineering

King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangmod, Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

Keywords: paddy drying, fluidised-bed dryer, in-store dryer, rice husk furnace

Abstract

For more than a decade, research on paddy drying has been conducted in ASEAN countries especially Thailand, Vietnam and the Philippines, in collaboration with the Australian Center for International Agricultural Research. Recently, the Japan International Research Center for Agricultural Sciences has been co-operating with Thailand to conduct research for reducing post-harvest losses of paddy. Most of the work done and being done concentrates on rapid drying by using fluidisation and spouted bed techniques, as well as slow drying in storage or in-store drying. In addition, a lot of effort has been directed to the development of a rice husk furnace, especially that incorporating the cyclone concept.

The fluidised-bed paddy dryer was commercialized in 1995 and has been sold to several countries, including Thailand, Malaysia, Indonesia, the Philippines, Taiwan, Myanmar, Laos, Spain, Guyana etc. More than 100 units have been sold so far. The cyclonic rice husk furnace was also been commercialised in 1998 and almost 100 units have been sold in several countries. The practice of in-store drying of paddy has been accepted in rice-mills in Thailand, though it is not very popular due to the requirement for long-term storage. Some rice-mills use the technique for aeration of bulk stored paddy in order to replace grain-turning, which has been practiced since very long time.

It has been suggested that high moisture paddy should be dried quickly to approximately 23% moisture content (dry basis¹) and then subjected to slow drying with ambient air during storage (Soponronnarit *et al.*, 1994; Driscoll and Szrednicki, 1991). Following two-stage drying, cost and product quality appear to be optimised. In this paper, fast drying using techniques of fluidised bed and spouted bed, slow drying in storage using ambient or near-ambient air and the rice husk furnace, which has become increasingly popular, are discussed.

Fluidised Bed Paddy Drying

Fluidised bed paddy drying is an alternative to conventional hot air drying. Its advantages are: (1) uniform product moisture content, and thus high drying air temperature can be employed but with

less over-dried grain; (2) high drying capacity due to better heat and mass transfer; (3) a much smaller drying chamber and thus a significantly lower initial 'cost'; and (4) significant spin-off in terms of increasing head rice yield and potential for producing aging rice.

History

Suherland and Ghaly (1992) were probably the first research group to investigate the feasibility of using fluidisation technique for paddy drying. Experimental results showed that head yield was 58-61% when paddy was dried from 28.2 to 20.5% but was 15-24% when the final moisture content was 19%. Tumambing and Driscoll (1993)² found that drying rate was affected by drying air temperature and bed thickness under experimental conditions as follows: drying air temperature of 40-100°C; bed thickness of 5-20 cm and air velocity of 1.5-2.5 m/s. They also developed a mathematical model for continuous fluidised bed paddy dryer.

¹ Unless otherwise stated, the moisture contents (m.c.) quoted in this paper are dry basis.

Soponronnarit and Prachayawarakom (1994) reviewed research and development work on fluidised bed drying of grain, and conducted both experimental and simulation studies on batch fluidised bed paddy drying. Soponronnarit *et al.* (1996a) described the development of a cross-flow fluidised bed paddy dryer with a capacity of 200 kg/hour. Experimental results showed that final moisture content of paddy should not be lower than 23% if quality in terms of both whiteness and head yield were to be maintained. Drying air temperature was 115°C. Simulation results indicated that the appropriate operating parameters should be as follows: air speed, 2.3 m/s; bed thickness, 10 cm; and fraction of air recycled of 0.8. With these conditions, energy consumption was close to the minimum, while drying capacity was near maximal. In this study, moisture of paddy was reduced from 30 to 24%. Following the success of the development of the cross-flow fluidised bed paddy dryer, Rice Engineering Supply Co. Ltd., a private company in Thailand, showed interest in collaborating in the development of a prototype with a capacity of approximately 1 t/hour (Soponronnarit *et al.*, 1995a). The prototype is similar to the later-developed commercial unit shown in Figure 1. It comprises a drying section, a 7.5 kW backward curved blade centrifugal

fan, a diesel fuel-oil burner, and a cyclone. The bed length, width and height of the drying section are 1.7, 0.3 and 1.2 m, respectively. Depth of the paddy bed is controlled by a weir. Paddy is fed in and out by rotary feeders. In operation, hot air (temperature controlled by thermostat) is blown into the drying section through a perforated steel sheet floor. The air and grain flows are perpendicular to each other. A small portion of the air leaving the drying chamber is vented to the atmosphere, while the remainder, after cleaning in a cyclone, is recycled to the dryer, mixed with ambient air and reheated to the desired temperature. Feed rate of paddy can be varied from less than 1 t/hour to more than 1.5 t/hour. Experimental results showed that the unit operated efficiently and yielded high product quality, in terms of head yield and whiteness. In reducing the moisture content from 45 to 24%, using air temperature of 100–120°C, fraction of air recycled of 0.66, specific airflow rate of 0.05 kg/s/kg dry matter, superficial air velocity of 3.2 m/s, and bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg of water evaporated. Of this, 0.35 was primary energy from electricity (electrical energy multiplied by 2.6) and 1.79 was primary energy in terms of heat energy.

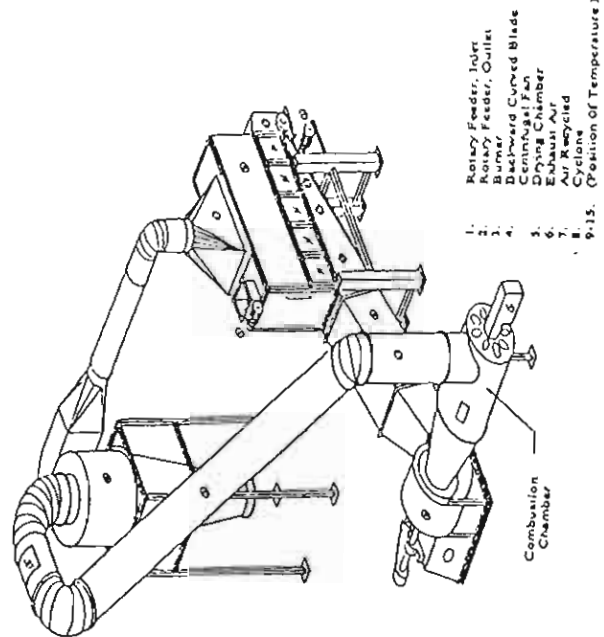


Fig. 1 Commercial fluidised bed paddy dryer

As a result of the success of the prototype, commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 5, 10 and 20 t/hour as shown in Figure 1 are now available. More than 100 units have been sold since the beginning of 1995. The fluidised bed dryer is composed of a drying chamber, a backward curved blade centrifugal fan, a burner using diesel oil or fuel oil for heating air, and a cyclone. A commercial cyclonic rice husk furnace is now available. More than 80 units have been sold since the beginning of 1998.

Minimum fluidised bed velocity

From the experimental results reported by Soponronnarit and Prachayawarakom (1994), the minimum fluidised bed velocity for paddy is approximately 1.6 m/s and increases with moisture content. The relationship between pressure drop across the paddy bed and bed velocity is presented in Figure 2.

For maize, the minimum fluidised bed velocity increases with moisture content. It varies from 1.5 to 1.8 m/s as reported by Soponronnarit *et al.* (1997a). For soybean, Soponronnarit *et al.* (2000a) reported that the minimum fluidised bed velocity is 1.9 m/s and varies slightly and inversely with moisture content.

Experimental results from commercial fluidised bed grain dryers

Experimental results from commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 2.5–5 t/h and 5–

10 t/h are summarized in Table 1 (Soponronnarit *et al.*, 1996b). Paddy qualities, in terms of head yield and whiteness, are all acceptable when compared to paddy dried by ambient air (reference) which is expected to obtain highest quality. Energy consumption is relatively low, compared to conventional hot air dryers, except with low inlet paddy moisture content. It is generally recommended to dry paddy from high moisture level to a moisture content of approximately 23% in order to maintain paddy quality. However, it is possible to dry paddy to a lower moisture level if a tempering process is used after the fluidised bed drying. In addition, head yield can be greater than with ambient air drying if proper drying conditions are provided. The effects of both tempering and drying on paddy quality will be presented in the next section.

Effects of drying, tempering and ambient air ventilation on moisture reduction and quality of paddy

Soponronnarit *et al.* (1999) investigated the management of moist paddy by three consecutive processes, i.e., fluidised bed drying, tempering and ambient air ventilation. Experimental results showed that, after the three processes, moisture content is reduced from 33% to 16.5% within 53 minutes. During the first process, a fluidised bed dryer, with inlet air temperature of 150°C, reduced the moisture content of paddy down to 19.5% within 3 minutes. The paddy was then tempered for 30 minutes. Finally, it was cooled by ambient air, at

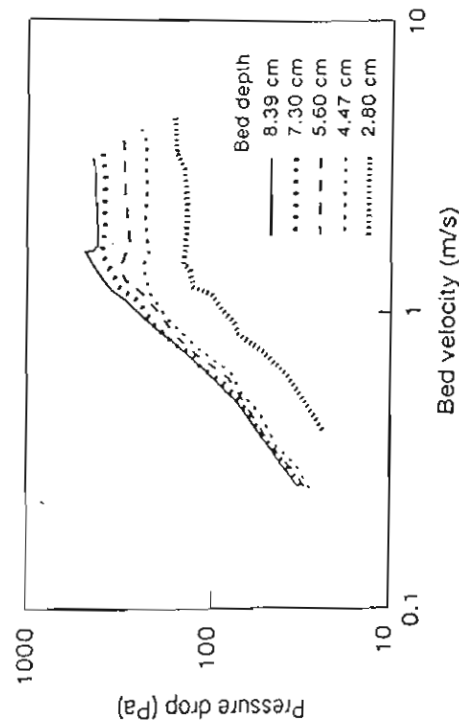


Fig. 2 Relationship between bed pressure drop and bed velocity at different bed depths in fluidised bed paddy dryer

Table 1 Performance test results of commercial fluidised bed paddy dryers

Testing results	Test no.				
	1	2	3	4	5
Drying air temperature (°C)	115.0	116.0	120.0	130.0	150.0
Drying air recycled (%)	69.0	69.0	69.0	69.0	53.0
Inlet moisture content of paddy (% dry basis)	22.0	26.0	28.7	30.6	27.0
Outlet moisture content of paddy (% dry basis)	20.1	22.5	22.5	23.0	21.0
Outlet paddy temperature (°C)	54.0	52.0	54.0	57.0	63.0
Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	0.83	0.43	0.26	0.21	0.15
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	7.80	3.13	2.57	2.21	3.90
Head rice yield (%)					
- dried in fluidised bed dryer	53.2	54.3	53.9	57.0	48.1
- dried by ambient air (reference)	57.4	57.2	53.9	57.0	56.2
Rice whiteness					
- dried in fluidised bed dryer	40.3	40.7	40.0	43.7	36.8
- dried by ambient air (reference)	44.4	44.2	40.1	43.8	42.6
Testing hours	5.0	35.0	46.0	51.0	29.0
Drying capacity (tons/h)	9.5 ^a	9.5 ^a	9.5 ^a	9.5 ^a	4.8 ^a
Remarks. a = Dryer with capacity of 2.5 – 5.0 tons/h b = Dryer with capacity of 5.0 – 10.0 tons/h					

30°C and 55–60% RH, at a speed of 0.15 m/s for 20 minutes. Quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness is acceptable.

Spin-off from fluidised bed paddy drying

Soponronnarit *et al.* (1998) conducted paddy drying using fluidisation technique and paddy tempering following drying in a laboratory and found a significant spin-off. Head yield increased to more than 50% when paddy is dried by fluidisation technique with inlet drying air temperature of 140–150°C and initial moisture content of paddy of 29.9–44.9%. As initial moisture content increases, head rice yield increases. Final moisture contents of paddy that can increase head yield to a maximum value are in a range of 23.4–28.2%. It is believed that gelatinization, especially at the surface of rice kernel, is the main factor for increasing head yield. Tempering of paddy after drying can maintain head yield. Rice whiteness of dried paddy is mostly acceptable, provided that the tempering temperature is not higher than 60°C. For consumer acceptance, tested rice without tempering is not significantly different from that dried by ambient air,

while tested rice with tempering, after being cooked, has higher head and lower whiteness. However, this may be solved by reducing tempering time down to 30 minutes. This issue requires further research.

For other grains, the fluidised bed dryer has a great potential for commercialization. More than ten units have been used in parboiled rice, maize and animal feed (for eliminating trypsin inhibitor) industries. Experimental results obtained from commercial fluidised bed dryers showed good performance and good product quality with a significant spin-off that urease activity in soybean kernel could be reduced to an acceptable level required by animal feed industry.

Spouted Bed Dryer

The spouted bed technique is an alternative to fluidisation, for drying grains that are too coarse and non-uniform in size. The conventional spouted bed shown in Figure 3a has a conical-cylindrical shape (Mathur and Epstein, 1974). Drying air, with a sufficiently high velocity, is introduced through a centrally located small opening at the conical base,

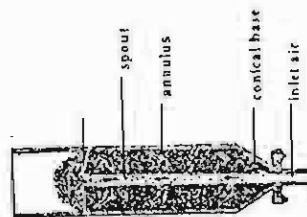
causing grains to rise rapidly through a hollow central core, called the spout zone, within the vessel. These grains, after rising a certain height above the bed surface, separate from the air stream and drop into the annulus region. In this region, grains move slowly downward. Some portions of these grains may be re-entrained into the spout region before reaching the bottom, where the mixing of particles is very vigorous. The cyclic and spout patterns are a very important characteristic of the spouted bed. However, the conventional spouted bed dryers have not been available for industrial applications due to the problems of scaling-up and control of cyclic pattern. To overcome such limitations, a modification has been made by inserting draft plates between the annulus and spout regions. The modified spouted bed dryer is shown in Figure 3b showing that the cyclic movement for grains is improved, comparing to Figure 3a, while the spout characteristic is still maintained (Madhyanon *et al.*, 2001; Hung-Nguyen *et al.*, 2001). The spout and annulus regions that separate definitely by draft plates provide the advantage for drying the heat-sensitive particulate solids in particular paddy, corn and soybean etc.

but the drying capacity is lower under the same drying conditions. The slow drying rate in the annulus region may reduce the stress inside the grains, thus obtaining the better quality of grains. Madhyanon *et al.* (2001) conducted the paddy drying experiments in a spouted bed dryer with draft plates. The results are summarised in Table 2.

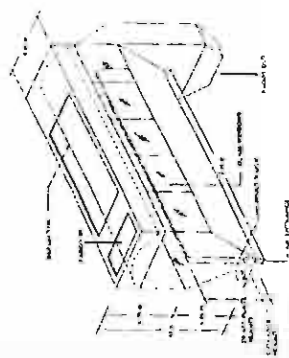
Thermal energy consumption, in the range of 3.1–3.8 MJ/kg water evaporated at an approximate drying capacity of 3000 kg/h, is comparable to the commercial dryer shown in Table 1. Head rice yield after drying in the spouted bed dryer is reduced approximately 1% compared to the sample before drying whilst the reduction in head rice yield from the fluidised bed is higher. In addition to higher head rice yield, the rice whiteness is also better. In spite of superior quality of paddy, the spouted bed dryer has not been fully commercialised. This may be because of the relatively low drying rate for this dryer.

In-Store Drying

In-store drying, also known as fixed bed grain



a) Conventional spouted bed (Mathur and Epstein, 1974)



b) Draft plate spouted bed (Madhyanon *et al.*, 2001)

Fig. 3. Schematic diagram of spouted bed dryers

For the draft plate spouted bed, drying mostly takes place in the spout region since grains are exposed to high air velocity and high temperature whilst drying in the annulus, where the grains and the air move in the opposite direction, is rare because of low air velocity (Hung-Nguyen *et al.*, 1998). Water evaporation occurring in this dryer results in a higher thermal efficiency compared to the fluidised bed.

drying, can be suitably applied for the relatively low initial moisture contents of grains, 22–25% dry basis (Soponronnarit *et al.*, 1995b). This technique offers the superior grain quality and effective heat utilisation. Figure 4 shows an in-store drying system comprising a bin, heater unit and ventilation

although despite a large number of investigations. A summary of previous work would suggest that yellowing of paddy is due to metabolic activities of microbes and non-enzymatic browning or the Millard reaction (Quico, 1982; Indudhara Swamy *et al.*, 1971; Yap *et al.*, 1988). Whatever the cause, moisture content and temperature are important factors contributing to the degree of yellowness. Yellowing of rice produced inside the kernels is not uniform, degree of yellowness decreasing from the surface to the inner layers (Yap *et al.*, 1988).

Recently quantitative studies of the influences of water activity, temperature and storage atmosphere on yellowing of paddy have been carried out. Some workers (Gras *et al.*, 1989; Bason *et al.*, 1990) reported that water activity and temperature strongly affected the degree of yellowness whilst O_2 was less significant. The yellowing kinetic formulated by Gras *et al.* (1989) was described by the following power law model: $k = \alpha \cdot e^{\beta/T} \cdot (a_w)^{\gamma} \cdot (O_2)^{\delta}$, where k is rate of yellowing (Hunter b unit/day), T is absolute temperature (K), a_w is water activity, O_2 is oxygen content (mol/m³) and α , β , γ and δ are constants. By contrast, Soponronnari *et al.* (1998) found yellowing rate followed with a zero order kinetic model, $\ln k = \alpha - \delta a_w - e/T + (\gamma a_w)^T$ where δ , e , α and γ are constants.

Rice Husk Furnace

Singh *et al.* (1980) designed and tested a cyclonic rice husk furnace for drying one tonne of paddy with initial moisture content of 3.5% down to 14% dry basis. Efficiencies of the furnace were different at various rice husk feed rates and air flow rates. Highest efficiency was 80% with a rice husk feed rate of 20 kg/h and air flow rate of 168 m³/h. Tumambing (1984) investigated the performance of the cyclonic rice husk furnace of Padior for paddy drying and found that combustion efficiency was 98%. Xuan *et al.* (1995) designed and tested two types of rice husk furnace. The first one was a furnace with inclined grate and cylindrical combustion chamber. The upper part of the furnace was a heat exchanger. Inlet air entered the lower part of an inclined grate on which rice husk with a feed rate of 20–25 kg/h was burnt. Furnace efficiency was 70%. The second type was a pneumatic-fed cyclonic furnace. It consisted of combustion chamber and rice husk feed system. Rice husk was fed into the combustion chamber with primary air and burnt. Then it fell down to the lower part of the chamber. Secondary air entered at the upper part of the combustion chamber in a tangential direction, in order to eliminate dust from flue gas. Rice husk consumption and furnace efficiency were 10–12 kg/h and 75%,

Table 2 Summary of paddy drying experiments in the industrial-scale spouted bed dryer (Madhyanon *et al.*, 2001)

Description	Test No.									
	8 ^a	9 ^a	10 ^a	11 ^a	12 ^a	13 ^a	14 ^a	15 ^a	16 ^a	17 ^a
Feed rate (kg/h)	2470	2440	1990	2370	2400	3160	3280	3550		
Hold-up (kg)	60	360	340	240	210	335	290	310		
Residence time (min)	1.5	8.9	10.2	6.0	5.3	6.4	5.3	5.2		
Average inlet air temp. (°C)	154	149	141	152	159	154	156	160		
Exit grain temp. (°C)	68	71	66	71	68	67	67	68		
Average moisture content										
BFD (% dry basis)	26.1	21.7	28.5	22.1	25.0	29.4	28.2	22.8		
AFD (% dry basis)	22.7	17.5	23.6	17.1	19.7	25.0	23.3	19.0		
Head rice yield										
BFD (%)	56.1	45.9	53.3	49.0	49.6	50.1	54.3	41.2		
AFD (%)	58.9	45.7	54.2	47.4	48.4	52.4	55.0	40.8		
Whiteness										
BFD	41.9	45.7	44.2	47.6	47.6	47.8	46.4	46.7		
AFD	41.6	45.4	45.0	46.8	46.7	47.5	46.3	45.9		
Drying rate (kg water/h)	68	87	79	101	106	111	130	101		
Energy consumption										
(MJ/kg water evaporated)										
Heat	6.5	7.0	N/A	4.4	5.2	3.5	3.8	3.1		
Electricity	0.60	0.60	0.60	0.50	0.50	0.46	0.40	0.46		

AFD after drying; BFD, before drying; N/A, not available; temp., temperature.

^a Draft channel blade angle 85°; entrance height, 10 cm.

^b Draft channel blade angle 89°; entrance height, 10 cm.

^c Draft channel blade angle 89°; entrance height, 12.5 cm.

^d Draft channel blade angle 89°; entrance height, 15 cm.

respectively. Past research showed that there were several designs of rice husk furnace, i.e. vortex or inclined grate types and direct use of flue gas or indirect use of thermal energy from combustion via heat exchanger. However, acceptance of the furnace was still limited to experimental sites.

Soponronnari *et al.* (2000) developed a commercial-scale prototype of cyclonic rice husk furnace for a commercial fluidised bed paddy dryer with a capacity of 10 tons/h, as shown in Figure 5. The furnace consisted of a combustion chamber, feeding systems of air and rice husk, a control system and a suction blower. The combustion chamber was made of steel in cylindrical shape with inner and outer diameters of 1.37 and 1.76 m, respectively, and height of 2.75 m. Materials inside the combustion chamber, at the lower part from inner layer to outer layer, were the following: fire brick, steel, glass fiber and covering steel. There was a grate with diameter of 1.37 m, thickness of 9.5 mm (583 holes/m², hole diameter = 0.0127 m) and ash paddle with cross-section 50 x 50 mm and length

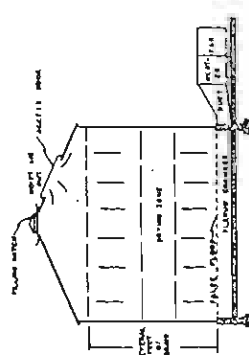


Fig. 4 In-store drying system (Brooker *et al.*, 1992)

The drying zone starts at the bottom and then moves upwards. A low airflow rate is often used in order to avoid a large pressure drop in the bed. For drying paddy with an initial moisture content between 20% and 22% dry basis under the hot and humid weather, the ambient airflow rate should be in the range between 0.5 and 1.0 m³/min-m² of paddy and the relative humidity should not be higher than 75% (Soponronnari *et al.*, 1995b). The air may need to be slightly heated when severe air conditions are encountered. This ensures that already dried paddy will not adsorb water vapour from the humid air. If the paddy adsorbs water, it may reduce grain strength (Kunze, 1995). In addition, high inlet humidity may cause moisture migration within the grain bulk. This may also occur naturally during the long-term storage, caused by gradient of temperatures. Proper ventilation can prevent this.

Soponronnari *et al.* (1997b) studied the field trial of in-store drying and storage using ambient temperature and an airflow rate of 0.57 m³/min-m² of paddy. During the 19-week storage, air ventilation was done twice a week, for at least 2 or 3 hours each time. Moisture migration was not found and paddy quality, in terms of whiteness and head rice yield obtained, did not change.

Another quality index of commercial interest, besides head rice yield, is rice yellowing. Rice yellowing is a serious problem in the tropics. Trashing and drying delays may cause yellowing (Mendoza and Rigor, 1982). Yellow kernels were found in paddy having a moisture content of greater than 25% dry basis, corresponding to a water activity of 0.96. Such conditions would promote rapid micro-organism growth when grains were then heated up to temperatures between 45 and 60°C. Phillips *et al.* (1989) noticed that kernels at the central area of paddy bulk, where high temperature exists, had an intense yellow within 2–3 days, whereas grain at the bulk surface showed fewer yellow kernels. The mechanism of yellowing is not fully understood,

the bottom of the combustion chamber under the grate. The air suction system consisted of a 15 kW blower, a duct with diameter of 0.254 m and a valve for regulating the fraction of fresh air into the combustion chamber.

The experimental results showed that, for heights of ash on grate 30, 45, 50 and 60 cm, rice husk feed rates 110-136 kg/h, and excess air 265-350%, the combustion gas temperature was approximately 523-710°C. Thermal efficiency of the furnace system increasing with excess air was approximately 57-73% while carbon conversion efficiency was approximately 89-97%. The height of ash on grate had no effect on the system performance. Financial analysis indicated that the pay-back period of the furnace was 1200 hours, when using in place of the diesel oil burner. Latest information shows that the rice husk furnace was commercialized in 1998 and almost 100 units have been sold in several countries.

Conclusions

The first fluidised bed paddy dryer was commercialized in Thailand in 1995. It is probably the

head rice yield. However, this technique has been used successfully in several rice mills for aeration of bulk stored paddy instead of grain turning.

Acknowledgements

Thanks are due to the Thailand Research Fund, the Australian Centre for International Agricultural Research and the Japan International Research Center on Agricultural Sciences for financial support to the Research Group on Drying Technology, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.

References

- Bason, M.L., P.W. Gras, H.J. Banks and L.A. Esteves. 1990. A quantitative study of the influence of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of paddy endosperm. *J. Cereal Science*. 9: 77-89.
- Driscoll, R.H. and G.S. Szrednicki. 1991. In: Design for a complete grain drying system under Southeast Asian climates. Proc. the 12th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-harvest Technology. 29-31 Aug 1989. Surabaya, Indonesia.
- Gras, P.W., H.J. Banks, M.L. Bason and L.P. Ariola. 1989. A quantitative study of the influence of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of milled rice. *J. Stored Prod Res.* 9: 77-89.
- Hung-Nguyen, L., R.H. Driscoll and G.S. Szrednicki. 1998. Drying characteristics of high moisture paddy in a novel triangular spouted bed dryer. pp. 1397-1404. In: Proceedings of the 11th Int. Drying Symp. (IDS'98), Thessaloniki, Greece.
- Hung-Nguyen, L., R.H. Driscoll and G.S. Szrednicki. 2001. Drying of high moisture content paddy in a pilot scale triangular spouted bed dryer. *Drying Technology* 19: 375-387.
- Indudhara Swamy, Y.M., S.Z. Ali and K.R. Bhattacharya. 1971. Relationship of moisture and temperature to discoloration of rice during storage. *J. Food Sci Technol.* 8:150-152.
- Kunze, O.R. 1995. Effect of drying on grain quality. In: Proceedings of the International Conference on Grain Drying in Asia, 17-20 Oct 1995. Bangkok.
- Madhyanon, T., S. Soponronnarit and W. Tia. 2001. Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer. *Drying Technology* 19: 207-216.
- Mathur, E.B. and N. Epstein. 1974. *Spouted Beds*. Academic Press, Inc. New York.
- Mendoza, E.E., Jr. and A.C. Rigor. 1982. Grain quality deterioration in on-farm level of operation. pp. 101-107. In: Proceedings of the 5th Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology.
- Phillips, S., R. Mitfa and A. Wallbridge. 1989. Rice yellowing during drying delays. *J. Stored Product Res.* 25: 155-164.
- Quito, R.T. 1982. Studies of fungal infection and healing of paddy, pp. 52-56. In: Proceedings of GASGA Seminar, Paddy Deterioration in the Humid Tropics. 1981. Baguio, Philippines.
- Singh, R., R.C. Maherweri and T.P. Ojha. 1980. Development of husk fired furnace. The British Society for Research in Agricultural Engineering. India. pp. 109-120.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakom. 1994. Optimum strategy for fluidised bed paddy drying. *Drying Technology* 12: 1667-1686.
- Soponronnarit, S., A. Pongornkulpanich and S. Prachayawarakom. 1997a. Drying characteristics of corn in fluidised bed dryer. *Drying Technology* 15: 1603-1615.
- Soponronnarit, S., M. Yapha and S. Prachayawarakom. 1995a. Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization. *Drying Technology* 13: 2207-2216.
- Soponronnarit, S., N. Srisubati and T. Yoovidhya. 1998a. Effect of temperature and relative humidity on yellowing rate of paddy. *J. Stored Product Res.* 34: 323-330.
- Soponronnarit, S., S. Prachayawarakom and O. Sripawatakul. 1998a. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology* 14: 2397-2410.
- Soponronnarit, S., S. Prachayawarakom and M. Wangli. 1996b. Commercial fluidised bed paddy dryer. Vol. A-638-644. In: Proceedings of the 10th International Drying Symposium. 30 July - 2 Aug 1996. Krakow, Poland.
- Soponronnarit, S., P. Wongvirojjanana, A. Nathakaranakule and S. Prachayawarakom. 1994. Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climate. pp. 825-832. In: Proceedings of the 9th International Drying Symposium. 1-4 Aug 1994. Gold Coast, Australia.
- Soponronnarit, S., P. Wongvirojjanana, A. Nathakaranakule and S. Chinsakothanokom. 1995b. Design charts for in-store paddy drying under hot and humid climates. Agri.

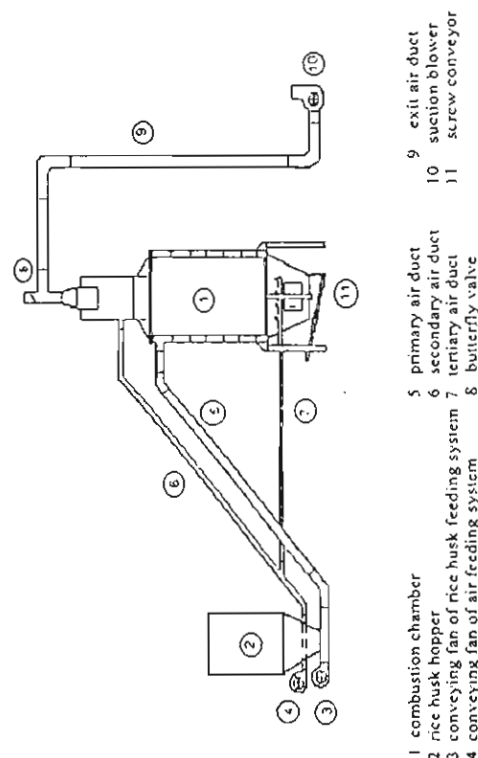


Fig. 5 Schematic diagram of the cyclonic rice husk furnace

Spouted bed paddy drying has been researched in the ASEAN region, especially in Thailand and Vietnam. It could provide an alternative to fluidised bed drying, but the advantages of using spouted bed technique are not very clear. As a result, it has not been commercialised yet. In-store paddy drying has only been used in limited number of rice mills in Thailand, due to the requirement of long term storage, in spite of its low energy consumption and high quality product of

- Soponronnarit, S., S. Wetchacama, T. Swasdisevi and N. Poomsarak. 1999. Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation. *Drying Technology*, 17: 335-344.
- Soponronnarit, S., T. Swasdisevi, S. Wetchacama and W. Wuttivachai. 2000a. Fluidised bed drying of soybeans. *J. Stored Products Research*, 37: 133-151.
- Soponronnarit, S., A. Taweeratanapanish, S. Wetchacama, N. Kongseri, N. and S. Wongpiyachon. 1998b. Spin-off from paddy drying by fluidization technique. *Proceedings of the 7th International Working Conference on Stored-Product Protection*, 14-19 Oct 1998. Beijing, China.
- Soponronnarit, S., P. Amatachaya, S. Prachayarakom, A. Nabakarnakul and S. Inchai. 1997b. Field trial of in-store drying and storage. *Kasetsart J.* 18: 86-100.
- Soponronnarit, S., T. Swasdisevi, S. Wetchacama, A. Shujinda and B. Srisawat. 2000b. Cyclonic rice husk furnace and its application on paddy drying. *International Energy Journal*, 1: 67-75.
- Sutherland, J.W. and T.F. Ghaly. 1992. Rapid fluid bed drying of paddy rice in the humid tropics. *Proceedings of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology*, 4-7 Sep 1990. Brunei Darussalam.
- Tumambang, J.A. 1984. Testing and evaluation of rice hull-fed furnaces for grain drying. pp. 197-214. In: *National Post Harvest Institute for Research and Extension, the Philippines*.
- Tumambang, J.A. and R.H. Driscoll. 1993. Modeling the performance of continuous fluidized bed paddy dryer for rapid pre-drying of paddy. pp. 193-213. In: *Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology*, 5-8 Nov 1991. Manila, Philippines.
- Xuan, N.V., T. Vinh, P.T. Anh and P. Hien. 1995. Development of rice husk furnaces for grain drying. pp. 109-120. In: *Proceedings of the International Conference on Grain Drying in Asia*, 17-20 Oct 1995. Bangkok, Thailand.
- Yap, A.B., B.O. Juliano and C.M. Perez. 1988. Artificial yellowing of rice at 60°C. *Proceedings of 11th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-Harvest Technology*, 23-26 Aug 1988. Kuala Lumpur, Malaysia.

Session 1

Maintaining Quality of Perishable Produce

Quality Management and Market Access

Proceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar
on Postharvest Technology

Lotus Hotel Pang Suan Kaew
Chiang Mai, Thailand

11-14 September 2001

Organized by:

Entomology and Zoology Association of Thailand
Thai Phytopathological Society
Thai Society of Agricultural Engineering
Department of Agriculture, Ministry of Agriculture and Cooperatives

Sponsors:

National Center for Genetic Engineering and Biotechnology, National
Science and Technology Development Agency
Postgraduate Education and Research Project in Postharvest Technology,
Chiang Mai University
LADDA CO., LTD.

Sukprakarn, C., S. Ruay-Aree, G. Sztejnacki, B. Longstaff, B. McGlasson, A. Hocking, J. Van, S. Givver,
A. Wongkobrat and P. Visarathanonh, eds. 2002. Quality management and market access. Pro-
ceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology, Lotus Hotel Pang
Suan Kaew, Chiang Mai, Thailand, 11-14 September 2001. 540 pp.

ISBN 974 436 249 9

Printed in Bangkok, Thailand by Funny Publishing Co. Ltd.

Cover photograph:

- 1 Paddy (Suphanburi 2) (photo : Rice Research Institute, Bangkok, Thailand)
- 2-3 Fruits and vegetables in market, Bangkok (photo : M. Kongchuenin)
- 4 Fluidised bed dryer (photo : S. Soponronnart)

Comparative Experiment on Drying of Brown Rice and Paddy Using Heat Pump and Hot Air Dryers

Somboon Wetachama¹, Somchart Soponronnarit¹,
Somkiat Prachavarakorn¹ and Krit Jiamjiroch²

¹ King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Pracha-utit Rd.,
Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

² Former Graduate Student, School of Energy and Materials, KMUTT

Keywords: brown rice, drying kinetics, paddy, rice quality

Abstract

The objective of the present work is to compare the drying rate and the quality attributes of rice such as whiteness and head rice yield for brown rice and paddy using heat pump and conventional hot air dryers. The experiments have been carried out at temperatures between 42 and 50°C and at a specific airflow rate of 5.6 m³/m² grain-s. The results have shown that the paddy drying has taken 1.3 – 1.5 times longer than the brown rice drying for reducing moisture content from 23.4% wet basis (wb) to 14% wb. Due to the very complex process of moisture diffusion inside the grain kernel, the empirical thin-layer models have been used to describe the moisture removal in brown rice and paddy. The chosen Lewis and Page equations can accurately predict the experimental data. The constants obtained by using a non-linear least-square technique are related to the temperature. The results of the relative head rice yield determination indicate a stronger effect of the temperature on this quality attribute during drying of brown rice than during drying of paddy.

Compared to the hot air dryer, the heat pump dryer provides more powerful capability to reduce the moisture content for the same temperature value of rice whiteness. In contrast, the hot air dryer produces 56–57% higher relative head rice yields.

PADDY is harvested at 18–26% moisture content. Henderson (1958) and Stripe *et al.* (1972) proposed to reduce the energy consumption for drying paddy by hulling high moisture content paddy before drying, leading to directly transferring heat to paddy surface. This can reduce energy used to move moisture through the husk that can act as a barrier against moisture movement. This also can reduce energy to evaporate moisture from moist husk. Based on these concepts, studies by a number of researchers, Henderson (1958) and Stripe *et al.* (1972) studied drying of paddy and brown rice. They found that drying time of brown rice was about 2 times of that of paddy at the same temperature. After drying brown rice would have a radial stress crack. Kunze (1995) described the cause of such cracks as a result of:

- (1) the development of stresses inside the kernel due to the phenomenon of moisture re-absorption
- (2) using unsuitable drying conditions, e.g. drying high efficiency if it was used for paddy with low

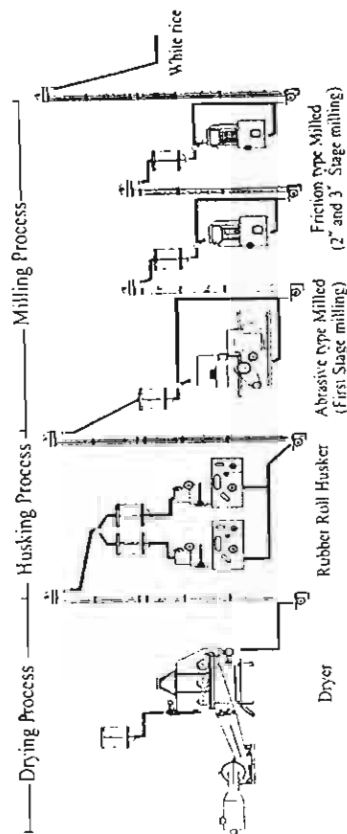


Fig. 1 Typical diagrams of rice processing in Thailand.
(Courtesy Rice Engineering Supply Co., Ltd., 2000)

grain at a too high drying rate, causing stress crack inside the kernel.

Yamashita (1993) studied drying of brown rice using a heat pump. An impeller husker was used in the experiments. The experimental results were consistent with those of Henderson (1958) and Stripe *et al.* (1972) showing that brown rice was dried more rapidly than paddy and consequently the energy consumption was reduced. An impeller husker has been commercialized in Philippine since late 1970s (Camacho *et al.*, 1978). The suitable rotational speed was found to be about 2000–3000 rpm (Shimada *et al.*, 2000).

Since drying brown rice displays excellent drying kinetics with a subsequent reduction in energy consumption, the objective of this study is to investigate the drying kinetics and quality of brown rice and paddy and to make a comparison between a heat pump and conventional hot air dryers.

Materials and Methods

Materials

In the experiments described in this study a heat pump and hot air dryer were used. The heat pump (Figure 2) is of a closed system type with R-22 used as a working fluid. The main components consist of 4.5 kW inlet and outlet condensers, a 3.7 kW evaporator and forward-curved blade centrifugal fan driven with a 0.75 kW motor. A heat exchanger was installed at the front of evaporator. The hot air dryer is shown in Figure 3. The main component consist of a 0.52 m x 0.52 m x 0.5 m drying chamber

with 0.5 m x 0.5 m trays, a forward-curved blade centrifugal fan driven by a 0.75 kW motor. Three electrical heaters (power of 1 kW of each unit) were installed. The first two units were used for drying and the third unit was used as a temperature controller.

Methods

Sample Preparation

Moisture content of the paddy samples (about 24% w.b.) was adjusted by adding a required amount of water. The wet paddy then stored in a cold room at temperature of 4–8°C for 5–7 days with thorough mixing every 12 hours to obtain a uniform moisture distribution within the kernel. Brown rice was prepared by hulling the moist paddy by Olaka FKD-38 type impeller husker, in which the rotational speed of impeller was fixed at 1450 rpm.

Drying Experiment

In this work, the drying kinetics of paddy and brown rice dryings using heat pump and hot air dryer were studied. The details of experimental design of each case are shown in Figure 4. Dryings of paddy and brown rice were conducted under the following conditions: specific inlet airflow rate of 5.6 m³/m² of paddy or brown rice, drying air temperature of 42–50°C, initial moisture content of paddy and brown rice of 30.5 and 28.1% dry basis (db), respectively.

Drying Equation

In this study, the semi-empirical models, i.e. equations of Lewis (1921) and Page (1952) were

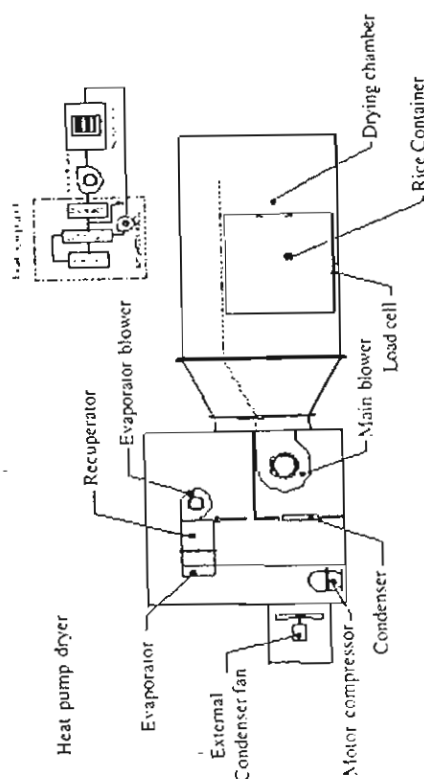


Fig. 2 Heat pump dryer



Fig. 3 Hot air dryer

developed. The relationships of these equations are as follows:

- Lewis equation $MR = \exp(kt)$ (1)
- Where k is drying constant (min^{-1}), which varied with drying temperature.
- k , C , and n are drying coefficients.
- A non-linear technique was used to estimate the numerical value of the drying coefficients. The fitted models were evaluated by minimising the sum of least square error (R^2). Statistica program was used to obtain the suitable value of drying coefficients, to estimate the best fit with experimental data.
- Page's equation $MR = \exp(-kt^n)$ (2)
- Page's equation $MR = \exp(-kt^n)$ (3)

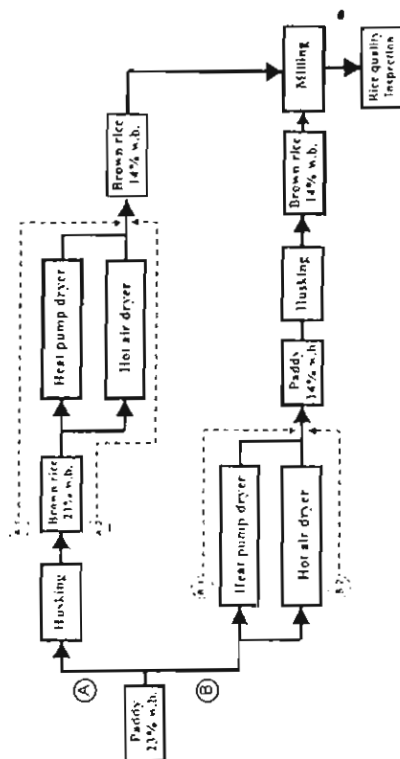


Fig. 4 Flow diagram of the experimental design of paddy and brown rice drying

Rice Quality

After paddy and brown rice were dehulled, dried and milled, quality attributes of rice such as breakage, head rice yield and whiteness were determined. For measurement of the rice whiteness, a Kett-C300 type whiteness meter was used. To study the effects of drying air temperature on head rice yield, the analysis of variance (ANOVA) was used.

Results and Discussion

Drying Kinetics and Drying Equations

The result of curve fitting using least square method shows that Page's equation is more accurate than Lewis' equation. Figure 5 shows that drying of paddy using hot air was slower compared to drying of brown rice, at the same drying temperature. It also illustrates that drying rate increased with drying air temperature. Experimental result of heat pump drying are shown in Figure 6. Similar result to those of hot air drying were obtained. Comparing between drying rate of hot air and heat pump drying, the former yielded slower drying rate for both paddy and brown rice drying, due to higher relative humidity of drying air. It may be concluded that drying time of paddy is 1.3-1.5 times that of brown rice.

Rice Quality

The Effect of Drying Air Temperature on Head Rice Yield

Figure 7 shows the relationship between drying temperature and head rice yields while using heat pump and hot air dryers for paddy and brown rice drying. In case of using the same dryer and drying temperature it was found that head rice yield for paddy was higher than that for brown rice. The analysis of variance (ANOVA) method with the confidence level of 95% showed that paddy drying using hot air dryer and heat pump had no difference in head rice yield. In contrast, brown rice drying using hot air dryer yielded higher head rice yield than when using a heat pump dryer. The difference decreased with the increase of drying air temperature.

Head Rice Yield and Breakage

Figure 8 shows the head rice yield and breakage of brown rice after hulling by impeller hucker (B), drying by hot air dryer (C) and milling (D). It was found that, in the stage B, the breakage and head brown rice were 17.8% and 61%, respectively. After dried brown rice increased to 18.9-24.8%, depending on drying air temperature. Head yield of brown rice was reduced to 60.1-54.2%. In the milling stage (D), the breakage of milled rice was quite high (29.2-31.2%), while head rice yield was quite low (29.2-31.1%). It may be caused by the effect of drying in stage C, which continually affected the rice breakage and head rice yield in the milling stage (D).

Rice Whiteness

It was found that the rice whiteness of all

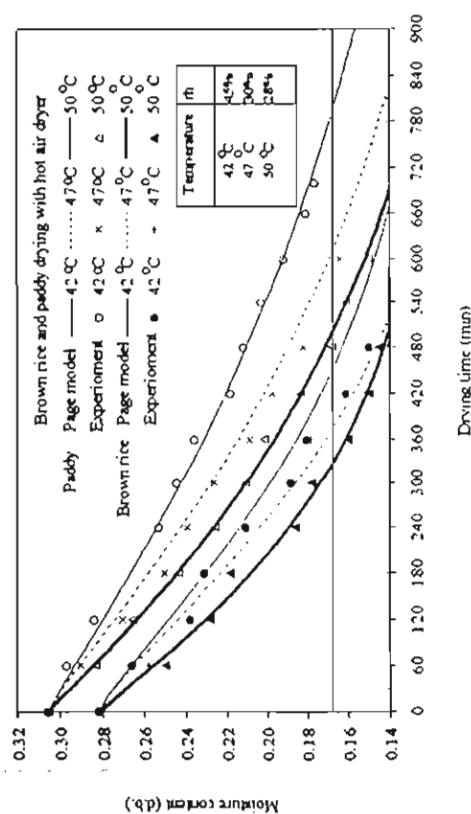


Fig. 5 Comparison between simulated and experimental moisture contents of paddy and brown rice dried by hot air dryer

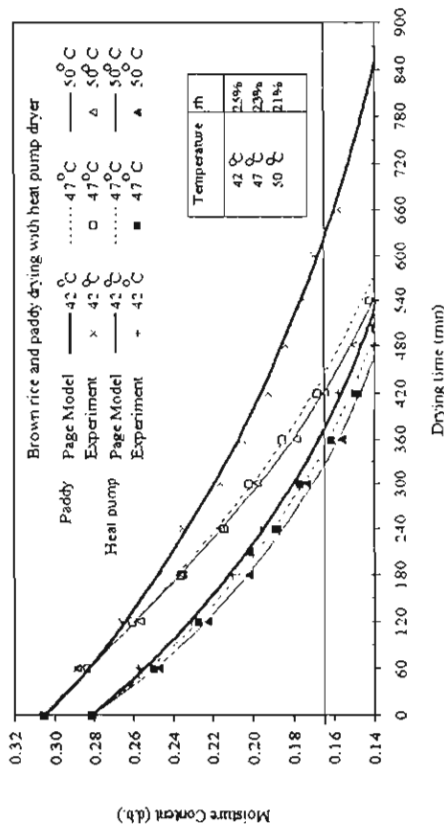


Fig. 6 Comparison between simulated and experimental moisture contents of paddy and brown rice dried by heat pump

samples dried by heat pump and hot air dryers was higher than 43.

Conclusions

From the experimental study on drying of paddy and brown rice using hot air and heat pump dryers, it can be concluded as follows:

Drying Kinetics

1. Drying time for paddy drying is 1.3-1.5 times of that for brown rice drying.
2. Drying rate of paddy and brown rice using heat pump is higher than that of hot air dryer. It was due to lower relative humidity of drying air in the case of heat pump dryer.

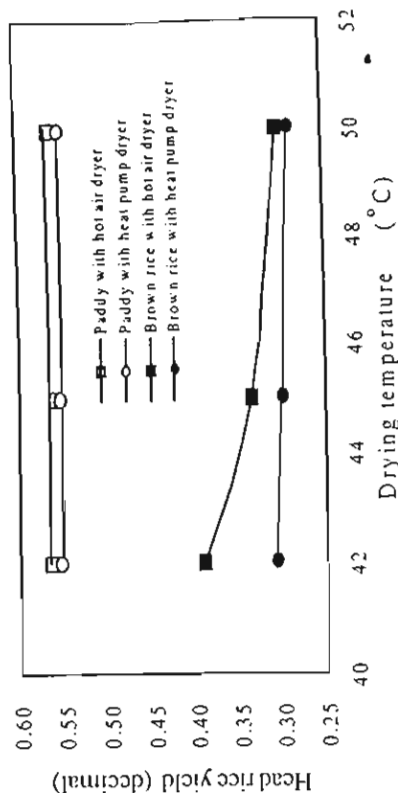


Fig. 7 Effect of drying temperatures on head rice yields for drying paddy and brown rice by heat pump and hot air dryers

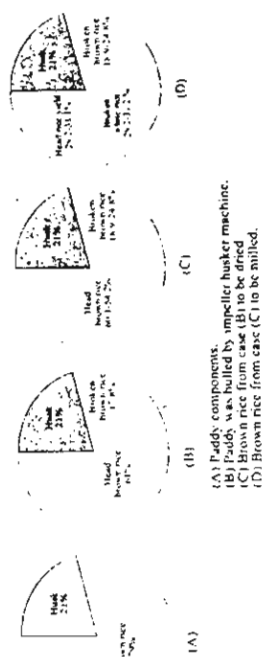


Fig. 8 Change of head rice yield and breakage of brown rice in the stages of hulling (B), drying (C) and milling (D)

Rice Quality

1. In case of brown rice drying using hot air dryer, the head brown rice yield is higher than when using heat pump.
2. Drying air temperature is the main variable that affects head rice yield, especially in the case of brown rice drying using hot air dryer.
3. In brown rice drying process, the breakage of brown rice was increasing in the following processes: dehusking, drying and milling.
4. The drying of paddy and brown rice using heat pump or hot air dryer in this study yields the value of rice whiteness higher than 43 as measured by Kett-C300 whiteness meter.

land Research Fund (TRF) for financial support, and to Rice Engineering Supply Co., Ltd. (Thailand) for providing equipment for this research.

References

- Camacho, L., P. Hidalgo, E. Lozada and B. Duff. 1978. Grain milled. A technique evaluation of alternative rice processing systems in the Bicol region of the Philippines. Workshop on Grain Post-harvest Technology. Paper no. 78-01.
- Henderson, S.M. 1958. The cause and characteristics of rice checking. Rice Journal. 57: 16-18.
- Kunze, O. 1995. Effect of drying on grain quality. Grain Drying in Asia, pp. 178-197. In: Proceedings of an International Conference on Grain Drying in Asia, Bangkok.
- Lewis, W.K. 1921. The rate of drying of solid

Acknowledgements

The authors would like to thank to the Thai-

- materials. *J Indian Chem. Soc.* 13(5): 427-432.
 Page, E. 1952. Factors influencing the maximum rate of drying shell corn in layers. M.S. thesis Purdue University, Indiana. 304 pp.
 Shinda *et al.* 2000. Husking characteristics of different varieties of rice. The XIV Memorial CIGR-World Congress 2000. Tsukuba, Japan. 6 pp.
 (CD-ROM)
 Stripe *et al.* 1972. Effect of various methods of handling brown rice on milling and other quality parameter. 64th Annual Progress Report, Rice Export Status, L.A.
 Yamashita, R. 1993. New technology in grain post harvesting. First edition. Kyoto. 207 pp.

Studies on Drying of Paddy and Maize in Bangladesh

B. K. Bala and M. A. Hossain

Department of Farm Power and Machinery, Bangladesh Agricultural University, Mymensingh 2202, Bangladesh

Keywords : paddy, maize, solar drying, computer simulation

Abstract

Drying of paddy and maize in Bangladesh is mainly done by sun drying. Annual loss of grain from harvesting to consumption is estimated to be 10 to 25%. Experimental and simulated studies to address the problems of drying of paddy and maize are presented. Although these enormous studies provided simulation and optimization models as tools for optimal design of solar and mechanical dryers, these dryers are not a competitive alternative to sun drying. The causes of the non-acceptability of the solar and mechanical dryers for drying of grains by target farmers are addressed. Mechanical dryers are advantageous as compared to sun drying for drying of seed and the potentiality of efficient and cost effective mechanical dryers for production and marketing of quality seeds of paddy and maize are discussed.

PADDY is the main cereal grain in Bangladesh and maize ranks third after rice and wheat. The drying of cereal grains in Bangladesh is mainly done by sun drying. Usually rural farmers spread the grains on beaten earth or woven mats and the grains are directly exposed to solar radiation. Although sun drying offers a cheap method, it often results in inferior quality due to its dependence on weather conditions and vulnerability to the attack of insect, pests, microorganisms and dust. Some of the high yielding varieties of paddy are harvested in the wet season and farmers lack facilities to dry the grains to a moisture content that will allow safe storage for at least a week waiting for subsequent sun drying. As a result a significant loss of the harvested paddy in both quantity and quality occurs. Annual loss of grain from harvesting to consumption is estimated to be 10-25%. Appropriate post harvest technology can contribute to reduce post harvest losses.

Some of the high yielding varieties of maize are also harvested in the wet season. The major problem that is likely to affect the production of maize is the drying and storage of maize at farm level (Mondal, 1995). At a grain moisture content above 12% and at a high relative humidity (>70%), there is a possibility of insect attack and mould growth and possibility of production of aflatoxin in maize grain (Mondal, 1995). When aflatoxin contaminated grain is used as poultry feed, the birds are infected and

the risk of large scale mortality may occur. Recently, due to presence of aflatoxin in poultry feed, thousands of birds were infected and the newly developed poultry industry faced a great challenge for its existence. Hence it is high time for researchers to come forward to develop suitable technology for drying and storage of maize in Bangladesh. In order to address drying problem of paddy and maize efforts have been made to develop dryers, drying systems and drying strategies. There has been enough work although there is still a lot of scope for further researches on fluidized bed drying and in store drying. This paper presents grain drying research and problems in Bangladesh.

Drying of Paddy

High solar radiation, decentralized use, low energy demand and high fossil fuel prices favor the use of solar energy for drying (Mühlbauer *et al.* 1993). It is widely recognized that significant reductions in the post harvest losses can be achieved by use of some form of solar dryers. Many experimental and theoretical studies have been conducted to develop solar dryers.

Three different categories of natural convection solar dryers such as (i) cabinet type solar dryer, (ii) mixed mode solar dryer and (iii) AIT type solar dryer were fabricated and tested at Bangladesh Agricultural University, Mymensingh. The AIT

Quality Management and Market Access

Proceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar
on Postharvest Technology

Lotus Hotel Pang Suan Kaew
Chiang Mai, Thailand

11-14 September 2001

Organized by:

Entomology and Zoology Association of Thailand
Thai Phytopathological Society
Thai Society of Agricultural Engineering
Department of Agriculture, Ministry of Agriculture and Cooperatives

Sponsors:

National Center for Genetic Engineering and Biotechnology, National
Science and Technology Development Agency
Postgraduate Education and Research Project in Postharvest Technology,
Chiang Mai University
LADDA CO., LTD.

Sukprakam, C., S. Ruay-Aree, G. Szceńicki, B. Longstaff, B. McGlasson, A. Hocking, J. Van, S. Giever,
A. Wongkobrat and P. Visarathanonth, eds. 2002. Quality management and market access. Pro-
ceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology, Lotus Hotel Pang
Suan Kaew, Chiang Mai, Thailand, 11-14 September 2001. 540 pp.

ISBN 974 436 249 9

Printed in Bangkok, Thailand by Funny Publishing Co. Ltd.

Cover photograph:

- 1 Paddy (Suphanburi 2) (photo : Rice Research Institute, Bangkok, Thailand)
- 2-3 Fruits and vegetables in market, Bangkok. (photo : M. Kongchumsin)
- 4 Fluidised bed dryer (photo : S. Soponronnart)

Simulation of Paddy Yellowing During Deep Bed Drying

Yuthana Tirawanichakul¹, Somchart Soponronnarit¹ and Somkiat Prachawarakorn²

¹ School of Energy and Materials,
² Faculty of Engineering,

King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT),
Pracha-Uit Rd., Thungkru, Bangkok 101-40, Thailand

Keywords: drying model, paddy, in-store drying, rice quality

Abstract

The main objective of this work is to study the yellowing of paddy during drying in a bin. The Hunter b unit was used to indicate the degree of yellowing. The experiment is set up at ambient temperature with a fixed bed depth of 1.0 m. Air is forced continuously through the paddy bulk at a specific airflow rate of 0.93 m³/min-m² paddy. The initial moisture content of paddy was 20.1% wet basis (w-b). The desired final moisture content of paddy is about 14% w-b. A near-equilibrium drying model developed by Soponronnarit has been modified by including yellowing kinetics of rice during drying. The results show that the drying rate and the whiteness predictions are in good agreement with those obtained in the experiment.

To cover tropical weather conditions, the simulation model included temperatures between 30–40°C, relative humidity (RH) of 60–90%, paddy bed depths 1.8–3.6 m, initial moisture content 18% wet basis and specific air flow rates of 0.35–1.0 m³/min-m² paddy. The simulation results indicate that the degree of yellowing increases with the inlet air temperature and the relative humidity. To maintain the white colour of paddy and not exceed the acceptable limit of dry matter loss (±0.5%) it was found that RH should be lower than 70% and airflow rate higher than 0.35 m³/min-m² of paddy.

FRESHLY harvested paddy contains 18 to 23% moisture expressed on wet basis. The management of high moist paddy during the harvesting period is a serious problem because high humidity air can favour the excessive mould growth. Dry matter loss and heat liberated from grain respiration and biological activities may accelerate rice yellowing (Soponronnarit and Nathakarnakule, 1990). To avoid quantity losses of paddy and prevent the above problems, moisture content should be reduced by appropriate drying (for examples direct sun drying, shade drying and mechanical drying). In-store paddy drying, which is the known fix-bed drying, is the most common method. This method of paddy drying always yields good quality of milled rice because of its low drying temperature and low air flow rate (Soponronnarit, 1988; Soponronnarit and Chinsakolthanakorn, 1990). To ensure a high head rice yield, the recommended drying temperature should not exceed 50°C (Soponronnarit and Preechakul, 1990). For high germination rate, a drying temperature of less than 43°C was recom-

ended (Preechakul and Soponronnarit, 1986; Soponronnarit, 1987a; 1987b) suggested that drying time for in-store drying should not exceed 12 days for paddy at 20% moisture content wet basis and 21 days for paddy of 18% moisture content wet basis in order to maintain a dry matter loss not higher than 0.5%.

Quality index of commercial importance, which is used as important criterion for judging quality of rice and set its price, is the rice yellowing. Many researchers have studied on physical quality either in term of yellowness or whiteness (Quico, 1982; Gras and Bason, 1989 a; Soponronnarit *et al.*, 1998; Phillips *et al.*, 1989; Yap *et al.*, 1988; Gras and Bason, 1989 a) reported that the loss of nutritive value of rice occurred when the rice had an intense yellow colour.

Quico (1982) observed yellowing of milled rice and concluded that the accumulation of fungal metabolites (*Fusarium* sp., *Aspergillus flavus*) might produce typically the distinctly yellow individual rice kernel while the non-enzymic browning might

cause the overall change in hue. Some micro-organisms, such as: *Curvularia* sp., *Aspergillus terreus* and *A. ochraceus* might produce blackened rice kernels (Quico, 1982 b). Some researchers (Gras and Bason, 1989; Soponronnarit *et al.*, 1998; Phillips *et al.*, 1989; Yap *et al.*, 1988) studied the influence of the water activity, temperature and storage atmosphere on the yellowing of white rice kernels. Yap *et al.* (1988) studied the effect of physical parameters and concluded that the moisture content, variety and aging affected yellowing of paddy, brown rice and white rice. Grain moisture content was in range of 12–20% wet basis. Drying temperature was fixed at 60°C for 4 days drying time. The results was shown that changes in color as indicated by *L*, *a* and *b* values in terms of Hunter unit system were significant. The Hunter *b* value increased with increase in moisture content, and was the highest value in paddy.

Gras *et al.* (1989) concluded that water activity and temperature intensively affected the degree of yellowing rate and the rate was slightly affected by presence of oxygen (O₂) but not by carbon dioxide (CO₂). Equation for yellowing prediction also was proposed in their works (Gras *et al.*, 1989; Bason *et al.*, 1990; Soponronnarit *et al.*, 1998). The equation formulated by Gras *et al.* (1989b) could be used for predicting the yellowing rate in range of 35 to 60°C and water activity of 0.40 to 0.80, which were the same conditions as those described by Bason *et al.* (1990). Soponronnarit *et al.* (1998) studied on the yellowing of rice kernel. Initial moisture content of paddy was about 19.4% wet basis. The 5x3 factorial design was used with two replications and

Mathematical Drying Model

Mathematical models for deep layer grain drying can be divided into following 3 models: non-equilibrium model (Brooker *et al.*, 1974), near-equilibrium model (Thompson *et al.*, 1968); and

The mathematical deep bed paddy drying model uses in this work based on a near-equilibrium model, which has been developed by Soponronnarit, 1988. The main equations of model are as follows:

Energy balance equation for a thin layer

The sum of changes of the internal energy of the control volume of a thin bed and enthalpy of flowing stream is equal to zero. The following equation can be thus written as:

$$c_p T_o + (2502 + c_v T_o) W_o + R c_{pw} \theta_o = c_p T_f + (2502 + c_v T_f) W_f + R c_{pw} T_f \quad (1)$$

where c_p = specific heat capacity, kJ/kg°C

T = air temperature, °C

q_g = grain temperature, °C

W = absolute humidity, kg H₂O/kg dry air

R = ratio of dry grain mass to dry air mass, kg dry matter/kg dry air

With subscripts:

a = dry air f = after drying

o = before drying pw = wet grain

v = water vapor

Mass Balance Equation for a Thin Layer

The assumption is that water vapor evaporated from the thin layer is equal to the change of water vapor in flowing stream. The equation of mass balance can thus be written as:

$$W_f - W_o = (M_o - M_f) R \quad (2)$$

where M = grain moisture content, decimal dry basis

Thin layer drying equation

An empirical thin layer drying equation developed by Agarwal and Singh (1977) is used. It can be written as the following equation:

$$MR = \left(\frac{M - M_{eq}}{M_0 - M_{eq}} \right) = \exp(-kt) \quad (3)$$

$$x = 0.02958 - 0.4456SRH_0 + 0.1215T_0 \quad (4)$$

$$y = 0.13365 - 1.9565RH_0 - 1.77431RH_0^2 + 0.009468T_0 \quad (5)$$

where RH_0 = relative humidity of air before drying, decimal

M_0 = initial grain moisture content, decimal dry basis

M_{eq} = equilibrium moisture content, decimal dry basis

Dry matter loss, DML

The dry matter loss of grain is a function of storage time, moisture content, and temperature [Soponronnarit, (1992)]. Seib *et al.* (1986) studied the dry matter loss of paddy and predicted its quantity in terms of grain temperature and moisture content. The equation can be written in the following empirical form:

$$DML = 1 - \exp[TERM] \quad (6)$$

in which

$$TERM = \left(\frac{1}{1350} \right) \exp \left(2.188 - 22.2 \exp \left[\frac{M_0}{100} - 0.4 \right] \right) \quad (7)$$

where DML = dry matter loss, decimal
t = storage time, h
 θ = grain temperature, °C
 M_0 = grain moisture content, decimal dry basis

For long grain
a, c, d, e = 0.06, 889, 0.7101, 0.0274 and 31.63, respectively.

Yellowing of rice kernel

The yellowing rate of paddy was investigated in terms of temperature and water activity and an empirical equation for predicting the yellowing rate was developed by Soponronnarit *et al.* (1998) as given by

$$\frac{db}{dt} = k \quad (8)$$

and

$$h(k) = 71.87 - 25.32a_s - \frac{25919.13}{T} + \frac{10712.78a_s}{T} \quad (9)$$

where b = yellowing of rice, Hunter h unit
 t = time, day

k = constant value for the yellowing rate, Hunter b unit day

a_s = water activity, decimal
 T = temperature, K

The whiteness of rice (W) was also studied and relationship between the whiteness and yellowing was followed as equation (10)

$$W = 85.1 - 3.36b \quad (10)$$

Where W = whiteness of rice, %

Finally, the average moisture content and the average whiteness can be determined by Equation (11) and (12), respectively.

$$\bar{M}_w = \frac{\int_0^L M(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (11)$$

$$\bar{W}_w = \frac{\int_0^L W'(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (12)$$

where

$\bar{M}_w$ = average moisture content of paddy, % wet basis

$\bar{W}_w$ = average whiteness of rice kernel, %

$M(x)$ = moisture content of paddy, % wet basis

$W(x)$ = whiteness of rice in each bed depth, %

dx = bed depth, m

The objective of the present research is to study in-store drying of paddy under ambient hot and humid climates and to investigate the quality of paddy during drying. The yellowing of rice has been investigated during the drying period and the mathematical model developed by Soponronnarit and Nuthakarnakule (1998), for predicting the rate of drying and describing the physical quality in term of yellowing has been tested.

Materials and Methods

Materials

Figure 1 shows a deep bed dryer system that comprises a drying bin (1), an electric heating unit (2) and an outlet air duct (3). The experiments of deep bed paddy drying were conducted in an insulated cylindrical bin having a diameter of 0.75 m and a height of 2.75 m. The bed depth of paddy was fixed at 1.0 m. Ambient air was blown through a

perforated steel sheet and then into the grain bed. The airflow rate was varied by changing the speed of centrifugal fan with forward curved blades with a butterfly valve (4). The air was forced through

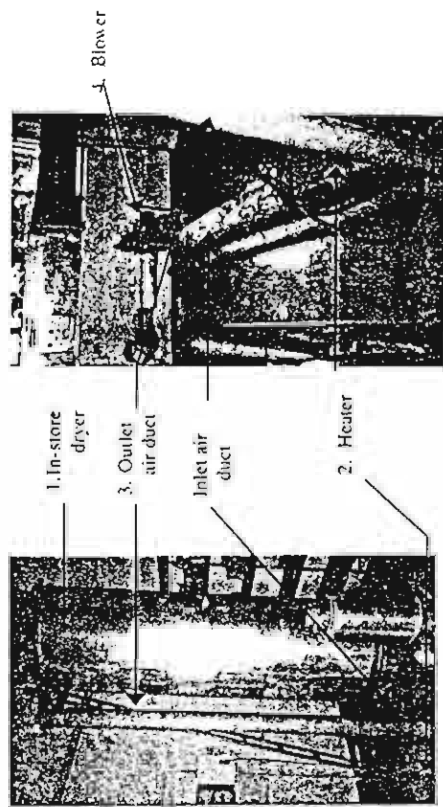


Fig. 1 Schematic diagram of In-store drying system

Methods

Dry paddy (12% wet basis) was rewetted by spraying water, mixed and kept in a cold storage at a temperature of 2°C for 5 days. The moisture content of paddy was determined by standard air oven method at 103°C for 72 hours. The accuracy of electric balance was 0.01 g. The paddy was dried by continuously blowing dry air with a volumetric flow rate of 0.93 m³/min-m² of paddy.

During the experiments, inlet air temperature, moisture content, grain temperature at each bed depth, exit air temperature, head rice yield and whiteness were measured. The grain temperature, dry bulb and wet bulb air temperature were measured by K-type thermocouple, which were continuously recorded by a data logger with an accuracy of ±0.1°C. Air relative humidity was determined from dry and wet bulb temperatures. Air velocity was measured by a hot wire anemometer. Physical quality of paddy in terms of head rice yield, whiteness and yellowing of paddy were determined and compared to the control samples (rewetted paddy with 20% moisture content wet basis subjected shade drying).

The methods followed the guidelines of Rice Research Institute, Ministry of Agriculture and Cooperatives, Thailand. The head rice yield was defined as the ratio of mass of head rice obtained

from milling to mass of paddy before milling. Relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to head rice yield obtained from the controlled samples. The yellowness of rice kernel was calculated from the whiteness and indicates in terms of Hunter b unit.

Grain Drying System Program

The mathematical model of Grain Drying System Program (GDS) incorporating the above equations was written in QBASIC language. The grain moisture content and grain temperature at the beginning of the experiment were used as the initial conditions. Temperature and relative humidity of inlet air were the input parameters for calculation in the program. The major assumption was that there exists thermal equilibrium between grain and drying air.

In this GDS, the deep bed grain drying was based on the assumption that the bed was composed of a series of thin layers. Each thin layer was calculated as follows: (Soponronnarit and Nuthakarnakule, 1990)

- Equilibrium temperature between inlet air and grain in a thin layer using energy balance equation [Equation (1)] is calculated.
- Relative humidity of the air after thermal equi-

librium is calculated. If relative humidity is higher than 1.0, condensation is simulated by employing an equation similar to Equation

- (1) with an assumption that relative humidity after condensation is equal to unity.
- Change in moisture content in a thin layer using thin layer drying equation [Equation (3)].
- Air properties after the calculated change in moisture by using mass balance equation for thin layer drying [Equation (2)] and energy balance equation [Equation (1)].

The above step described the drying stage simulation of a single layer of grain in deep bed dryer. The exhaust drying air condition from the first thin layer would be treated as the input drying air conditions to the next layer and the same procedure for calculations (starting step 2) were made for all thin layers with advancing time step.

The paddy yellowness in each thin layers is calculated during drying time by using the air temperature and air relative humidity, which are in the thermal equilibrium with thin layer of grain kernel, using Equation (8) to Equation (10). The average moisture content and the average whiteness can be calculated by Equation (11) and Equation (12), respectively.

Results and Discussion

Moisture Profiles of Paddy and Energy Consumption

The results are divided into 2 parts. First, the comparison between moisture content during in-store drying of paddy and simulation result is presented. This is followed by the discussion of the simulation model for describing the proper strategy of in-store drying of paddy.

In the first part, results are shown in Figures 2-4. The paddy was dried from initial moisture contents of 20% wet basis to 13.9% wet basis using ambient air. The ambient temperature and the relative humidity throughout the experiment are represented in Figure 2. According to Figure 2, the average air temperature and relative humidity of inlet air was 27.7°C and 75.7% respectively. Figure 2(a) shows the moisture content in each bed depth during the drying period, indicating that the moisture content obtained in the experiment tend to be slightly lower, particularly at the top of the bed, than the moisture contents predicted by the model. Figure 2(b) shows the predicted average moisture contents, which included or not the respiration effect. The simulation including the respiration effect shows the moisture content predictions more

accurately than the excluding the respiration effect. Moreover, this respiration effect is the impartial contribution to reduce the moisture content of grain. Energy consumption reported in this paper includes only the mechanical energy used for driving the fan. Heat loss at the motor was not included in our analysis. Comparison of specific energy consumption between prediction and experiment does not show significant differences: 0.11 MJ/kg of water evaporated obtained from the model vs. 0.09 MJ/kg of water evaporated obtained from experiment. It was found that the energy consumption for evaporating water was relatively low. This is because the value of specific energy consumption, caused by grain respiration effect, corresponding to dry matter loss of 0.9%, is about 1.77 MJ/kg of water evaporated. This energy is used for reducing moisture content of grain during the drying process.

Paddy Quality

An average initial whiteness value of rice is 50.3 and the average final value of whiteness is 48.8 after drying for 936 hours. Comparison between the predicted value of whiteness and the experimental values of whiteness is shown in figures 3(a)-3(c). The experimentally determined rice whiteness values in upper levels are slightly higher than that in higher bed levels. This is because drying rate in the lower bed levels is higher than the higher bed levels due to lower relative humidity of the air. The Figures 3(a)-3(c) show a good agreement between the predicted whiteness and the experimental values.

This result indicates that the continuous drying with ambient air does not have a significant effect on the rice color. The head rice yield decreases slightly during drying time as shown in Figure 4. There is no obvious explanation of this result so far. More research is needed to be able to understand this phenomenon.

Drying Strategy

To investigate the proper drying using low-temperature air, simulation model has been used at air temperatures between 30 - 40°C, relative humidity (RH) of 60 - 90%, paddy bed depth of 1.8 - 3.6 m, initial moisture content of 18 - 20% wet basis, initial whiteness of 48 and specific air flow rates ranging between 0.35 and 1.0 m³/min-m² of paddy. The results of simulation are as follows:

Whiteness-relative humidity of ambient air

The relation between whiteness and relative humidity of ambient air is shown in figure 5(a). The

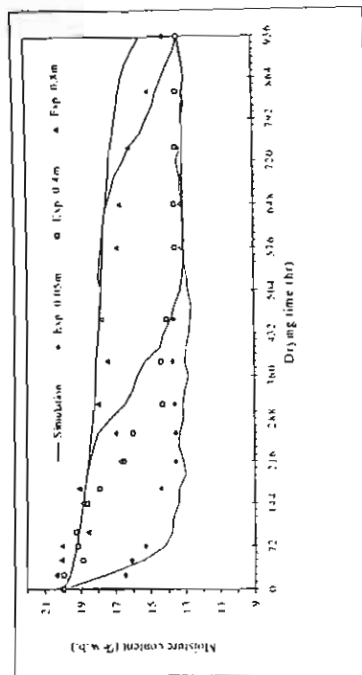


Fig. 2(a) Evolution of moisture content of paddy at different depths: Mi 20% wb; Mf 14% wb; Air flow rate of 0.93 m³/min-m² of paddy

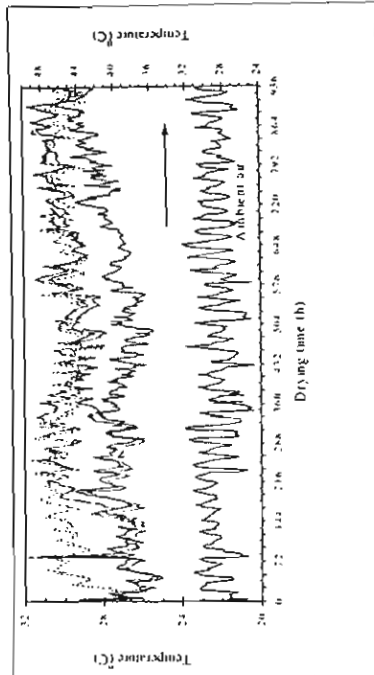


Fig. 2(b) Evolution of temperature profile of paddy at different depths: airflow rate of 0.93 m³/min-m² of paddy; Mi 20% wet basis; Mf 14% wet basis; Bed depth 1.0 m; Include respiration effect

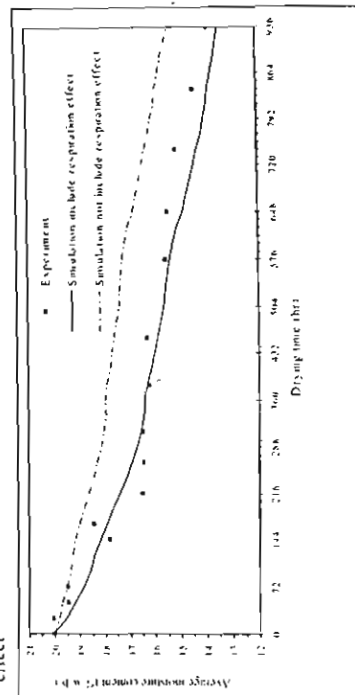


Fig. 2(c) Evolution of average moisture content of paddy: Mi 20% wb; Mf 14% wb; Ambient air flow rate of 0.93 m³/min-m² of paddy

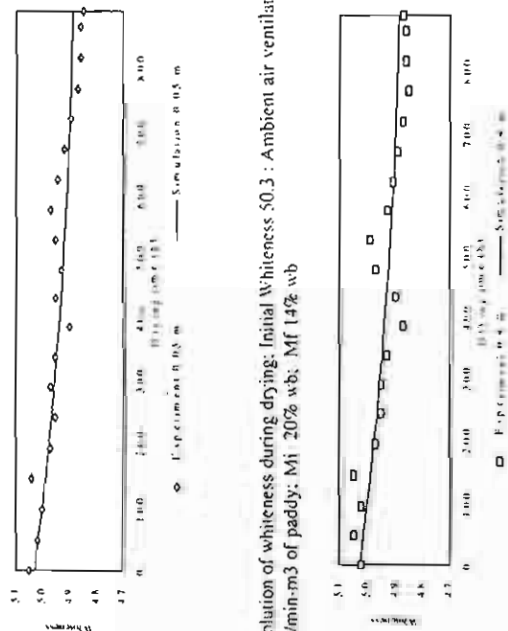


Fig. 3(a) Evolution of whiteness during drying: Initial Whiteness 50.3; Ambient air ventilation 0.93 m³/min-m³ of paddy; Mi 20% wb; MF 14% wb

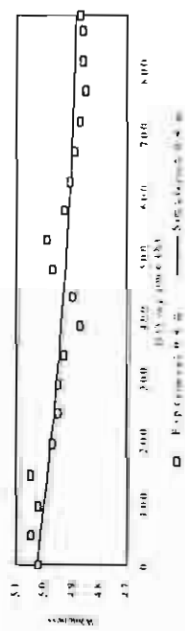


Fig. 3(b) Evolution of whiteness during drying: Initial Whiteness 50.3; Ambient air ventilation 0.93 m³/min-m³ of paddy; Mi 20% wb; MF 14% wb



Fig. 3(c) Evolution of whiteness during drying time: Initial Whiteness 50.3; Ambient air ventilation 0.93 m³/min-m³ of paddy; Mi 20% wb; MF 14% wb

Fig. 3 Evolution of whiteness of rice at different bed depths during drying

results indicate that at air temperature of 30°C, there is not a significant difference in whiteness within the relative humidities between 60% and 90%. However, at temperature of 35°C and 40°C, the whiteness values show a large change when relative humidity of air inlet is higher than 70%.

Whiteness-airflow rate

The whiteness results show that at the specific air flow rate between 0.5 to 1.0 m³/min-m³ of paddy, the whiteness value has changed slower than the specific airflow rate of 0.35 m³/min-m³ of paddy is the most economic drying strategy.

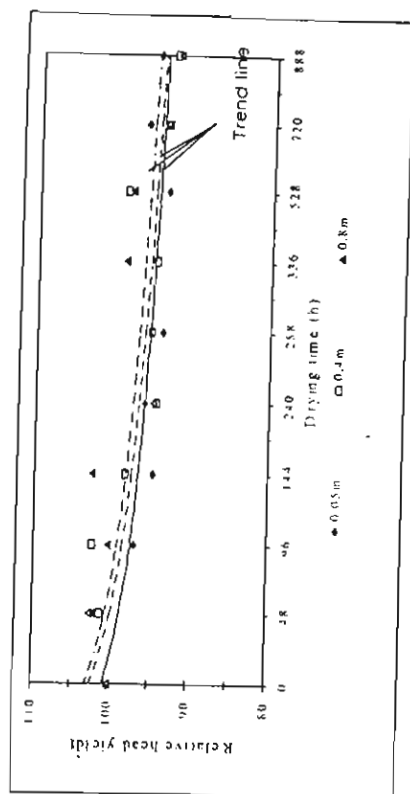


Fig. 4 Evolution of head yield of rice during drying: Mi 20% wet basis; MF 14% wet basis; Ambient air flow rate of 0.93 m³/min-m³ of paddy

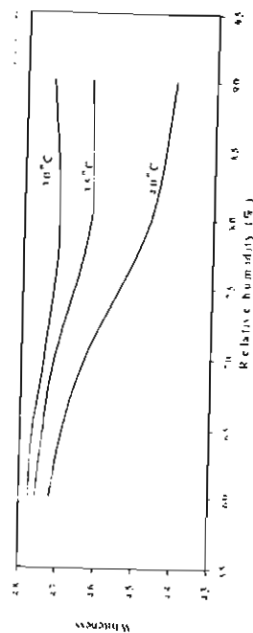


Fig. 5(a) Evolution of whiteness and relative humidity of air during in-store drying of paddy at an airflow rate of 0.5 m³/min-m³ of paddy; Mi = 18% wet basis

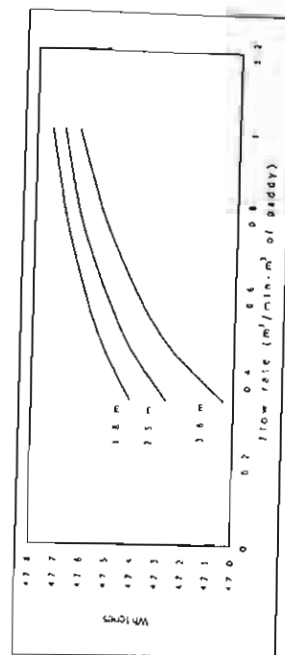


Fig. 5(b) Evolution of whiteness and airflow rate of air during in-store drying: RH 70%; MF 18% wet basis

Fig. 5 Evolution of whiteness of rice during drying time

Conclusions

1. The 1.0 m deep bed drying of paddy using ambient air has no effect on the yellowing of rice kernels and requires low energy input (0.1 MJ/kg of water evaporated).
2. The modified GDS program including the yellowing model can be used to describe the drying kinetics and rice whiteness in deep bed dryer during the drying process.
3. The drying simulation including the respiration effect predicts the moisture content more precisely than that without the respiration effect.
4. The temperatures between 30°C and 40°C, along with the relative humidity of 70%, is recommended. The specific airflow rate should not be lower than 0.15 m³/min-m² of paddy.

Acknowledgements

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund and the Japan International Research Center for Agricultural Science for financial support. The assistance of the Institute of Food Product Research and Development at Kasetsart University in testing physicochemical properties of rice and Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture in testing the milling quality of rice are also acknowledged.

References

- Agrawal, Y.C. and R.P. Singh. 1977. Thin-layer drying studies on short-grain rough rice. *ASAE Paper No. 77-3531*. ASAE, St. Joseph, MI.
- Barne, H.J., G.R. Baughman and M.Y. Hamdy. 1971. Application of the logarithmic model to cross-flow deep-bed drying. *Trans. of the ASAE*, 14(6) : 1061-1064.
- Bason, M.L., P.W. Gras, H.J. Banks and L.A. Esteves. 1990. A qualitative study of the influences of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of paddy endosperm. *J. Cereal Sci.* 12 : 193-201.
- Brooker, D.B., F.W. Bakker-Arkema and C.W. Hall. 1974. Drying cereal grain. *AVI Publishing*.
- Gras, P.W. and M.L. Bason. 1989. Biochemical effects of storage atmospheres on grain and grain quality. pp. 83-91. In : *ACIAR Proceedings No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain*.
- Gras, P.W., H.J. Banks, M.L. Bason and L.P. Arriola. 1989. A qualitative study of the influences of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of milled rice. *J. Cereal Sci.* 9 : 77-89.
- Hukull, W.V. 1947. Basic principles in drying corn and grain sorghum. *Agric. Eng.* 28 (8) : 335-338, 340.
- Phillips, S., R. Mirfa and A. Wallbridge. 1989. Rice yellowing during drying delays. *J. Stored Prod. Res.* 25 : 155-164.
- Preechakul, P. and S. Soponronnari. 1986. Paddy and quality. *Thai Agric. Eng. J.* October-December.
- Quitco, R.T. 1982. Studies of fungal infection and healing of paddy. pp. 52-56. In : *Proceedings of GASGA Seminar, Paddy Deterioration in the Humid Tropics*, Baquio, 1981, Philippines.
- Seth, P.A. *et al.*. 1983. Spoilage of rough rice as measured by carbon dioxide evolution. In: *Proc. of the Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology*, 29-30 Jan. K. Lumpur, Thailand.
- Soponronnari, S. 1987a. Strategies for drying paddy under tropical climates. Paper presented at the Consultative Workshop on Grain Drying and Rice Milling in ASEAN, 24-27 November, Hyatt Central Plaza Hotel, Bangkok.
- Soponronnari, S. 1987b. Drying in bulk storage of high moisture grains in the kingdom of Thailand. Final report submitted to Australian Centre for International Agricultural Research, Canberra.
- Soponronnari, S. 1988. Energy model of grain drying system. *ASEAN J. Sci. Tech.* 5 (2) : 43-68.
- Soponronnari, S. and A. Nathakaranakule. 1990. Field experience of in-store drying of paddy under tropical climates. pp. 183-196. In: 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Tech. 4-7 Sep. Brunet Darussalam.
- Soponronnari, S. and S. Chinsakolhanakom. 1990a. Effect of heat and water from respiration on drying rate and energy consumption. *ASEAN J. Sci. Tech.* 7 : 65-83.
- Soponronnari, S. and P. Preechakul. 1990b. Experiments on in-store and batch drying of paddy. *Prod. Kasetsart Univ. Sci. J.* 24 : 367-388 (in Thai).
- Soponronnari, S., N. Srisubati and T. Yoovidhya. 1998. Effect of temperature and relative humidity on yellowing rate of paddy. *J. Stored Prod.* 34 (4) : 323-330.
- Thompson, T.L., P.M. Pearl and G.H. Foster. 1968. Mathematical simulation of corn drying—a new

Quality Management and Market Access

Proceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar
on Postharvest Technology

Lotus Hotel Pang Suan Kaew
Chiang Mai, Thailand

11-14 September 2001

Organized by:

Entomology and Zoology Association of Thailand
Thai Phytopathological Society
Thai Society of Agricultural Engineering
Department of Agriculture, Ministry of Agriculture and Cooperatives

Sponsors:

National Center for Genetic Engineering and Biotechnology, National
Science and Technology Development Agency
Postgraduate Education and Research Project in Postharvest Technology,
Chiang Mai University
LADDA CO., LTD.

Sukprakarn, C., S. Ruay-Aree, G. Srzednicki, B. Longstaff, B. McGlasson, A. Hocking, J. Van, S. Griener,
A. Wongkobrat and P. Visarathanon, eds. 2002. Quality management and market access: Pro-
ceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology, Lotus Hotel Pang
Suan Kaew, Chiang Mai, Thailand, 11-14 September 2001. \$40 pp.

ISBN 974 436 249 9

Printed in Bangkok, Thailand by Funny Publishing Co. Ltd.

Cover photograph:

- 1 Paddy (Suphanburi 2) (photo : Rice Research Institute, Bangkok, Thailand)
- 2-3 Fruits and vegetables in market, Bangkok. (photo : M. Kongchuenin)
- 4 Fluidised bed dryer (photo : S. Soponronnart)

References

- Apivathananukul, A., 1995, Delay of Deterioration of Wet Paddy by Ventilation. M.S. thesis. King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand. 107 pp.
- Apivathananukul, A., S. Soponronnarit, T. Ouwihaya and A. Nathakarnakule, 1997, Delay of Deterioration of Wet Paddy by Ventilation. In: Proceedings of 18th ASEAN Seminar on Grain Post-harvest Technology, March 11-13, Manila, Philippines.
- Kiatiriratt, T. and N. Dussadee, 2001, Reduction of heat accumulated in a thermosyphon-paddy bulk storage. *International Journal of Ambient Energy*, 22(1): 12-18.
- Lee, Y. and C.Z. Wu, 1993, Use of two-phase closed thermosyphon in concrete curing process: comparison of analysis and experiment. pp.319-325. In: Proceedings of 7th International Heat Pipe Conference, Vol. 2, Begell House, U.S.A.
- Seib, P.A., H.B. Post, A. Sukaboi, V.S. Rao and R.B. Burroughs, 1980, Spoilage of rough rice as measured by carbon dioxide evolution. In: Proceedings of 3rd ASEAN Seminar on Grain Post-harvest Technology.
- Thanh, B.H., 1994, Some results of research work on drying of paddy by aeration method in Vietnam. In: ACIAR Proceedings No. 60. Post-harvest Technology for Agricultural Products in Vietnam. 8-9 December 1994, Hanoi, Vietnam.

Corn Drying by Two-dimensional Spouted Bed Technique

Somboon Wetchacama¹, Somchart Soponronnarit¹,
Somkiat Prachayawarakorn¹ and Kasama Janvijitsakul²

¹ King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Pracha-utit Rd.,
Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

² Faculty of Engineering, Ubon Ratchathani University (UBU),
Ubon Ratchathani 34000, Thailand

Keywords: corn, drying kinetics, drying models, spouted bed dryer

Abstract

Changes of physical quality attributes and drying kinetics for corn in a two-dimensional spouted bed dryer (TDSB) with draft plates have been investigated. Three semi-empirical models, Page's, Lewis' and Wang and Singh's, have been used to fit the experimental data. The experiments have been conducted at a fixed initial moisture content of 38% dry basis (db), inlet air temperatures of 130, 140 and 150°C and hold-ups of corn of 20, 25 and 30 kg. From the experimental results, it appears that the inlet air temperatures and the hold-ups of corn greatly affected the drying rates. The degree of stress crack, breakage and the change of colour of corn depend on the final moisture content. If the moisture content of corn is reduced below 22% db, the stress cracks and the breakage increase significantly. The Lewis' model is the most appropriate for predicting the drying rate.

THE advantages of the two-dimensional spouted bed technique are as follows: (1) It is good for drying heat-sensitive materials. (2) The quality of product after drying is not reduced. (3) The energy consumption is lower in comparison with other types of dryers, and (4) Solid mixing and effective gas-solid contact in the spout region are good.

Kalwar *et al.* (1991) studied drying of soybean, corn and wheat by using the two-dimensional spouted bed dryer (TDSB) with draft plates, in order to evaluate the performance of the dryer and to develop the drying model (Page's equation, 1952), and investigated the influence of dryer geometry and operating parameters on drying rate. It was found that the parameters that most affect drying rate were inlet air temperature and slot width, respectively. Page's equation was found to yield best fit for moisture ratio prediction of experimental data. Kalwar and Raghavan (1993) and Tulassidas *et al.* (1993) studied drying kinetics of shelled corn in a TDSB unit with draft plates. The effects of inlet air temperatures and bed heights on heat and mass transfer in the drying chamber were conducted. It was found that inlet air temperature strongly affected drying rate, i.e. the latter increased with

inlet air temperature. Drying rate of shell corn increased with lowering of the bed height.

Considering the past research, it can be concluded that the focus is on hydrodynamics, heat and mass transfers, development of drying models and the effect of drying parameters on drying rate, but not much on the grain quality after drying. The objectives of this research work are to investigate the effect of drying variables on the corn qualities and to develop the drying models.

Materials and Methods

Materials

Drying studies were conducted in a lab-scale two-dimensional spouted bed (TDSB) with draft plates, as shown in Figure 1. The inlet cross-section area was 0.04 x 0.15 m², width of spout (W_s) 8 cm and entrance height (H_e) 12.5 cm. A 24 kW electrical heater was installed at the ambient air inlet and the temperature was controlled by a thermostat. The fan used was a backward-curved blade centrifugal type, driven by a 2.2 kW motor, directly connected to a variable speed controller. Drying air and corn temperatures were measured by K-type

thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Drying air temperatures were content and the quality in terms of breakage, stress cracks and colour.

The moisture content of the test corn was raised to about 38% db, which was nearly to the moisture content of freshly harvested corn, by adding a required amount of water. The wet corn was stored at 4–8°C in a cold room for 5–7 days with thorough mixing every 12 hours to obtain an uniform moisture distribution within the corn.

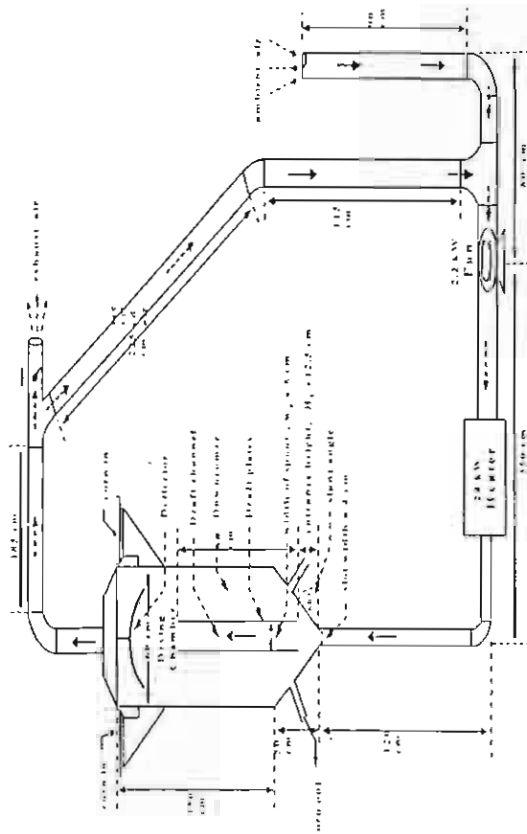


Fig. 1 Diagram of the lab-scale two-dimensional spouted bed with draft plates

Experiments

The Effect of Drying Variables on Corn Quality

In this study, the effects of hold-ups, final moisture contents (M_f) and inlet air temperatures (T_i) on the corn quality were investigated. The experimental conditions were as follows: initial moisture content (M_i) of 38% db, inlet air velocity (V) of 17 m/s, inlet air temperatures of 150 and 170°C, and hold-ups of 20 and 30 kg (bed heights of 55 and 75 cm, respectively). The qualities of corn, i.e. breakage, stress crack, and colour were considered.

The Effect of Drying Variables on the Drying Rate

The influence of inlet air temperatures, inlet air velocities and hold-ups were investigated. The

experimental conditions were as follows: $M_0 = 38\%$, db T_i of 120, 140 and 150°C, hold-ups of 20, 25 and 30 kg and inlet air velocities of 17, 19 and 21 m/s.

Development of Drying Models

The semi-empirical drying models, the equations of Lewis (1921), Page (1952), and Wang (1978) and Singh (1978) were used. The forms of these equations are as follows:

Lewis' equation $MR = \exp(-k_1)$ (1)

$$R = \exp(-k\tau^n) \quad (2)$$

Wang and Singh's equation

Where t is drying time, k, n, a, and b are drying parameters, which correlated with inlet air temperature (T_i) and bed height (H_b) in form of linear equation.

Nonlinear technique was used to estimate the numerical values of the model parameters. The fitted models were then evaluated by minimising the sum of square error (R^2) and average squared predicted error (ASPE). Statistical program was used to obtain the suitable value of drag parameters of each equation, in order to find the best fit with experimental data.

Results and Discussion

The Effect of Drying Variables on Corn Quality

Stress Crack of Corn

From the experimental results, it was found that the main factor that affected stress crack of concrete was the final moisture content (M_f), as shown in Figure 2. When M_f decreased, stress crack increased. Change of drying air temperature, from 150 to 170°C had little effect on the stress crack of concrete, as shown in Figure 3.

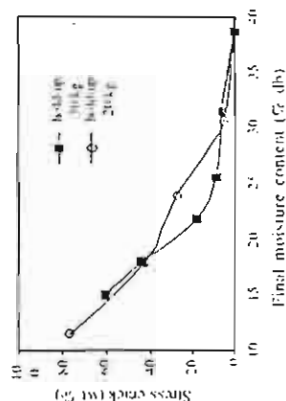


Fig. 2 Effect of final moisture contents and hold-ups on stress crack of corn ($T = 150^{\circ}\text{C}$, $V = 17\text{ m/s}$ and $M = 28\%$ db)

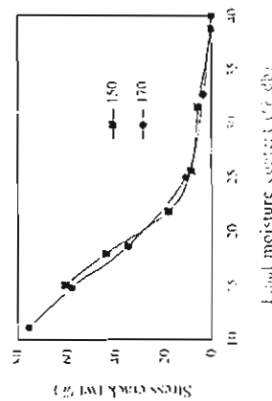


Fig. 3 Relationship between stress crack and M at different inlet air temperatures (hold-up 30 kg, V 17 m/s and M 38% db)

Cur Breakage

Figure 4 shows the effect of final moisture content, M_f , and hold-up on corn breakage. It was found that when M_f decreased, percentage of corn breakage increased. When the level of M_f dropped below 22% db the breakage of corn rapidly increased. Figure 5 shows the effect of M_f and T_f on corn breakage. When T_f increased (from 150 to 170°C), corn breakage increased slightly.

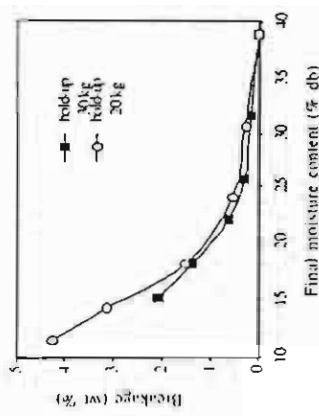


Fig. 4 Relationship between corn breakage and M_1 at different hold-ups (T , 150°C, V , 17 m/s and M 38% db)

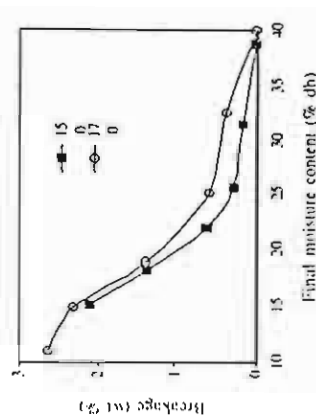


Fig. 5 Relationship between corn breakage and M_1 at different inlet air temperatures (hold-up 30 kg, V 17 m/s and M_1 38% db)

Corn Colour

From the study of the effect of hold-ups, M_p , and T , on the colour of corn (whiteness (L), redness (a), and yellowness (b)), it was found that hold-ups had no effect on corn colour. The values of L, a and b varied with M_p , i.e. as M_p decreased L decreased whereas a and b increased. Inlet air temperature, T , had strong effect on corn colour. The values of a and b increased with T , while L decreased, i.e. if T

Conclusions

From the experimental study of corn drying using a two-dimensional spouted bed with draft plates and the development of drying models, it can be concluded as follows:

1. The main variable, which affects corn quality after drying, is final moisture content. Drying air temperature and hold-up in the range of study have little effect.
2. Drying air temperature and hold-up are the main variables that affect drying rate.
3. Drying air temperature should not be higher than 170°C, because it results in darker colour of corn kernel. Final moisture content of corn should not be lower than 22% db, because the stress crack and breakage increase.
4. The prediction of corn moisture ratio from using the equations of Page (1952), Lewis (1921) and Wang and Singh (1978) is in good agreement with the experimental results. The Lewis equation is the most appropriate for predicting the drying rate, $MR = \exp(-kt)$ because there is only one parameter k , which varies linearly with the inlet air temperature (T_i) and bed height (H_b).

Acknowledgements

The authors would like to thank the Thailand Research Fund (TRF) for the financial support to this research.

References

- Kalwar, M.I. and G.S.V. Raghavan. 1993. Batch drying of shelled corn in two dimensional spouted beds with draft plates. *Drying Tech.* 11 (2) : 339-354.
- 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.* 3 : 321-332.
- Lewis, W.K. 1921. The rate of drying of solid materials. *J. Indian Chem. Soc.* 13(5): 427-432.
- Page, G.E. 1952. Factor influencing the maximum rate of drying shell corn in layer. M.S. thesis. Purdue University. 33-52.
- 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.
- Wang, C.Y. and R.P. Singh. 1978. A single layer drying equation for rough rice. *American Society of Agricultural Engineers (ASAE) No.* 78-3001. Joseph (St.), MI.

increased the corn colour would be darker. All of the cases studied, the values of L , a , and b of corn after drying were higher than the standard values. The commercial standard values of which are as follows: value of L should be higher than 47.7, value of a should be lower than 9.7 and value of b should be higher than 23.5.

The Effect of Drying Variables on Drying Rate

The Effect of Drying Air Temperature

Figure 6 shows the relationship between moisture ratio (MR) and drying time at different drying air temperatures (130, 140 and 150°C). It was found that drying rate increased with drying temperature.

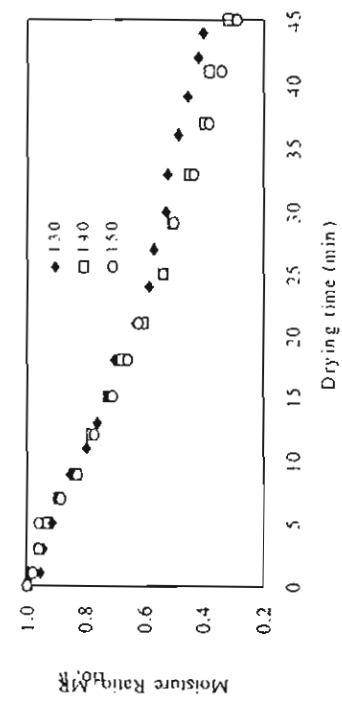


Fig. 6 Evolution of moisture ratio at different inlet air temperatures (hold-up 30 kg, M_i 38% db and V 17 m/s)

corn transported through the draft channel under the same drying time. As a result, the corn was more often contacted with drying air, resulting in faster moisture reduction than the case of higher hold-ups.

The Effect of Hold-ups

Figure 7 shows the effect of hold-ups on MR. It was found that if hold-up decreased, MR increased. It was because the residence time of corn in the downcomer region is shorter than the case of higher hold-ups. It resulted in more circulation of

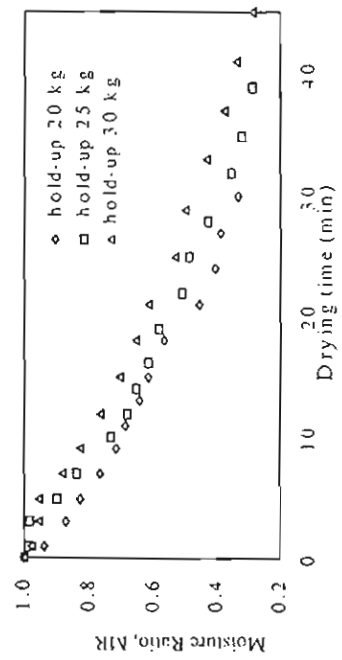


Fig. 7 Evolution of moisture ratio (MR) at different hold-ups (T_i 150°C, M_i 38% db and V 17 m/s)

The Effect of Drying Air Velocity

Figure 8 shows the effect of drying air velocity on moisture ratio. It was found that drying air velocity had little effect on moisture reduction.

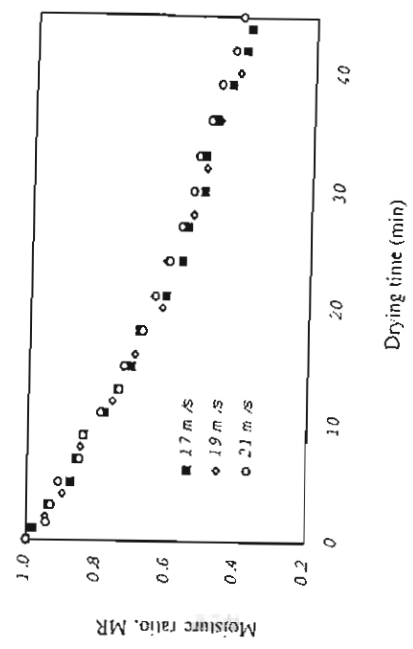


Fig. 8 Relationship between moisture ratio and drying time at different inlet air velocity (T_i 130°C, M_i 38% db and hold-up 30 kg)

Development of Drying Models

From the development of drying equations (Lewis, 1921; Page, 1952; Wang and Singh, 1978) it was found that the results of moisture ratio prediction from using these models were in good agreement with the experimental data, as shown in Figure 9. The Lewis model is the most appropriate for

$$k = 0.0001835T_i - 0.05007H_i + 0.03490$$

$$(R^2 = 0.9908, ASPE = 4.183 \times 10^{-4})$$

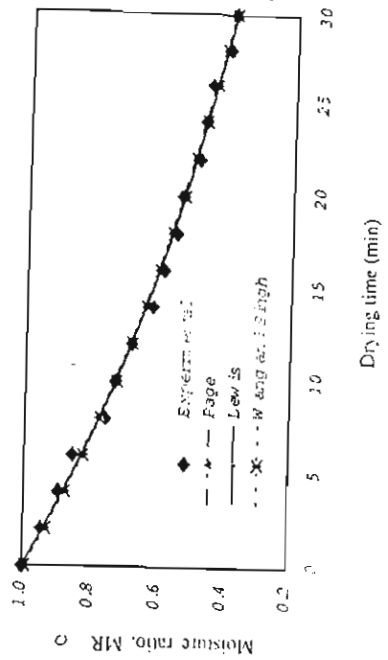


Fig. 9 Comparison between simulated and experimental moisture ratios (T_i 130°C, hold-up 30 kg, V 17 m/s and M_i 38% db)

Quality Management and Market Access

Proceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar
on Postharvest Technology

Lotus Hotel Pang Suan Kaew
Chiang Mai, Thailand

11-14 September 2001

Organized by:

Entomology and Zoology Association of Thailand
Thai Phytopathological Society
Thai Society of Agricultural Engineering
Department of Agriculture, Ministry of Agriculture and Cooperatives

Sponsors:

National Center for Genetic Engineering and Biotechnology, National
Science and Technology Development Agency
Postgraduate Education and Research Project in Postharvest Technology,
Chiang Mai University
LADDA CO., LTD.

Sukprakam, C., S. Ruay-Aree, G. Szczepnicki, B. Longstaff, B. McGlasson, A. Hocking, J. Van, S. Graver,
A. Wongsobhai and P. Visarathanon, eds. 2002. Quality management and market access. Pro-
ceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology. Lotus Hotel Pang
Suan Kaew, Chiang Mai, Thailand, 11-14 September 2001. 540 pp.

ISBN 974 436 249 9

Printed in Bangkok, Thailand by Funny Publishing Co. Ltd.

Cover photograph:

- 1 Paddy (Suphanburi 2) (photo : Rice Research Institute, Bangkok, Thailand)
- 2-3 Fruits and vegetables in market, Bangkok. (photo : M. Kongsuwan)
- 4 Fluidised bed dryer (photo : S. Soponronnani)

Effect of Moisture and Temperature on Soybean Quality Using a Two-dimensional Spouted Bed Dryer

Songchai Wirivampaivong¹, Somchart Soponronnarit¹
and Somkiat Prachavarakorn²

¹School of Energy and Materials,

²Faculty of Engineering,

King Mongkut's University of Technology Thonburi, Pracha-utit Rd.,
Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

Keywords: soybean, protein, urease activity, dryer

Abstract

Proper processing of soybean requires the control of moisture content, temperature and processing time. Adequate moisture during processing facilitates the destruction of the anti-nutritional factors i.e. trypsin inhibitors, saponins and compounds that complex mineral in soybeans. These factors directly affect the growth of animals. To improve the quality of soybeans, the inhibitors are generally inactivated by heat treatment. This paper describes the effect of initial moisture contents and air inlet temperatures on the drying rate and soybean qualities using a batch two-dimensional spouted bed dryer. The experimental conditions were set up as follows: a fixed hold up of 25 kg and air velocity of 15.86 m/s.

The qualities of soybean in terms of cracking, breakage, urease activity and protein have been determined. Urease activity can be measured by detecting pH change, as an indirect test for the trypsin inhibitor. The experimental results show that higher moisture contents and higher temperatures provide faster moisture reduction rates. Soybeans were conditioned to obtain four moisture contents, 14, 22, 28, 32% dry basis (db), and treated with temperatures of 120-150°C. Urease activity and percentages of cracking and breakage were influenced by both factors, the moisture content and the temperature. The increase in the initial moisture levels and the temperatures steeply decrease the urease activity, with the latter showing the more significant effect. In addition, these factors have a detrimental effect on the cracking and breakage. The percentages of cracking and breakage suddenly increase and lie in the range of 1.5-77.4% and of 1.6-7.8%, respectively. In addition to above quality attributes, urease activity levels can be accepted according to the standard levels with values varying between 0.15-0.30, while the protein quality can be maintained as long as temperature is maintained between 140 and 150°C.

SOYBEAN has been long used as a primary protein source in human foods and animal diets. New soy foods have been developed (Lin, 2000;

Singh, 2000). Consumption of soy foods is increasing because the cholesterol content is low and the price of soybean protein is lower than that of animal protein. However, raw soybean contain the natural anti-nutritional factors i.e. trypsin inhibitors, haemagglutinins, saponins, and compounds that are the complex minerals. These natural substances affect the growth of animals. Proper processing of soybean requires the control of moisture content, temperature and processing time (Wright, 1981) to inactivate these factors. Adequate moisture during processing facilitates

destruction of the anti-nutritional factors in soybeans.

There are three major processes to inactivate the anti-nutritional factors i.e. extrusion, infrared roasting and hot air heat treatment. The first two processes require the high investment and operating costs, while the latter process has the lower investment and operating costs. Several studies have been dedicated to the heating treatment (Stephenson and Toller, 1959; Renner and Hill, 1960) and the use of extrusion or infrared roasting to improve performance of chicken fed. There are indications that the extruded soybean produced a higher gain weight and growth of animal than the infrared roasted soybean (White *et al.*, 1967; Faber and Zimmerman, 1973).

percentage of cracking and breakage, urease activity, and protein solubility were also investigated.

Materials and Methods

Soybeans were rewatered to obtain the desired moisture content and kept in a temperature-controlled room between 8°C and 10°C for 5 or 7 days to ensure uniform moisture content throughout the kernels. Then soybeans were treated in a two-dimensional spouted bed dryer (Figure 1) with inlet air temperatures ranging between 120°C and 150°C. The air velocity was 15.9 m/s with a fixed hold-up of 25 kg. The initial moisture contents were 14, 22, 28 and 32% db. Samples were taken at drying times of 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30 min. The moisture content determination was at a temperature of 103°C in an electrical oven for 72 hr.

The urease activity was determined in each sample, according to AACC standard 22-90 (1976). Experimental data were expressed as pH difference caused by urease converting urea to ammonia. The urease activity value of 0.3 pH difference (maximum) is accepted for a safety level for the soybean meal products. According to AOAC standard (1980), the protein content is defined as percentage of nitrogen multiplied by nitrogen-to-protein factor (6.25). The percentage of nitrogen in soybeans was estimated by Kjeldahl method, using a TKN analyzer.

Recently, fluidisation technique has been used as a means of heat treatment for soybeans to inactivate anti-nutritional factors (Soponronnari *et al.*, 2001). It was found that it was possible to reduce the level of urease activity, which is an indirect measure of trypsin inhibitor, using 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level. The results showed that soybean should not be dried below 23.5% from 33.3% dry basis (db) in order to avoid excessive grain cracking. The optimum conditions for heat treatment corresponded to a temperature of 140°C, bed depth of 18 cm and an air velocity of 2.9 m/s. These conditions resulted in 27% cracking, 1.7% breakage. In addition, Osella *et al.* (1997) studied the fluidised bed technique for drying and inactivation of heat-labile inhibitors in soybeans. As a result, soybean drying and inactivation can be performed in a single step while a high nutritional value can be maintained.

However, the fluidised bed dryer usually provides low heat and mass transfer between solid and gas phases, causing from the bubbling and slugging for such coarse particles (Gishler, 1983). Thus many researchers have developed spouted bed technique to improve the performance for drying cereal grains (Mathur and Epstein, 1974; Viswanathan *et al.*, 1986; Massarani, 1987; Pasos *et al.*, 1987; 1989). The aim of the present work was to study not only drying but also reduction in the anti-nutritional factors in soybeans with a two-dimensional spouted bed. In addition, the effects of moisture and temperature on the soybean quality such as

In addition to above quality attributes, cracking and breakage were inspected visually by identifying the cracked and broken kernels with the help

$$\text{Percentage of cracking} = \frac{\text{weight of cracked kernel}}{\text{weight of sample}} \times 100 \quad (1)$$

$$\text{Percentage of breakage} = \frac{\text{weight of broken kernel}}{\text{weight of sample}} \times 100 \quad (2)$$

Results and Discussion

Drying Rate

Temperature of grain entering the spout chamber as shown in Figures 2(a)-(d) requires different times to reach a steady state temperature within 15-20 min, depending on the inlet air temperatures and soybean initial moisture contents. For example, at 150°C and initial moisture contents of 14, 22, 28 and 32% db, the grain temperatures reach 130, 120, 115 and 112°C, respectively.

At high initial moisture contents (28% and 32% db), grain temperatures are slowly increasing under the same inlet air temperature due to a large amount of heat being used for evaporating water as shown in Figures 2(a)-(b) and 3(a)-(b). At low moisture contents (14% and 22% db), grain temperatures increased considerably while the reduction of moisture content is less significant than in the former case, see Figures 2(c)-(d) and 3(c)-(d). This means that the increase in grain temperature was limited by the presence of water in the kernel.

The reduction of moisture content in the kernel is shown in Figures 3(a)-(d). It was found that drying rates of soybean were increasing with the increase in inlet air temperature and that drying of soybean was occurring in the falling rate period. The final moisture content after 30 minutes of drying varied between 6 and 12% db, depending on the initial moisture content and drying temperature.

Effect of Moisture and Temperature on Urease Activity

Adequate heat treatment facilitates destruction of the anti-nutritional factors in soybean. The test result of urease activity at four different inlet air temperatures (120°C, 130°C, 140°C and 150°C) and at four different moisture contents (14, 22, 28 and 32% db) are shown in Figures 4(a)-(d). Figure 4(b) shows that at an initial moisture content of 28% db, the level of urease decreased to the acceptable level throughout high temperature range considered. At the initial moisture contents higher or lower than 28% db, urease activity are still higher than the desired level along with the temperatures of 120 and 130°C as shown in Figures 4(a), (c) and (d). However, in case of highest initial moisture content (32% db), it requires longer time for heat treatment

of a fluorescent lamp from 200-gram sample. The percentage of cracking and breakage were expressed by the following equations:

because at high initial moisture content the large amount of heat is used for evaporating water, so that the grain temperature increased slowly, as shown in Figures 2(a)-(b).

Effect of Moisture and Temperature on Percentages of Cracking and Breakage

The cracks and breakage of soybean drying at high temperatures are displaying a V-shape. These damages are caused by rapid moisture evaporation as reported by Overhults *et al.* (1973) and Soponronnari *et al.* (2001). The percentages of cracked and broken kernels obtained at different drying temperatures and at different initial moisture contents are shown in Figures 5(a)-(d). The number of cracks and breakage depended strongly on the final moisture contents and inlet air temperatures; they increased with decrease of final moisture content and with increase of inlet air temperature.

For the case of soybeans that were dried from 22.0, 28.0 and 32.0% db to 9.3, 12.3 and 12.4% db at 150°C, the percentage of cracked and broken kernels lies in the range of 58-64% and 3-4%, respectively. But if soybeans were dried from 14.0 to 5.6% db, percentage of cracking and breakage was 14.4 and 2.0%, respectively. This indicated that drying at low initial moisture contents results in smaller numbers of cracked and broken soybeans than that at high initial moisture contents at the same inlet air temperature (120°C-150°C). The cause of larger amounts of stress cracks and breakage was the rapid moisture evaporation at surface of kernel at the higher initial moisture content. On the other hand, at low initial moisture content, evaporation rate of water was very low, therefore, percentages of cracking and breakage decreased.

Effect of Moisture and Temperature on Soybean Protein

In addition to soybean quality attributes mentioned above, the protein content should also be considered. Table 1 shows protein content before and after heat treatment. It appears that the protein content is slightly changed with inlet air temperature and moisture content. Moreover, the soybeans have a brown color when the temperature exceeds 150°C and the initial moisture content is below 14% db.

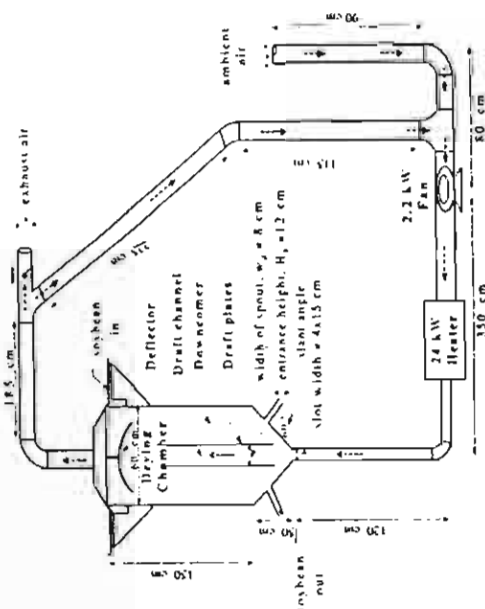


Fig. 1 Schematic diagram of a two-dimensional spouted bed dryer

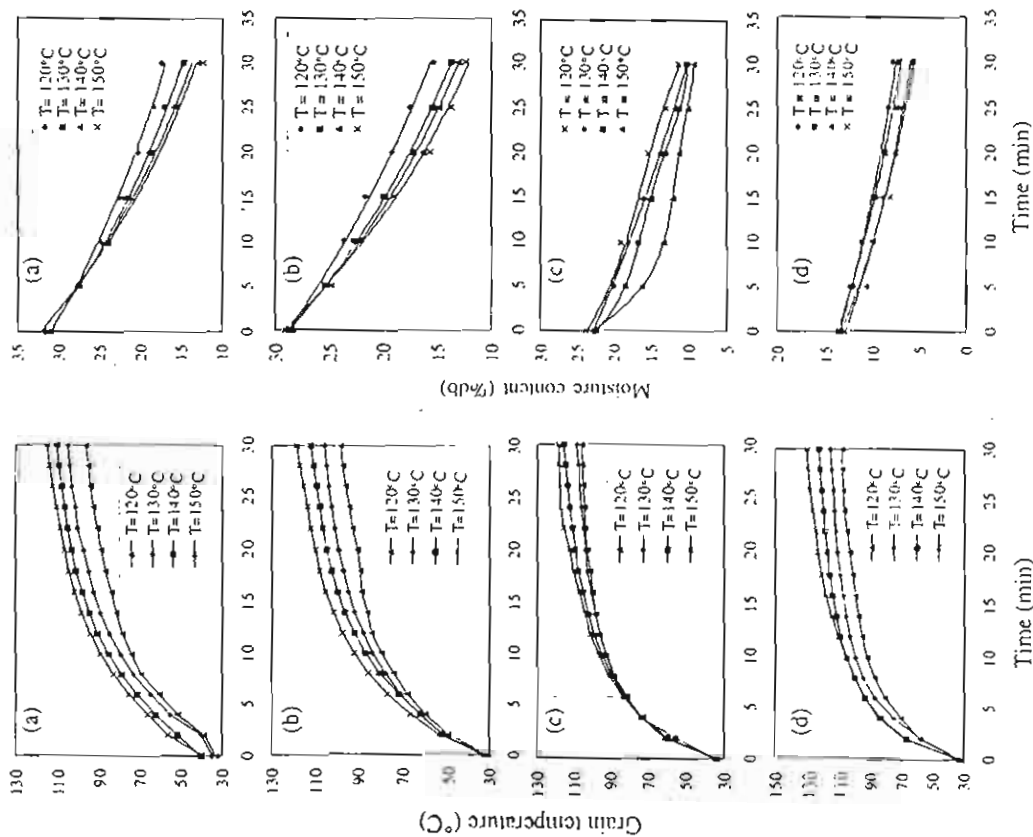


Fig. 2 Temperature of grain entering the spouting channel in function of drying time at initial moisture contents of (a) 32%, (b) 28%, (c) 22% and (d) 14% db

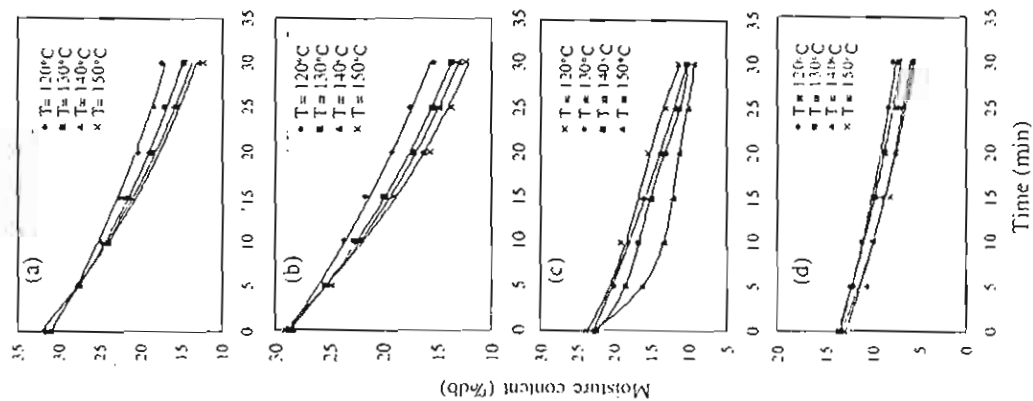


Fig. 3 Moisture content of soybeans in function of drying time at initial moisture contents of (a) 32%, (b) 28%, (c) 22% and (d) 14% db

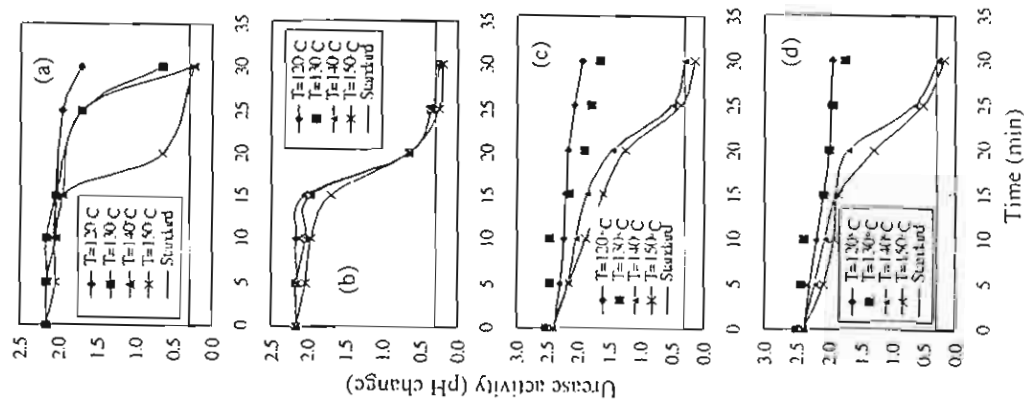


Fig. 4 Urease activity as a function of drying time with initial moisture contents of (a) 32%, (b) 28%, (c) 22% and (d) 14% db

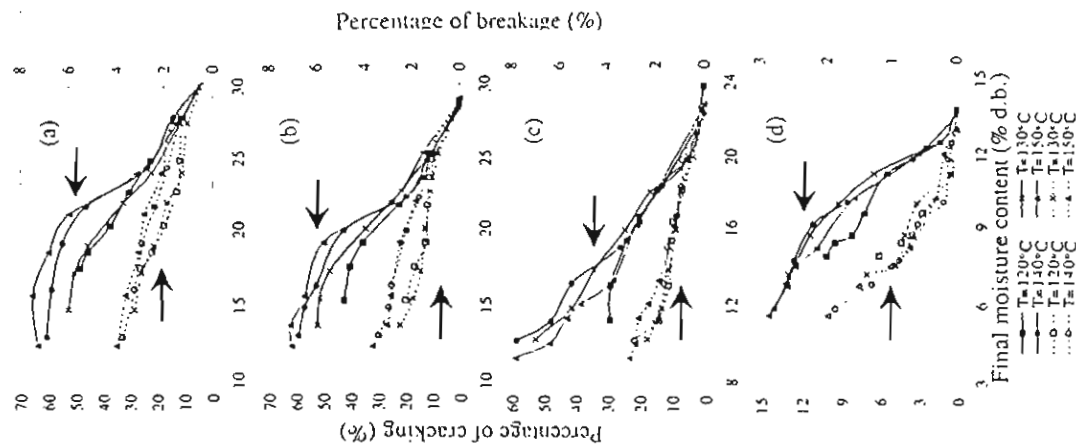


Fig. 5 Percentage of cracking and breakage as a function of final moisture content with initial moisture contents of (a) 32%, (b) 28%, (c) 22% and (d) 14% db

Conclusions

Two-dimensional spouted bed dryer can be used for drying and heat treatment. It can reduce the urease to adequate level and maintain the protein content as long as the drying temperature remains between 140 and 150°C. Under these conditions, moisture content was reduced from 14-32% db to 6-15% db. The degree of cracking and breakage depend strongly on both temperature and final moisture content. To maintain the color of soybeans, the inlet air temperature should be lower than 150°C and the final moisture content should be higher than 6% db.

Acknowledgements

The authors would like to thank the Thailand Research Fund (TRF) for the financial support provided for this work.

References

- A. A. C. 1976. Official and Tentative Methods of the American Oil Chemists' Society (2nd ed.) J. Am. Oil Chem. Soc., AACC Method 22-90.
- A. O. A. C. 1965. Official Methods of Analysis (10th Ed.) Assoc. Official Agric. Chem., Washington, D. C.
- Faber, J. L. and D. R. Zimmerman. 1973. Evaluation of infrared-roasted and extruder-processed soybeans in baby pig diets. J. Animal Sci. 36 (5): 902-907.
- Gishler, P. E. 1983. The Spouted bed technique-Discovery and Early Studies at N. R. C., Can. J. Chem. Eng. 61: 267-268.
- Lin, K. 2000. Expanding soybean food utilization. Food Tech 54: 46-58.
- Massarini, G. 1987. Secagem de produtos agrícolas. Vol. 2. Editora UFRJ, Rio de Janeiro.
- Mathur, K. B. and N. Epstein. 1974. Spouted bed. Academic Press. 52: 129-144.
- Osella, C. A., N. A. Gordo, R. J. Gonzalez, E. Tosi and E. Ra. 1997. Soybean heat-treated using a fluidised bed. Lebensm. Wiss. u.-Tech. 30: 676-680.
- Overhults, D. G., G. M. White, H. E. Hamilton and J. J. Ross. 1973. Drying soybean with heated air. Trans. Am. Soc. Agric. Eng. 16: 112-113.
- Passos, M. L., A. S. Mujumdar and V. G. S. Raghavan. 1987. Spouted beds for drying: Principles and design considerations. Adv. Drying. 4: 359-397.
- Passos, M. L., A. S. Mujumdar and V. G. S. Raghavan. 1989. Spouted and spouted-fluidised beds for grain drying. Drying Tech. 7: 663-696.
- Renner, R. and F. W. Hill. 1960. Studies of the effect of heat treatment on the metabolizable energy value of soybeans and extracted soybean flakes for the chick. J. Nutrition. 70: 219-225.
- Singh, R., G. Singh and G. S. Chahhan. 2000. Nutritional evaluation of soy-fortified biscuits. J. Food Sci. Tech. 37: 162-164.
- Soponronnarit, S., T. Swasdisevi, S. Weichacama and W. Wuttivachai. 2001. Fluidised bed drying of soybeans. J. stored prod. Res. 37: 133-151.
- Stephenson, E. L. and L. Tollet. 1959. Processing of soybeans for broiler feeding. Feedstuffs. 31: 8.
- Viswanathan, K., M. S. Lyall and B. C. Raychadhury. 1986. Spouted bed drying agricultural grains. Can. J. Chem. Eng. 64: 223-232.
- White, C. L., D. E. Greene, P. W. Waldrup and E. L. Stephenson. 1967. The use of unextracted soybeans for chicks. Poultry Sci. 46: 1180-1185.
- Wright, K. N. 1981. Soybean meal processing and quality control. J. Am. Oil Chem. Soc. 58: 294-310.

Table 1 Comparison between protein content in raw and dried soybeans

T _i (°C)	M _i (% db)	Protein in raw beans	Protein in dried beans	T _f (°C)	M _f (% db)	Protein in raw beans	Protein in dried beans
120	22	40.6	39.0	120	14	43.8	41.8
130	22	43.7	43.4	130	14	42.8	41.3
140	22	42.7	40.7	140	14	43.5	42.2
150	22	40.8	39.8	150	14	42.4	42.3

*Note: T_i = inlet air temperature and M_i = initial moisture content

Quality Management and Market Access

Proceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar
on Postharvest Technology

Lotus Hotel Pang Suan Kaew
Chiang Mai, Thailand

11-14 September 2001

Organized by:

Entomology and Zoology Association of Thailand
Thai Phytopathological Society
Thai Society of Agricultural Engineering
Department of Agriculture, Ministry of Agriculture and Cooperatives

Sponsors:

National Center for Genetic Engineering and Biotechnology, National
Science and Technology Development Agency
Postgraduate Education and Research Project in Postharvest Technology,
Chiang Mai University
LADDA CO., LTD.

Sulprakam, C., S. Ruay-Aree, G. Sreedatek, B. Longpratt, B. McGlasson, A. Hocking, J. Van, S. Graver,
A. Wongkobratt and P. Visarathanonh, eds. 2002. Quality management and market access. Pro-
ceedings of the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology, Lotus Hotel Pang
Suan Kaew, Chiang Mai, Thailand, 11-14 September 2001. 540 pp.

ISBN 974 436 249 9

Printed in Bangkok, Thailand by Pany Publishing Co. Ltd.

Cover photograph:

- 1 Paddy (Suphanburi 2) photo : Rice Research Institute Bangkok, Thailand)
- 2-3 Fruits and vegetables in market Bangkok. (photo : M. Kongsuwan)
- 4 Fluidised bed dryer (photo : S. Soponronnari)

FLUIDIZED BED PADDY DRYING USING SUPERHEATED STEAM

Chaiyong Taechapairoj¹, Isares Dhuchakallaya¹, Somchart Soponronnarit¹,
Somboon Wetchacama¹, Somkiat Prachayawarakorn²

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

ABSTRACT

Fluidized bed drying using superheated steam was used to reduce the moisture content of the product from 45 % dry basis to 16-28 % dry basis. The conditions conducted in this experiment were the initial moisture contents of paddy of 25-45 % dry basis, bed heights of 10, 12.5 and 15 cm, and the temperatures of 150 and 170°C with constant pressure of 106.1 kPa. The effect of inlet superheated steam temperature on the removal of moisture was much more significant than that of bed height. It was possible to reduce the high moisture content of the paddy down to 18 % dry basis with capable of maintaining the quality of the paddy in terms of head rice yield. Comparing to previous works on fluidized bed drying using hot air, the paddy dried with superheated steam has approximately 30 % higher quality of head yield. It was also found that the initial moisture content had a significant effect on the white belly of rice product.

Key Words and Phrases: Grain; Head rice; Quality; White belly.

INTRODUCTION

Paddy is an important food crop in the world. This cereal is processed into several products, in addition to a staple food. Before having passed through processes, freshly-harvested paddy needs to be dried in order to avoid the quality deterioration by microorganisms and respiration effect.

A drying method which is utilized effectively for essentially high moisture grains, for example, paddy, parboiled rice, soybean and maize, is a fluidisation technique, by which air and solid particles are rigorously mixed. It has been suggested that high moisture paddy should be dried quickly to approximate 23% dry basis (d.b.) and then subjected to ambient air drying in a storage bin until its moisture content is down to 16% d.b. (Soponronnarit and Prachayawarakorn, 1994). Sutherland and Ghaly (1990) pioneered in the intensive investigation on the feasibility of using hot-air fluidised-bed drying technique for paddy.

Their experiments showed that the head rice yield related with the final moisture content: the head rice yield was 58-61% when paddy was dried from 28.2 to 20.5% d.b. but was 15-24% for the final moisture content lower than 20 % d.b. For the transport of moisture in duration of drying by such approach, Tumambing and Driscoll (1991) found that the drying rate of paddy was mainly controlled by internal diffusion.

Drying medium which is used for carrying the evaporated water and fluidising solid particles is hot air and superheated steam. The superheated-steam drying offers important advantages over hot air drying: I) the energy supplied to the dryer can be saved economically by recycling the exhaust steam for the system being operated in a closed loop, II) the energy from the exhaust steam resulting from the evaporation of moisture inside the solids can be recovered and used in the other sections, III) the environmental pollution or the odour emission to atmosphere can be eliminated, IV) oxidation in the superheated steam drying can be prevented due to free oxygen atmosphere, thus improving the product qualities in particular colour, texture and nutritive values (Padua and Juliano, 1974).

General characteristics of the drying process insignificantly change when superheated steam is used instead of hot air. The major differences include: I) the steam condensation at the material surface during the initial of drying period, II) higher drying rate in superheated steam at above inversion temperature, III) no gas film resistance around the solid surface, allowing the enhancement of mass transfer rate.

The use of high steam temperature over its saturation point may cause a serious problem for thermally sensitive food materials, such as browning reaction, discolouration and protein denature. In some cases, however, it provides beneficially for changing the textural property, for example, shrimp drying with superheated steam presented a lower degree of shrinkage than that using hot air (Prachayawarakorn et al., 2002).

The purposes of this paper are to investigate the drying characteristics of paddy in superheated-steam fluidised-bed dryer and to determine the qualities in terms of head rice yield, whiteness and white belly.

MATERIALS AND METHODS

A batch superheated-steam fluidised-bed dryer is schematically illustrated in Figure 1. It consisted of five main components: a cylindrical chamber with an inner diameter of 15 cm and a height of 100 cm, a 13.5 kW electrical heater for converting saturated-steam to superheated-steam, a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 2.2 kW motor, a reverse flow cyclone and a small boiler with a 31 kg/h capacity of generating steam. Superheated-steam temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. Before using steam for drying, hot air was used for warming up the system until the temperature in every part reached the desired level. Then, the steam was replaced accordingly. The steam generator was generated the saturated-steam at 106 kPa (absolute pressure) with the corresponding temperature of 100°C . When the saturated steam was flowed through the electrical heater, the additional heat was supplied to raise the steam temperature up to the desired level. It was

subsequently flowed through the fluidised-bed dryer. After that, the small dust particles and the immature grains being suspended in the exhaust steam were collected at the cyclone. Finally, all quantity of cleaned exhaust steam was reused again.

In preparing the moisture content, the paddy was rewetted to a desired moisture content and then kept in a cool room at the temperature of 3-5°C for 5-7 days to ensure uniform moisture content throughout the kernels. The experimental conditions were set up as follows: initial moisture contents of 25-45% d.b., bed depths of 10-15 cm, superheated steam temperatures of 150-170°C, a fixed superficial velocity of 3.1 m/s. Temperatures at different positions were measured by Chromel-Alumel thermocouples (Type K) connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. After drying, paddy kernels were slowly cooled down to ambient temperature and kept in a polypropylene bag. Then, they were gently ventilated with an ambient airflow rate until their moisture content was reached 16 % d.b. Finally, a 300 g sample was kept in a seal plastic bag for 2 weeks before testing head rice yield, whiteness and white belly.

The moisture content of paddy was determined by an electrical air oven at a temperature 103°C for 72 h. Paddy qualities in terms of head rice yield and whiteness were determined quantitatively and compared to the reference sample (paddy dried by the ambient air). The methods were followed by the guideline of the Ministry of Agriculture and Cooperatives, Thailand. Head rice is defined as milled rice having kernel length at least three-fourths of its original length. The head rice yield was defined as the mass of white rice that remains as head rice after complete milling divided by the mass of paddy sample.

From the experiments, the head rice yield of fresh paddy samples obtained for each time had a relative difference and it might thus be difficult to compare the paddy quality obtained from different drying conditions. To make a clear comparison, the head rice quality was therefore represented as a relative head rice yield. The relative head rice yield is defined as the ratio of head rice obtained from artificial drying to that from the natural air drying.

In addition to the head rice yield, the other two qualities of paddy, translucence, which was directly measured by whiteness, and white belly were also examined. Characteristic of opaque white spot occurred at paddy kernel may be widely divided into the white belly and the chalky grain. The white belly arises from the incompletely or partially gelatinised paddy, but the chalky grain has its own characteristic depending upon the genotype of paddy, so there still exists in the grain in spite of the complete gelatinisation. The white rice samples were measured the colour by using a Kett digital whiteness meter (Model C-300). Before measuring the colour of sample, the whiteness meter must be calibrated with a white coloured reference, presenting a standard value of 86.3. Throughout this work, the colour of sample was represented in terms of the relative whiteness which was defined as the whiteness of the sample from the artificial drying divided by that from the natural drying.

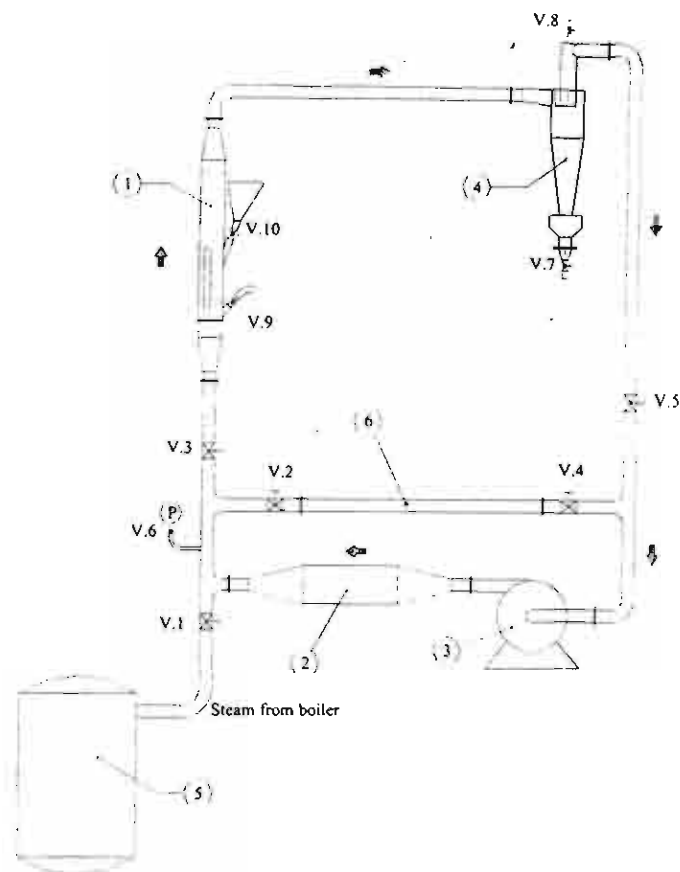


Figure 1 A schematic diagram of superheated-steam fluidized bed dryer: 1) fluidized bed dryer, 2) heater, 3) fan, 4) cyclone, 5) boiler and 6) bypass line

RESULTS AND DISCUSSION

DRYING BEHAVIOUR

Figure 2 shows the behaviour of paddy kernels dried in the superheated steam at different temperatures and bed heights. In the first half a minute, the paddy kernels adsorb a small amount of the condensed water and thus, their temperature rapidly increases to the saturation point corresponding to 100°C. As can be seen in this figure, the samples can gain evenly the water content although the operating parameters such as temperature and bed depth are changed. Such results are dissimilar to the work reported by Tang and Cenkowski (2000), who studied the potato drying in a batch tray dryer using superheated steam. In their work, the initial gain in moisture content varied with the temperature; the samples could gain more moisture content with lower steam temperature. A possible reason for this contradiction can be explained that using high steam velocity in the present work (> 3 m/s for the fluidised bed) leads to the combination of high heat and mass transfer rates accordingly. Thus, the large amount of condensed water existing between kernels evaporates rapidly, instead of diffusing it into the grains. From Figure 2, the initial gains in moisture content for samples at different conditions are approximately 0.02 d.b.

As seen in figure 2, the total drying time for obtaining the given moisture content decreases with the increase in steam temperature, as expected. This is in consistence with the fundamental drying theory, which explains that higher heat flux is transferred to the bed of paddy with higher temperature. Besides the effect of temperature, the bed depth or, in the other words, the total surface area of grains in the bed is another factor that reflects the amount of water evaporation rate from the grains; thicker grain bed depths provide the relatively lower moisture reduction rates for a single gain, thereby allowing the longer drying time. This is because the heat supply is rather small, along with the poorer heat convection. As previously shown in Figure 2, it clearly demonstrated that the temperature was relatively more prevalent contribution, comparing to the bed depth effect.

Figure 3 represents the comparative drying characteristics of paddy in superheated-steam and hot air. After passing through the condensation stage, the moisture content reduces exponentially with drying time, indicating that the main resistance to moisture movement is in the interior. In this moisture reduction step, the drying curve is very similar to that found in the hot air drying, but the total drying time for steam is relatively shorter in spite of the existence of condensation period. The faster moisture reduction is due to the higher heat transfer rate in the superheated-steam at this temperature.

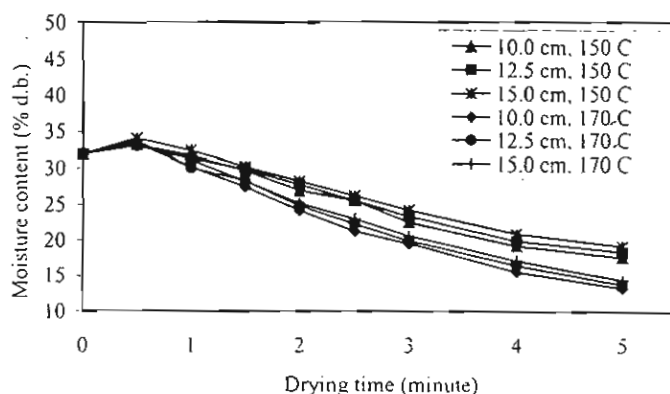


Figure 2 Evolution of moisture content of paddy at different bed heights and inlet superheated steam temperatures

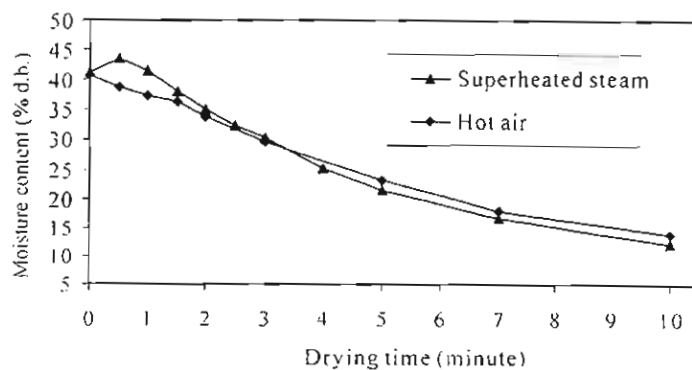


Figure 3 Comparison of drying rates of paddy dried under superheated steam and hot air drying (Temperature = 150°C , Bed height = 10 cm and velocity = 3.1m/s)

HEAD RICE YIELD

The behaviour of the head rice change in the superheated-steam fluidised bed dryer at different drying conditions is shown in Figure 4. The reference head rice yields of samples vary in a narrow range between 39 and 42%, indicating the uniformity of paddy quality obtained from the fields and the sound quality according to these values. When the paddy was subjected to be dried with steam, the results are clearly evident that the head rice yield from the samples can be maintained or even better than that from the reference samples, with the values being in a wide range of 100 and 180% depending upon the final moisture content. At the final moisture content above 18% d.b., the relative head rice yield is rather constant, showing the values between 160 and 180%. After that, the head rice yield rapidly decreases. The higher head rice yield when compared to the reference one is due to the effect of partial gelatinisation occurring in the paddy grain. To confirm our explanation, we quantitatively determined the white belly

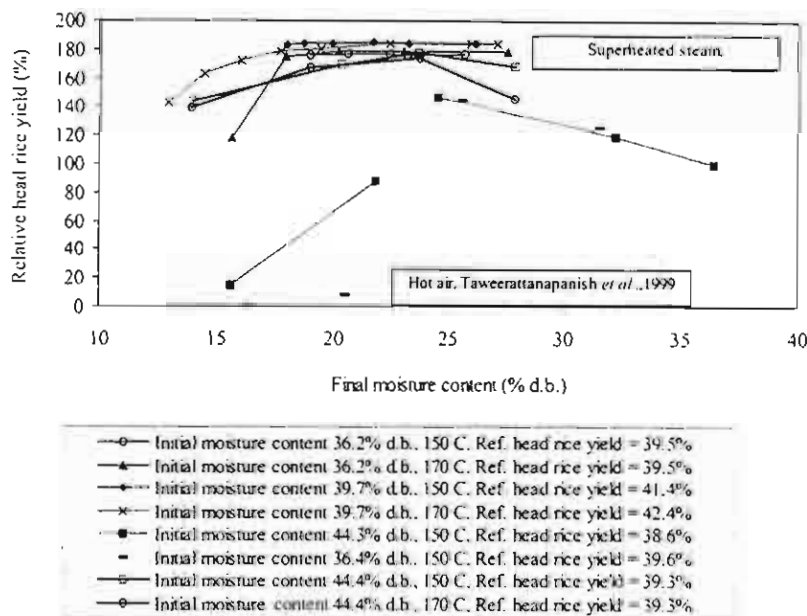


Figure 4 Relationship between relative head rice yield and final moisture content during drying in hot air and superheated steam

occurred, as will be shown in Figure 5. In gelatinisation steps, when high moist paddy is heated up and grain temperature reaches the temperature being between 65 and 70°C, its starch cell will swell and loss birefringent property. This causes the protein decomposition and then it will penetrate into the void spaces amongst the starch granules, resulting in reduction of fissures within the grain kernels (Ranghavendra Rao and Juliano, 1970). Consequently, the paddy dried by superheated steam becomes rigid and tough, and can resist to milling, as a result. That is the reason why the head rice yield of paddy dried in the steam is higher than that of reference.

However, the drop of head rice after 18% d.b. may be caused by the prevalent contribution of the tension near the surface and the compression at the centre of kernel, leading to fissure development although some extents of fractures and void space on the grain surface disappeared at the early drying period due to swelling of starch granules.

Comparing to the Taweerattanapanish's work (1999) which was performed with hot air drying, the head rice for samples dried by superheated steam is significantly higher in amount and predominantly more stable in a wider range of final moisture contents. This is because the transfer of heat is very rapid through the steam condensation and then the condition for taking place the gelatinisation is more full fill. However, the completed gelatinisation requires the sufficient amounts of gelatinisation time, water and heat. From the observation, we found that the paddy was not completely gelatinised, according to the detection of white belly.

For the hot air drying, evaporation of water around the grain surface occurs at the wet-bulb temperature and the moisture removal is very fast at initial drying period without condensation, as previously shown in Figure 3, so that the drying goes on with yielding the lower degree of gelatinisation as compared to superheated steam one. The resulting head rice yield becomes lower. As dictated in Figure 4, the level of head rice for hot air samples at 150 and 170°C increases, unlikely to superheated steam ones, when the moisture content is laid down from 44 to 25% d.b., with the highest value of 140% at 25% d.b.

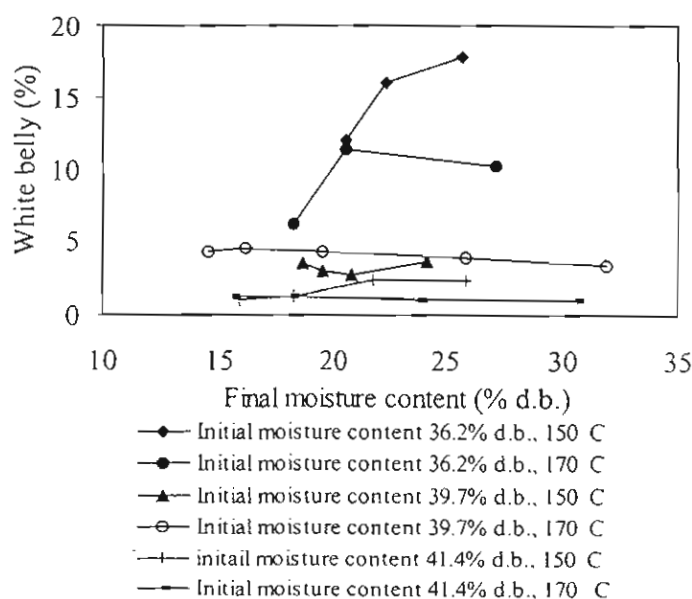


Figure 5 Relationship between percentage rice white belly and final moisture content of paddy at different initial moisture content and temperature

RICE WHITENESS

The change of the colour of samples from the steam temperatures of 150 and 170°C and the initial moisture contents of 36 and 44% d.b. is exhibited in Figure 6. The relative rice whiteness curves at the first 3 minutes of total drying times steeply changes from the original relative value of 100% and afterwards they appears to be slight alternations with the final moisture contents. Such a colour change characteristic for the steam drying takes a more serious effect as compared to the hot air drying (Taweerattanapanish et al., 1999) as depicted in Figure 6, showing the noticeably lower value of the relative rice whiteness for the steam. The main cause of the rapid change in the colour is partly due to the steam condensation onto the paddy surface. The resulting bran covered around kernel is dissolved and then absorbed by the endosperm. To approve our explanation, we checked the quantity of bran after milling the brown rice, with a measured value of 5% which was lower than that from the reference sample (10%).

The temperature used for drying is also an important factor influencing the degree of whiteness; the higher temperature causes the lower value of whiteness. The illustration of this effect can be seen in the case of moisture content 36.2% d.b. and temperatures 150 and 170°C, showing a relative value of 55 at 150°C and of 50 at 170°C for the final moisture content of 23-24% d.b.

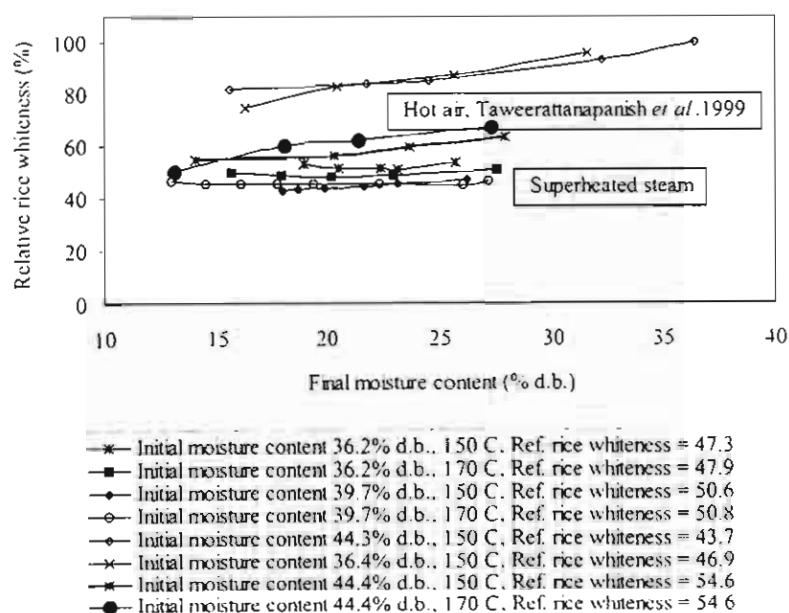


Figure 6 Relationship between relative rice whiteness and final moisture content during drying in hot air and superheated steam

WHITE BELLY

White belly in rice kernel is an indication of gelatinization as previously explained. The individual head rice kernel after milling was graded manually to check the white belly. Kernel obtained from drying

which has the opaque white area higher than 50% of its total area is selected to be the white belly category. The white bellies found in the experiments were frequently occurred at the central area of kernel and the area near the endosperm. The percentage of white belly shown in Figure 6 was calculated by the number of white belly kernels divided by the total number of head rice kernels. It is evident that the amount of white belly depends strongly on the initial moisture contents, but it is weakly dependent on the steam temperature. The degree of white belly is significantly lower with higher initial moisture contents. For example, the amount of white belly at 150°C is 10 for the initial moisture content of 36.3% d.b. whilst it is lower than 5, 2% for the initial moisture content of 39.7, 41.4% d.b., respectively. The lower quantity of white belly may imply the higher degree of gelatinisation. In commercial practice, the white belly of less than 1.5% indicates the premium quality of parboiled rice, which means almost completely gelatinized.

CONCLUSIONS

In the first half minute of drying paddy with superheated steam using fluidised bed approach, a small amount of moisture content is slightly gained from the steam condensation onto the surface and the gain in moisture content is rather independent to the steam temperature. The main moisture transport inside a single paddy kernel is controlled by the internal diffusion.

In superheated steam drying, more stable head rice yield in a wider range of final moisture content, together with higher head rice yields, when compared to those from the hot air one, is accomplished whilst rice whiteness apparently darkens. In addition to such qualities, the degree of white belly decreases with increase in the initial moisture content, providing relatively higher head rice yield. To maintain good head rice yield, it recommends that high moist paddy should not be dried to be lower than 18% d.b.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support, Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling and Pathum Thani Rice Research Center for testing physical quality of rice.

REFERENCES

- Ranghavendra Rao, S. N., and Juliano, B. O., 1970, Effect of parboiling on some physicochemical properties of rice, *Journal Agricultural Food Chemistry*, 18, pp. 289-294.
- Padua, A.B., and Juliano, B.O., 1974, Effect of parboiling on the thiamine, protein and fat of rice, *Journal Science Food Agriculture*, 25, pp. 697-701.
- Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., and Jaisut, D., 2002, Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air, *Drying Technology* (To be published)

- Soponronnarit, S., and Prachayawarakorn, S., 1994, Optimum strategy for fluidised bed paddy drying, *Drying Technology*, 12 (7), pp. 1667-1686.
- Sutherland, J.W., and Ghaly, T.F., 1990, Rapid fluid-bed drying of paddy rice in the humid tropics, Presented Thirteenth ASEAN Seminar on Grain Postharvest Technology, Bandar Seri Begawan, Brunei Darussalam, pp. 1-12.
- Tang, Z., and Cenkowski, S., 2000, Dehydration dynamics of potatoes in superheated steam and hot air, *Canadian Agricultural Engineering*, 42(1), pp. 6.1-6.13
- Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N., and Wongpiyachon, S., 1999, Effect of drying on rice yield using fluidisation technique, *Drying Technology*, 17 (1&2), pp. 345-353.
- Tummambling, J.A., and Driscoll, R.H., 1991, Modelling the performance of continuous fluidised bed dryer for pre-drying of paddy, In *Proceeding of 14th ASEAN Seminar on Grain Post-Harvest Technology*, Manila, Philippine, pp. 1-16.

DRYING 2002

DRYING 2002

Editors: C.W. Cao Y.K. Pan

X.D. Liu Y.X. Qu

Series editors: A S Mujumdar



Volume ABC

EXPERIMENTS ON IN-STORE PADDY DRYING UNDER TROPICAL CLIMATE : SIMULATION AND PRODUCT QUALITY

Yutthana Tirawanichakul¹, Somkiat Prachayawarakorn², Watunyul Chaiwatpongskorn,
Patcharee Trangtrakoon³ and Somchart Soponronnarit¹,

¹ School of Energy and Materials, ² Faculty of Engineering, King Mongkut's University of
Technology Thonburi (KMUTT), Pracha-Utiti Rd., Thungkru, Bangkok 10140, THAILAND.

³ Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University (KU), Wipawadee-
Rungsit Rd., Bangkhen, Bangkok, THAILAND

=====

ABSTRACT

The main objective of this work is to study the rice whiteness and paddy qualities of rice in terms of hardness, stickiness, cohesiveness and germination of rice. The prediction results of moisture content and whiteness of rice are compared to the experiment results using a near-equilibrium drying model, which is modified by including whiteness kinetics of rice kernel. The long grain rice (Suphanburi1 high amylose *indica* variety), which consists of amylose content of 27%, is used for all experiments. The experiments are set up at the average ambient temperature of $30\pm4^{\circ}\text{C}$, average relative humidity of $76\pm8\%$ with a fixed bed depth of 1.0 m. Specific air flow rate of 0.65 and $0.93\text{ m}^3/\text{min}\cdot\text{m}^3$ of paddy are forced continuously through the paddy bulk at an initial moisture content of 18.5% and 20.1% wet basis, respectively. The desired final moisture content of paddy is about $13.3\pm0.6\%$ wet basis. The results show that drying rate and the whiteness predictions are in good agreement to those from the experiments. The in-store drying using ambient air condition does not produce notable effect on the rice whiteness, head rice yield and the percentage of paddy germination. However, the hardness, stickiness and cohesiveness of rice are significantly different.

Keywords: Drying model, Grain, In-store drying, Rice quality

INTRODUCTION

Freshly harvested paddy may contain the water around 18 to 23% wet basis. The management of highly moist paddy during the harvesting period is a serious problem because high humidity condition can encourage the excessive mould growth and the high respiration rate from grain. Consequently, dry matter is lost and heat liberated from respiration and biological activities may accelerate rice yellowing [Soponronnarit and Nathakarakul, (1990)]. To obtain high quantity of paddy and prevent all the above problems, moisture content should be reduced and gentle drying is an essential technique for this purpose. The in-store paddy drying, which is well known as a fix-bed drying, is the most common method. This drying technique always yields a good quality of milled rice because of low drying temperature and low specific air flow rate [Soponronnarit, (1988); Soponronnarit and Chinsakolthanakorn, (1990)].

To ensure a high head rice yield and a high germination rate of rice, the recommended drying temperature should not exceed 43°C [Soponronnarit and Preechakul, (1990)]. Soponronnarit, (1987a and 1987b) suggested that drying time for in-store paddy drying should not be longer than 12 and 21 days for the moisture content at 20% and 18% wet basis respectively, to be not higher than 0.5%.

Quality index, which is used for considering quality of rice, is the head rice yield and the rice yellowing. Many researchers have studied on physical quality either in term of yellowness or whiteness [Quitco, (1982); Gras and Bason, (1989); Soponronnarit *et al.* (1998)]. Gras and Bason, (1989) reported that the loss in the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellow.

Quitco, (1982) observed yellowing of milled rice and concluded that the accumulation of fungal metabolites (*Fusarium sp.*, *Aspergillus flavus*) might be expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning reaction might cause the overall change in hue. Some microorganisms, such as *Curvularia sp.*, *Aspergillus terreus* and *A.ochraceus*, might be expected to produce the black rice kernels. Some researchers [Gras and Bason, (1989); Soponronnarit *et al.* (1998)] studied on the influence of the water activity, temperature and storage atmosphere on the yellowing of white rice kernels. Gras *et al.* (1989) summarized that the water activity and temperature intensively affected the degree of yellowing rate and the rate was slightly affected by the presence of oxygen (O₂) but not by the carbon dioxide (CO₂). Soponronnarit *et al.* (1998) studied on the yellowing of rice kernel. In their work, initial moisture content of paddy was about 19.4% wet basis. The results indicated that the yellowing kinetics were the zero order and the equation used for yellowing rate was in the range of 35°C to 65°C and water activity of 0.80 to 0.95%.

In the present work, the quality of paddy during drying under hot and humid weather is investigated. The yellowing of rice, paste viscosity, hardness, stickiness and cohesiveness of rice (Texture analysis) are considered. A mathematical model developed by Soponronnarit and Nathakaranakule, (1990) for predicting the moisture content and the yellowness is also presented.

MATHEMATICAL DRYING MODEL

Mathematical models for deep layer grain drying can be divided into 3 models as follows: non-equilibrium model [Brooker *et al.* (1974)], near-equilibrium model [Soponronnarit, (1988)] and logarithmic model [Hukill, (1947)]. The near equilibrium model developed by Soponronnarit, (1988) was represented in this work. The main equations of the model are as follows:

(a) Energy balance equation for a thin layer

The sum of changes of the internal energy within a control volume of a thin bed and the enthalpy of flowing stream is equal to zero. The following equation can thus be written as

$$c_a T_o + (2502 + c_v T_o) W_o + R c_{pw} \theta_o = c_a T_f + (2502 + c_v T_f) W_f + R c_{pw} T_f \quad (1)$$

Where c = specific heat capacity, kJ/kg-°C

T = air temperature, °C

θ_o = grain temperature, °C

W = absolute humidity, kg H₂O/kg dry air

R = ratio of dry grain mass to dry air mass, kg dry matter/kg dry air

With subscripts:

a = dry air
o = before drying
v = water vapor
f = after drying
pw = wet grain

(b) Mass balance equation for a thin layer

The assumption is that water vapor evaporated from the thin layer is equal to the change of water vapor in flowing stream. The equation of mass balance can thus be written as

$$W_f - W_o = (M_o - M_f) R \quad (2)$$

Where M = grain moisture content, decimal dry basis

(c) Thin layer drying equation

An empirical thin layer drying equation developed by Agrawal and Singh, (1977) was used. It can be written by,

$$MR = \left(\frac{M - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} \right) = \exp(-xt^y) \quad (3)$$

$$x = 0.02958 - 0.44565 RH_o + 0.1215T_o \quad (4)$$

$$y = 0.13365 + 1.93653 RH_o - 1.77431 RH_o^2 + 0.009468 T_o \quad (5)$$

Where RH_o = relative humidity of air before drying, decimal
 M_{in} = initial grain moisture content, decimal dry basis
 M_{eq} = equilibrium moisture content, decimal dry basis

(d) Dry matter loss(DML)

Seib *et al.* (1980) studied experimentally the dry matter loss of paddy and predicted its quantity in terms of grain temperature and moisture content. The equation can be written in the following empirical form:

$$DML = 1 - \exp[TERM] \quad (6)$$

In which

$$TERM = a \left(\frac{t}{1000} \right)^c \exp[D(1.8\theta - 28)] \exp[(E(M_w - 0.14))] \quad (7)$$

Where DML = dry matter loss, decimal t = storage time, h
 θ = grain temperature, °C M_w = grain moisture content, decimal dry basis

For long grain

a, c, d, e = 0.001889, 0.7101, 0.0274 and 31.63, respectively.

(e) Yellowness of rice kernel

The yellowing rate of paddy depended on temperature and water activity and an empirical equation for predicting the degree of yellowness was proposed by Soponronnarit *et al.* (1998) as given by

$$\frac{db}{dt} = k \quad (8)$$

$$\text{And } \ln k = 71.87 - 25.32a_w - \frac{25919.13}{T} + \frac{10712.78a_w}{T} \quad (9)$$

Where b = yellowness of rice, Hunter b unit t = time, day
 k = constant value for the yellowing rate, Hunter b unit/day

a_w = water activity, decimal

T = temperature, K

The relationship between the whiteness and yellowness can be expressed by

$$W = 85.1 - 3.36 b \quad (10)$$

Where W = whiteness of rice

The average moisture content and the average whiteness throughout the bed height can be determined by Equations (11) and (12) respectively.

$$\overline{M}_{av} = \frac{\int_0^L M(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (11) \quad \text{And} \quad \overline{W}_{av} = \frac{\int_0^L W(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (12)$$

Where $\overline{M}_{av}$ = average moisture content of paddy, % wet basis

$\overline{W}_{av}$ = average whiteness of rice kernel, %

$M(x)$ = moisture content of paddy, % wet basis

$W(x)$ = whiteness of rice in each bed depth, %

x = bed depth, m

L = total bed depth, m

MATERIALS AND METHODS

MATERIALS

FIGURE 1 shows a deep bed dryer which was comprised of a drying bin (Point 1), an electric heating unit (Point 2) and an outlet air duct (Point 3). The experiments of deep bed paddy drying were conducted in an insulated cylindrical bin having a diameter of 0.75 m and a height of 2.75 m. The bed depth of paddy was fixed at 1.0 m. Ambient air was blown through a perforated steel sheet and then into the grain bed. Specific airflow rate was varied by controlling the speed of forward curved blade centrifugal fan and butterfly valve. The air was flowed through the paddy bed from the bottom to the top of paddy bed and the outlet air was then delivered to the atmosphere.

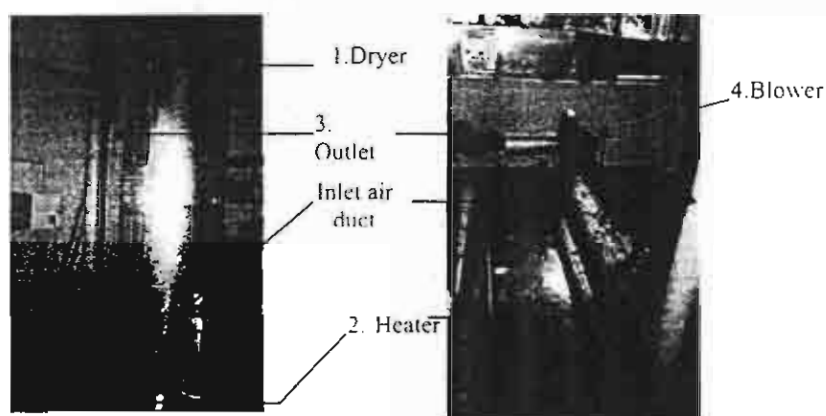


Figure 1 Schematic diagram of in-store drying system

METHODS

Dry paddy (Suphanburi 1, high amylose *indica* variety, moisture content of 12% wet basis) was rewetted by spraying water and then mixed and kept in a cold storage at the temperature of 4-8°C for 7 days. The desired initial

moisture content for the experiments are 20.1% wet basis for 1st experiment and 18.5% wet basis for the 2nd experiment. The moisture content of paddy was determined by the standard air oven method at 103°C for 72 hours. The paddy was dried continuously under drying ambient air condition with a volumetric flow rate of 0.93 and 0.65 m³/min-m³ of paddy for the experiment no.1 and the experiment no.2, respectively. During the experiments, inlet air, moisture content, grain temperature, outlet air, head rice yield, and whiteness were recorded. The grain temperatures, dry bulb and wet bulb temperatures were measured by K-type thermocouple, which were continuously monitored by a Yogokawa data logger with an accuracy of $\pm 0.1^\circ\text{C}$. Air relative humidity was determined from dry and wet bulb temperatures. Air velocity was measured by a hot wire anemometer. Product qualities of paddy in terms of head rice yield, whiteness, yellowness, viscosity and texture properties and germination of paddy were determined and compared to the control samples (The rewetted paddy was dried by ambient air ventilation in a thin layer dryer). The viscosity properties of rice samples were determined using an Rapid Visco Analyzer[RVA](Newport Scientific Ltd.) and texture analysis was determined in terms of hardness, stickiness and cohesiveness of rice using Texture analyzer.

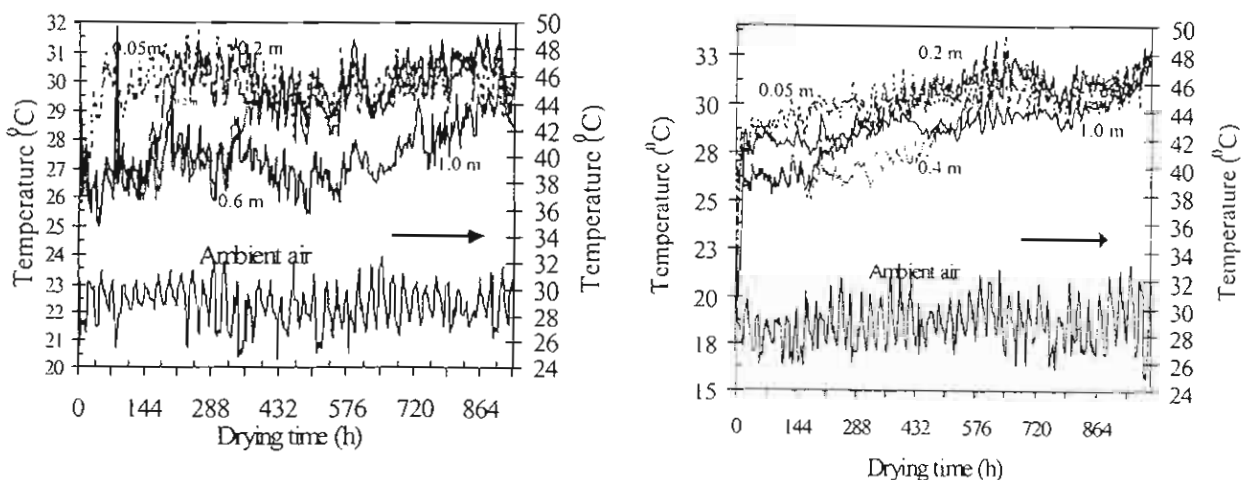
The methods were followed the guidelines of Rice Research Institute, Ministry of Agriculture and Agricultural Cooperative, Thailand. The head rice yield was defined as the ratio of mass of head rice obtained from milling to mass of paddy before milling. Relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to head rice yield obtained from the controlled samples. The yellowness of rice kernel was calculated from the whiteness and presented in terms of Hunter *b* unit.

RESULTS AND DISCUSSION

MOISTURE PROFILE AND ENERGY CONSUMPTION

The results are divided into 2 parts. Firstly, the comparison between moisture content of paddy and simulation results is presented. Lastly, the product qualities of rice will be discussed.

FIGURE 2 illustrated the evolution of temperature profile during drying periods in each bed height. FIGURE 2 showed that temperature profile at bed height, where the paddy was dried, was close to the ambient air.



2(a) Experiment no.1 (0.93 m³/min-m³ of paddy)

2(b) Experiment no.2 (0.65 m³/min-m³ of paddy)

Figure 2. The evolution of temperature profile during drying

The paddy was dried from the initial moisture contents of 18.5% and 20.1% wet basis to $14 \pm 1\%$ wet basis. FIGURE 3 illustrates the moisture profile of both experimental results and prediction results. FIGURES 3(a) and 3(c) show the moisture content in each bed depth throughout drying time for the specific flow rate of $0.93 \text{ m}^3/\text{min}\cdot\text{m}^3$ of paddy (The experiment no.1) and $0.65 \text{ m}^3/\text{min}\cdot\text{m}^3$ of paddy (The experiment no.2), respectively. The results show that the predicted moisture content tends to be slightly different from the experiment value, particularly at higher bed height which shows the moisture content prediction from the model higher than that from the experiments. FIGURES 3(b) and 3(d) intend to show the average moisture content prediction, which is included and excluded respiration effect for the calculation. The simulation with including the respiration effect shows the moisture content predictions more accurately than the excluded one. In addition, the respiration effect is more pronounced to moisture reduction in particularly at low airflow rate as shown in FIGURE 3(d), comparing to FIGURE 3(b).

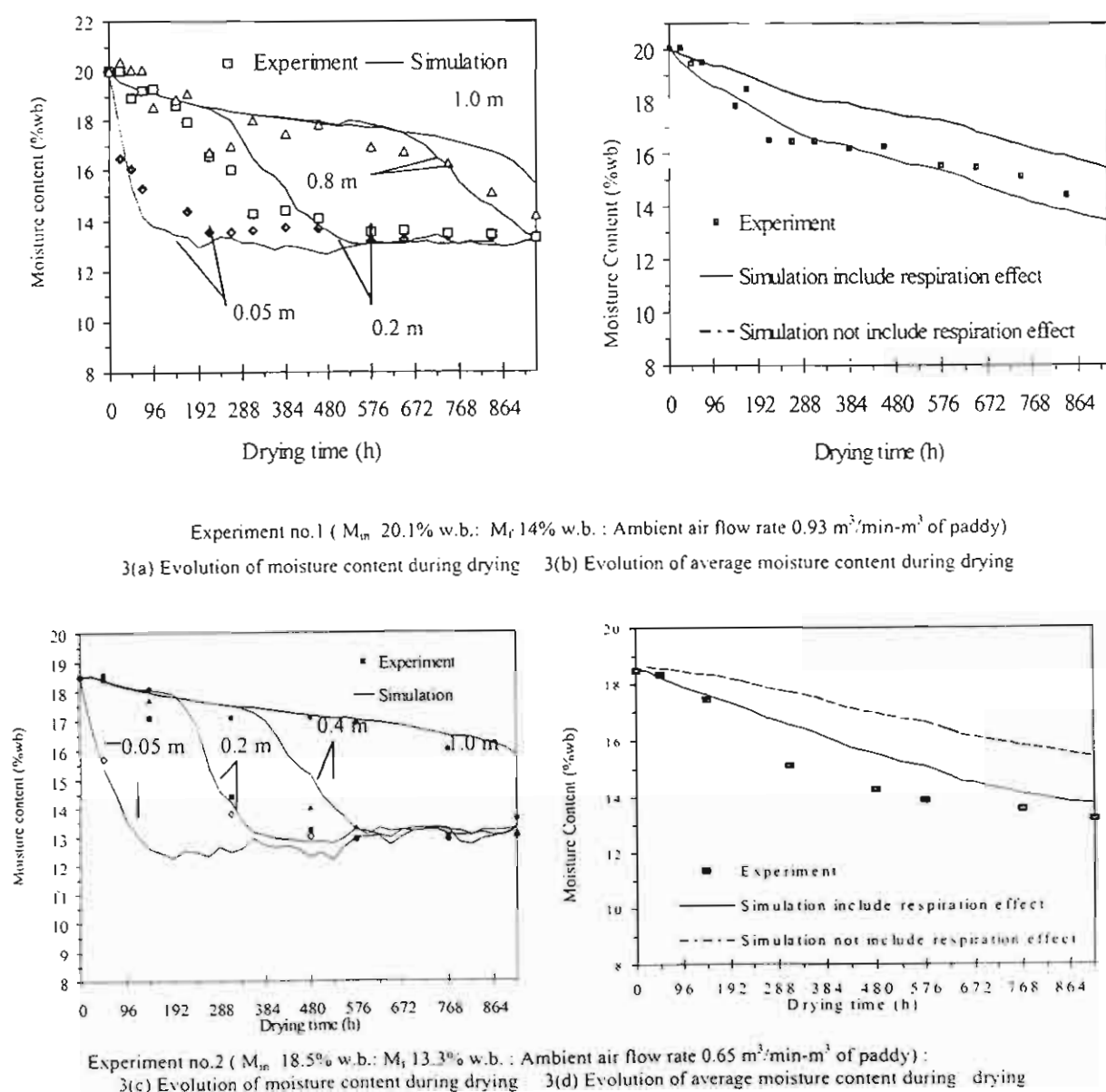
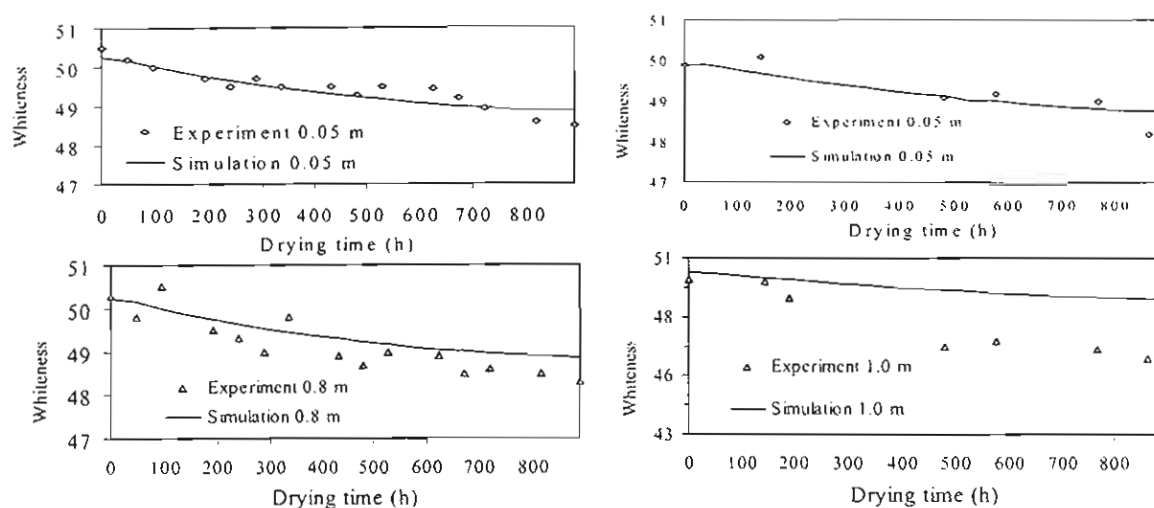


Figure 3. Evolution of moisture content profile and average moisture profile during drying

Energy consumption reported in this work covers only the mechanical energy used for driving the fan and heat loss at the motor was not included in the analysis. Comparison of specific energy consumption between prediction and experiment is not significantly different. The energy consumption of both experiments were in range of 0.97-2.11 MJ/kg of water evaporated which is obtained from the prediction values while the energy consumption of 0.09-0.11 MJ/kg of water evaporated is obtained from the experiments. Due to grain respiration effect, energy liberation corresponding to dry matter loss of 0.8-0.9% for both experiments, were about 0.8-2.0 MJ/kg of water evaporated. These amounts were used for evaporating the water. These mean the energy from respiration effect is the impartial contribution to reduce the moisture content of grain.

PADDY QUALITY

In experiment no.1, an average initial whiteness value of rice is 50.3 and the average final value of whiteness was 48.8 after the paddy was dried for 936 hours. For experiment no.2, an average initial rice whiteness is 49.8 and the average final value of rice whiteness was 49 for the bed depth of 0.05m.(bottom level) and 0.4 m.(middle level) after drying for 912 hours. The results were illustrated in FIGURE 4.



4(a) Experiment no.1 ($0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy) 4(b) Experiment no.2 ($0.65 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy)
Figure 4. The evolution of whiteness of rice during drying period

These values were good agreement between prediction values and experimental values while the paddy at high bed depth of 1.0m (top) was infected by fungi so the rice samples get more yellowing and damage so that its prediction becomes relatively lower is. The result showed that an experimentally determined rice whiteness values at the higher levels was slightly higher than these at lower bed levels as shown in FIGURE 4(a) and 4(b). This was because the drying rate at the lower bed height was higher than that at the higher bed height.

The average initial head rice yield of the experiments was about 50 and the value of relative head rice yield after drying was between 0.92-0.98. For the experiments, the germination of paddy was in range of 92.5-94.5% and 93-95% for control rice and after drying paddy, respectively. The results showed that they were insignificant different. These results could be concluded that in-store drying by ambient air ventilation was not affected the head rice yield and the germination.

VISCOSITY AND TEXTURE ANALYSES

Due to the rice samples from the experiment no.2 were infected by fungi so the amount of rice samples were not enough to all of the quality testing so the TABLE 1 only illustrated the chemical, physical and physico-chemical properties of rice in the experiment no.1

From the quality parameters, they indicated that rice after drying was changed in physical properties in terms of hardness, stickiness and cohesiveness and also was changed in physico-chemical properties in terms of viscosity. The value of rice hardness, stickiness and cohesiveness after drying were higher than control rice as shown in TABLE 1. The increasing changes of the hardness, stickiness and cohesiveness after drying were supported and correlated to RVA testing in terms of peak viscosity increasing (158.38 RVU of control rice and 249.29 RVU of after drying) and final viscosity increasing (340 RVU of control rice and 387 RVU of after drying rice). These were because rice after drying was tightly packed with polygonal granules and spherical shaped protein bodies and these results were the same phenomena as previous work. [Imprasit and Noomhorm, (1999)]. However, the comparison chemical properties between control rice and dried rice showed that it was not significant different in pH and the amylose content.

Table 1. Quality parameters of Suphanburi-1 rice variety dried on in-store drying

Drying type	Amylose (%)	pH	Hardness (kg)	Stickiness (kg)	Cohesiveness (kg-s)	Peak viscosity (RVU)	Final viscosity (RVU)	Relative Head rice yield
Control rice EXP-1	26.1	9.64	16.66±4.25	-0.567±0.03	-0.037±0.005	158.38	340.75	1
After drying EXP-1	28.6	9.34	23.87±5.28	-1.015±0.15	-0.681±0.12	249.29	387.00	0.92

CONCLUSIONS

1. The deep bed paddy drying using ambient air temperature has no a significant effect on the average yellowing of rice kernel.
2. The modified Grain Drying Simulation (GDS) program including the yellowing kinetics can suitably be described the drying kinetics and rice whiteness in the deep bed drying.
3. The simulation including the respiration effect shows the more accurate moisture predictions than that excluding the respiration effect and the energy from the effect is an impartial contribution to reduce the moisture content of grain. So, the in-store drying technique is low energy consumption process.
4. The in-store drying technique using ambient air ventilation is slightly affected the physical qualities physico-chemical qualities of rice.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thank to the Thailand Research Fund (TRF). The authors also thank to the Japanese International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and the Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing of rice qualities.

REFERENCES

- Agrawal, Y.C. and Singh, R.P., (1977) "Thin-Layer Drying Studies on Short-Grain Rough Rice". ASAE Paper No.77-3531, ASAE, St.Joseph, MI.
- Bakker-Arkema, F.W., Bickert, W.G. and Morey, R.V., (1967) "Simultaneous Heat and Mass Transfer during the Process of Deep Bed Drying of Grain (translated)". *Landtechnische Forschung*, 17(6), 175-180.
- Brooker, D.B., Bakker-Arkema, F.W. and Hall, C.W., (1974) "Drying Cereal Grain". AVI Publishing.
- Chung, D.S., Kanuyoso, B., Erickson, L. and Lee, C.H., (1985) "Grain aeration and in-store drying in U.S.A.". ACIAR Proc. No.15, Preserving grain quality by aeration and in-store drying. Australian Center for International Agricultural Research, Canberra.
- Gras, P.W. and Bason, M.L., (1989) "Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality". ACIAR Proceeding No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain, 83-91.
- Gras, P.W., Banks, H.J., Bason, M.L. and Arriola, L.P., (1989) "A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice". *J. of Cereal Science*, 9, 77-89.
- Hukill, W.V., (1947) "Basic principles in drying corn and grain sorghum". *Agricultural Engineering*, 28 (8), 335-338, 340.
- Imprasit, C. and Noomhorm, N., (2001) "Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Types of Dryer and Operation on Rice Quality". *Drying Technology*, 19(2), 389-404.
- Quitco, R.T., (1982) "Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy". Proc.GASGA Seminar on Paddy Deterioration in the Humid Tropics, Baquio, 1981, Philippines, 52-56, GTZ, Eschborn.
- Seib, P.A., Pfost, H.B., Sukaboi, A., Rao, V.S. and Burroughs, R., (1980). "Spoilage of rough rice as measured by carbon dioxide evolution". Proc. of the 3rd Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology, 29-30 Jan., K.Lumpur, Malaysia.
- Soponronnarit, S., (1988) "Energy Model of Grain Drying System". *ASEAN J. on Sci. and Tech. for Dev.*, 5(2), 43-68.
- Soponronnarit, S. and Chinsakolthanakorn, S., (1986) "Energy Consumption Patterns in Drying Paddy by Various Drying Strategies". Proc. Of the Regional Seminar on Alternative Energy, Chiang Mai, Thailand, 27-29 Oct.
- Soponronnarit, S., (1987a) "Strategies for Drying Paddy under Tropical Climates". Paper presented at the Consultative Workshop on Grain Drying and Rice Milling in ASEAN, Hyatt Central Plaza Hotel, Bangkok, 24-27 Nov.
- Soponronnarit, S., (1987b) "Drying in Bulk Storage of High Moisture Grains in the Kingdom of Thailand". Final report submitted to Australian Centre for International Agricultural Research, Canberra.
- Soponronnarit, S., (1988) "Energy Model of Grain Drying System". *ASEAN J. on Science and Technology for development*, 5(2), 43-68.
- Soponronnarit, S. and Chinsakolthanakorn, S., (1990) "Effect of Heat and Water from Respiration on Drying Rate and Energy Consumption". *ASEAN Journal for Science and Technology for Development*, 7, 65-83.
- Soponronnarit, S. and Nathakaranakule, A., (1990) "Field Experience of In-store Drying of Paddy under Tropical Climates". Proc. 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Tech., Brunei Darussalam, 4-7 Sep., 183-196.
- Soponronnarit, S. and Preechakul, P., (1990) "Experiments on In-Store and Batch Drying of Paddy: Quality of Product". *Kasetsart University Science Journal*, 24 367-388 (in Thai).
- Soponronnarit, S., Srisubati, N. and Yoovidhya, T., (1998) "Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy". *J.Stored Prod. Res.*, 34(4), 323-330.
- Thompson, T.L., Peart, R.M. and Foster, G.H., (1968) "Mathematical Simulation of Corn Drying-a New Model". *Transaction of ASAE*, 11(4), 582-586.

DRYING 2002

DRYING 2002

Editors: C.W. Cao Y.K. Pan

X.D. Liu Y.X. Qu

Series editors: A S Mujumdar



Volume ABC

COMPARATIVE STUDY OF HEATING PROCESSES FOR SOYBEAN

S. Wiriyaumpaiwong, S. Soponronnarit and S. Prachayawarakorn

School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

Soybean must be processed through heat treatment in order to eliminate the anti-nutritional factors before used as animal feed. The presence of anti-nutritional factors such as trypsin inhibitors, hemagglutinins, saponins, and allergenic factors in raw soybean affect detrimentally animal performance. There are several processing methods to reduce the levels of these anti-nutritional factors and to improve the utilization of soybeans such as cooking, infrared roasting, hot air roasting and extrusion etc.

Keywords : Protein, Soybean, Urease

In this work, the performance of fluidized bed and wet extrusion process in the industrial scale has been evaluated. The fluidized bed dryer involves the cooking of soybean using heated dry air with an average temperature of 164.5°C. The soybean with an initial moisture content of 12% dry basis was dried to 1-2% dry basis with a feed rate of 2 tons/h for fluidized bed dryer. For the wet extrusion process, initial and final moisture contents are not significantly different with showing a value of 12% dry basis. The heat generated in the extruder barrel typically raises the temperature to 104-115°C at feed rate of 1 ton/h. The qualities of soybean in terms of urease activity and protein solubility in 0.2% KOH have also been considered along with the energy consumption in each process. The urease activity, a practical indicator, is an indirect test for level of trypsin inhibitors in animal feed industries. The urease activity and protein solubility, after cooking of soybean using extrusion process, vary in the range of 0.01-0.04 and 72.8-79.3%, respectively. In case of the fluidized bed dryer, urease activity and protein solubility were given the results as 0.21-0.27 and 72.6-77.6%, respectively. In addition to the qualities as mention above, the fluidized bed drying technique has a high potential for replacing the extrusion process since it could save the investment and energy cost around 88% and 72% when the system was operated by closed loop.

INTRODUCTION

Soybeans are well recognized as a valuable source of dietary protein for feeding both animals and human in

many country of the world. Raw soybean, however, contains anti-nutritional factors, such as trypsin inhibitors, heamagglutinins, lectins and saponins, that depress the growth rate and efficiency of food utilization for animals (Liener, 1994). Proper processing of soybean treatment requires the control of moisture content, temperature and processing time to inactivate these factors (Wright, 1981). Adequate moisture during processing facilitates the destruction of the anti-nutritional factors in soybeans.

Although heat can destroy such anti-nutritional factors, the careful control of the heating conditions is required to prevent either under- or over-heating of soybeans (Liener and kakade, 1980). A method developed for treating soybeans is the extrusion, as a process in which the friction, produced by forcing the soybeans through die holes under pressure, creates the heat that eliminate the natural anti-nutritional factors (Waldroup, 1982). The advantages of extrusion process are to destruct the anti-nutritional factors and rupture the oil cells. Several workers have been concerned with heating conditions (Stephenson and Tollett, 1959; Renner and Hill, 1960) and the use of extrusion and infrared roasting to improve the performance of chick fed. It indicated that the extruded soybean serviced higher gain weight and growth of animal than the infrared roasted soybean (White et al., 1967; Faber and Zimmerman, 1973).

Large-scale commercial production of soybean meal in animal feed has been developed in Thailand. Recently, fluidized bed dryers have been commercialized in Thailand for soybean drying and soybean meal production. In most industrial fluidized bed dryer, heat is supplied externally to a product by air to provide energy for the moisture evaporation and the anti-nutritional factors inactivation. There are 80 units of fluidized bed dryer for paddy drying, with a few units being used for maize meal production and one unit being used for soybean drying and dietary meal production (Soponronnarit et al., 1998). A previous results of soybean tests showed that it could be reduce the level of urease activity, which is an indirect measure of trypsin inhibitor, using 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level. However, soybeans should not be dried below 23.5% from 33.3% dry-basis in order to avoid excessive grain cracking. The optimum conditions for heat treatment coincided at a temperature of 140°C, a bed depth of 18 cm, an air velocity of 2.9 m/s. These conditions resulted in 27% cracking and 1.7% breakage. In addition, Osella, Gordo, Gonzalez, Tosi and Ré (1997) studied the fluidized bed technique for treating soybeans with drying and inactivation of heat-labile inhibitors. As a result, soybean drying and inactivation can be potentially performed in a single step, with maintaining the nutritional value.

The aims of this work are to evaluate the performance of fluidized bed dryer and wet extrusion process in the industrial scale for eliminating the urease activity in soybeans and to explore the energy consumption of both processes.

MATERIALS AND METHODS

PROCESSING

Fluidized bed technique

An industrial-scale fluidized bed dryer with a feed rate of 2 ton/h capacity as shown in Fig. 1 is consisted of a drying chamber with a dimension of 0.7 x 2.1 x 1.3 m, a diesel oil burner and a backward curved blade centrifugal fan driven by a 50 kW motor. The fluidized bed dryer involves the cooking of soybean using the heated air with an

average temperature of 164.5°C. Grains were forced by heated air and moved forward to the dryer exit. A thermostat controlled the temperature of heated air with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$.

Extrusion

Figure 2 shows the schematic diagram of extruder with a pre-conditioner. Extrusion of soybeans was performed in a 95 kW insta-pro model 2500 Extruder with a 3.8 kW insta-pro model 2594 pre-conditioner. Pre-conditioner is an additional part for extruder in which steam is used to pre-heat the product before entering the extruder, thereby increasing the extruder capacity and reducing the wear. Steam jacket in the pre-conditioner was fed with low pressure steam (0.9 MPa). After that the heat generated in the extruder barrel typically raises the temperature to 104-115°C at feed rate of 1 ton/h and the product was held in the extruder with 2.9 min. of retention time.

Materials

Raw soybeans that used for producing the animal feed in this work were the dry soybeans, which were stored in the silo in order to prepare as a raw material for drying by fluidized bed dryer. The moisture content was approximately 12% dry-basis. For the raw material used in the extrusion process, it must be milled as a soya flour before entering the system. This was given the moisture content of 13-14% dry-basis. The moisture contents of samples were determined at a temperature of 103°C in an electrical oven for 72 hr.

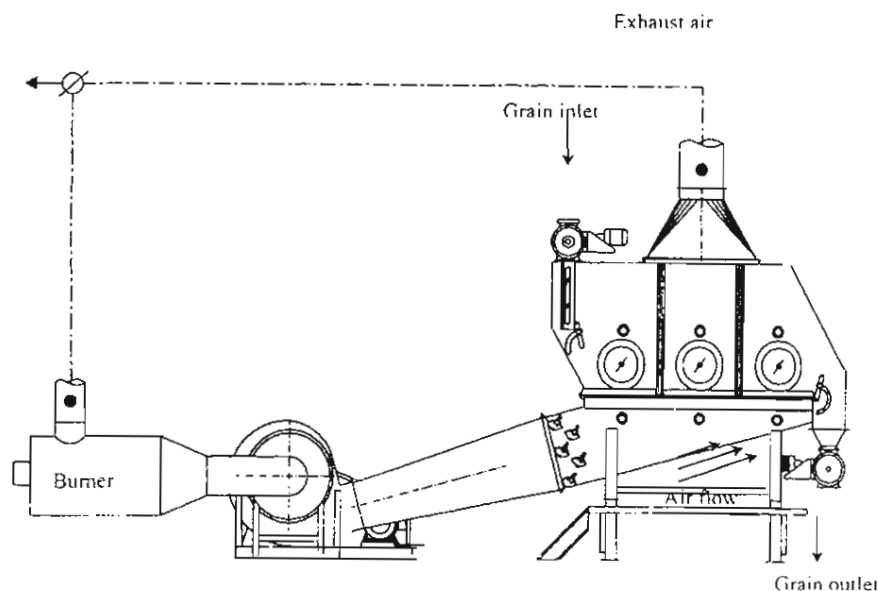


Figure 1 Schematic diagram of fluidized bed dryer

ANALYTICAL METHODS

Urease activity

The urease activity could be measured by detecting pH change, which was caused by the urease converting urea to ammonia. A properly cooked soybean will give a urease activity of 0.30 rise in ΔpH . The measurement method was followed by the AACC procedure (1944).

Crude protein

Nitrogen content of soybean was analysed by Kjeldahl method (AOAC, 1980) using a nitrogen analyzer (Model VAPODEST12) and crude protein content was calculated by %N x 6.25.

Protein solubility

Protein solubility indicated the dispersion of proteins in 0.2% KOH solution. The nitrogen in the supernatant was determined by the Kjeldahl method. According to American Soybean Association (Araba, 1990), protein solubility should be in a normal range between 70 and 85%. If its value is lower than 70%, it means the overcooked soybean, but if higher than 85%, soybean is insufficiently cooked. Protein solubility was calculated by

$$\text{Protein solubility} = \frac{\text{nitrogen of the supernatant in 0.2\% KOH solution}}{\text{crude protein}} \times 100 \quad (1)$$

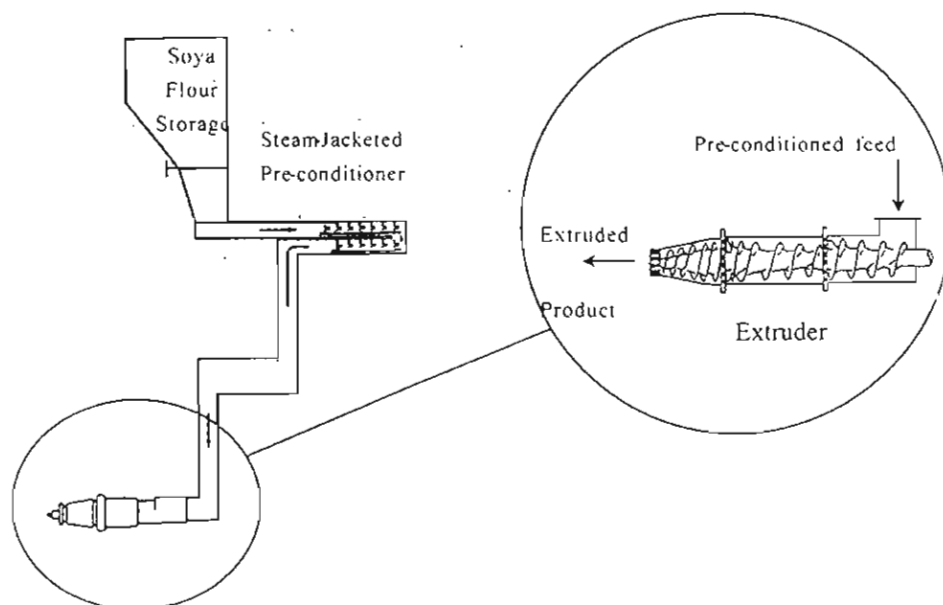


Figure 2 Schematic diagram of extruder with a pre-conditioner.

RESULTS AND DISCUSSIONS

MOISTURE DISTRIBUTION

Figures 3 shows the moisture content of soybean entering and exiting from the extruder (Fig.3a) and fluidized bed dryer (Fig.3b) during the operation. It was found that inlet moisture content of soybean was nearly constant during the experiments. For the extrusion process, the outlet moisture content of soybeans was slightly different from the inlet, 1-2% for the moisture reduction. Whilst the moisture content was rapidly reduced from 12% to 1% dry-basis for using the fluidized bed dryer as shown in figure 3b.

SOYBEAN QUALITY

Table 1 shows the full-fat soy flour analysis after the extrusion process. Temperatures of soy flour reach 88-94°C and 104-115°C at the pre-conditioner and the extruder exist, respectively. From this table, it indicates that the temperature of 104-115°C is enough for reducing the urease activity to be lower than the acceptable limit. The urease activity is very low (0.01-0.04) when compared to the AACC standard limit (0.30 ΔpH). For the full-fat soybean kernels dried by the fluidized bed dryer, the urease activity varies in a narrow range of 0.21-0.26, which is significantly higher than those obtained from the extrusion. The larger amount of urease activity is probably due to the lower grain temperature obtained from the dryer. However, this range is still accepted for using as a raw material for the animal feed industry.

For the change of protein solubility, it correlates inversely with temperature; lower protein solubility associated with higher temperature. As represented in Table 1, 2, the percentage of protein solubility after passing such processes varies in a range of 72.6-79.3%. According to these values, it indicates that the soybean is suitably cooked.

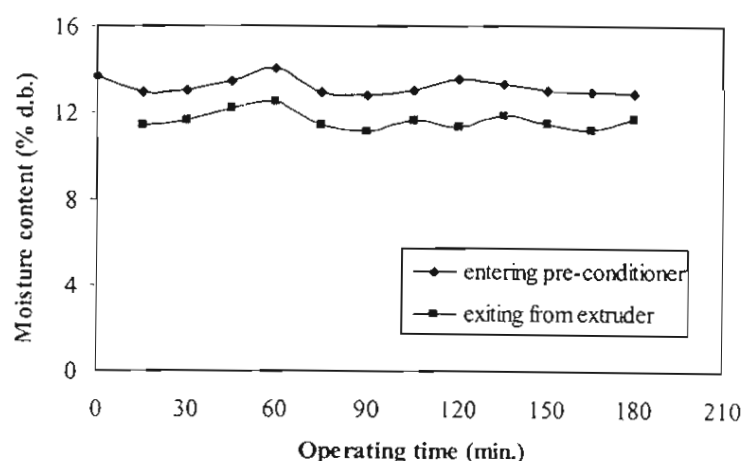


Figure 3 Moisture content of soybean entering pre-conditioner and exiting from extruder vs. operating time

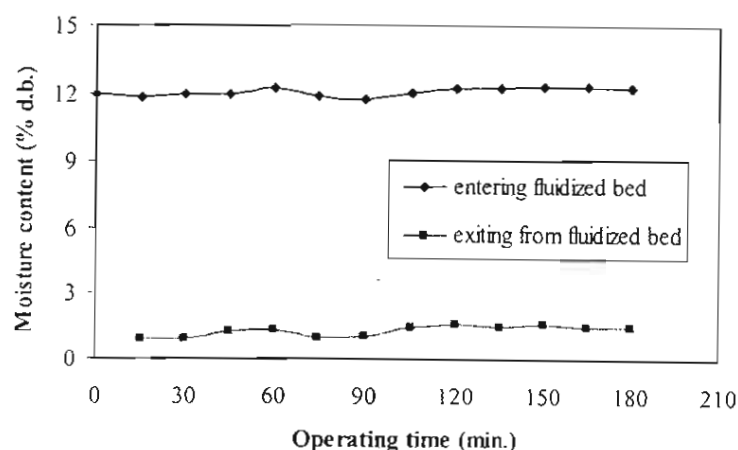


Figure 4 Moisture content of soybean entering and exiting from fluidized bed vs. operating time

ENERGY CONSUMPTION

Table 3 shows the energy consumption of industrial-scale extruder and fluidized bed dryer. From this table, it indicates that the thermal and electrical energy consumption are respectively 625 and 928 MJ/ton of product for the extrusion process and 911 and 204 MJ/ton of product for the fluidized bed dryer. The electrical energy consumption was calculated by multiplying a factor of 2.6. These results show that the soybeans treated with the fluidized bed dryer can be saved the energy around 28%, comparing to the extrusion process.

Table 1 Full-fat soy flour analysis after extrusion process

Time (min.)	Temperature (°C)		Moisture Content (%d.b.)		Urease Activity (pH Change)	Protein Solubility (%)
	Pre-cond.	Exit	inlet	outlet		
15	89	105	12.9	11.4	0.04	79.3
30	88	104	13.0	11.6		
45	91	108	13.4	12.1		
60	92	111	14.1	12.5	0.04	76.4
75	92	110	12.9	11.3	0.03	75.0
90	92	111	12.7	11.1		
105	94	113	12.9	11.6		
120	93	115	13.5	11.3	0.03	72.8
135	93	114	13.3	11.8	0.01	75.6
150	92	112	12.9	11.4		
165	92	113	12.9	11.2		
180	92	112	12.8	11.7	0.01	76.2

Table 2 Full-fat soybean analysis after fluidized bed heating process

Time (min.)	Temperature (°C)		Moisture Content (%d.b.)		Urease Activity (pH Change)	Protein Solubility (%)
	inlet Air	drying room	inlet	outlet		
15	161	140	11.8	0.8	0.25	77.6
30	160	143	11.9	0.9		
45	162	144	11.9	1.2		
60	155	145	12.3	1.3	0.21	74.4
75	160	145	11.9	1.0	0.26	74.4
90	167	147	11.8	1.0		
105	166	147	12.1	1.4		
120	171	152	12.3	1.6	0.27	75.6
135	174	156	12.3	1.5	0.24	72.6
150	178	159	12.4	1.6		
165	164	144	12.3	1.4		
180	156	143	12.3	1.4	0.26	74.6

Table 3 Energy consumption of industrial-scale extruder and fluidized bed soybean dryer

Extruder		Fluidized bed dryer	
Testing hours	3	Testing hours	3
Capacity (ton/h)*	1	Capacity (ton/h)*	2
Outlet pre-conditioner temp. (°C)*	92	Inlet hot air temp. (°C)*	164
Outlet extruder temp. (°C)*	110	Drying room temp. (°C)*	148
Inlet moisture content (% d.b.)*	13	Inlet moisture content (% d.b.)*	12
Outlet moisture content (% d.b.)*	12	Outlet moisture content (% d.b.)*	1
Electrical energy consumed (MJ/ton of product)	928	Electrical energy consumed (MJ/ton of product)	204
Thermal energy consumed (MJ/ton of product)	625	Thermal energy consumed (MJ/ton of product)	911

* Average value

In evaluating the energy cost, we assume that LPG gas cost is 20 baht/kg and electricity cost is 2 baht/kWh. The results are shown that the total energy costs of such processes are insignificantly different. In accounting the operating cost for the fluidized bed dryer, the dryer was operated with no recycle air. However, if the exhaust air is fully recycled, the energy will then be saved 79%, comparing to that with no recycle air. Accordingly, the total energy cost becomes lower than 72% when compared to the extrusion cost. Note that the investment costs of fluidized bed dryer and extruder with capacity of 1 ton/h are 375,000 and 3,200,000 baht, respectively. It indicates that the investment of fluidized bed dryer is significantly lower.

CONCLUSIONS

Both extruder and fluidized bed dryer can be used in animal feed industry for eliminating the anti-nutritional factors and improving the degree of heat treatment. They can reduce the urease activity to adequate level, along with the percentage of protein solubility falling in the range of standard level. The fluidized bed drying technique has a high potential for replacing the extrusion process since it could save the investment and energy cost around 88% and 72% when the system was operated by closed loop.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for the financial support this work. In addition, we wish to thank the SPM animal feed company limited for their cooperation while working at site.

REFERENCES

- AACC. (1976) Official and Tentative Methods of the American Oil Chemists' Society. 2nd ed., AACC Method 22-90.
- AOAC. (1965) Official Methods of Analysis. 10th ed., Washington, D.C.
- Araba, M. & Dale, N.M. (1990) "Evaluation of protein solubility as an indicator of underprocessing of soybean meal". Poultry Science, Vol.69, no.10, pp.1749-1752.
- Faber, J.L. & Zimmerman, D.R. (1973) "Evaluation of infrared-roasted and extruder-processed soybeans in baby pig diets". Journal of Animal Science, Vol.36, no.5, pp.902-907.
- Liener, I.E. (1994) "Implications of antinutritional components in soybean foods". Crit. Rev. Food. Sci. Nutr., Vol.34, pp.31-67.
- Liener, I.E. & Kakade, M.L. (1980) "Protease inhibitors". Toxic Constituents of Plant Foodstuffs, Liener, I.E., Ed.; Academic Press : New York, pp.7-71.

- Osella, C.A.; Gordo, N.A.; González, R.J.; Tosi, E.; Ré, E. (1997) "Soybean heat-treated using a fluidized bed". *Lebensm. Wiss u.-Technology*, Vol.30, pp.676-680.
- Renner, R. & Hill, F.W. (1960) "Studies of the effect of heat treatment on the metabolizable energy value of soybeans and extracted soybean flakes for the chick". *Journal Nutrition*, Vol.70, pp.219-225.
- Soponronnarit, S.; Rordprapat, W.; Wetchacama, S. (1998) "Mobile fluidized bed dryer". *Drying Technology*, Vol.16, pp.1501-1513.
- Stephenson, E.L. & Toller, L. (1959) "Processing of soybeans for broiler feeding". *Feedstuffs*, Vol.31, pp.8.
- Waldroup, P.W. (1982) "Whole soybeans for poultry feeds". *World's Poultry Science Journal*, Vol.38, pp.28-35.
- White, C.L.; Greene, D.E.; Waldroup, P.W.; Stephenson, E.L. (1967) "The use of unextracted soybeans for chicks". *Poultry Science*, Vol.46, pp.1180-1185.
- Wright, K.N. (1981) "Soybean meal processing and quality control". *Journal American Oil Chemists' Society*, Vol.58, pp.294-300.

DRYING 2002

DRYING 2002

Editors: C.W. Cao Y.K. Pan

X.D. Liu Y.X. Qu

Series editors: A S Mujumdar



Volume ABC

DRYING 2002

DRYING 2002

Editors: C.W. Cao Y.K. Pan

X.D. Liu Y.X. Qu

Series editors: A S Mujumdar



Volume ABC

OPTIMIZATION OF HEAT PUMP FRUIT DRYER

U. Teeboonma, S. Soponronnarit and J. Tiansuwan

School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

The most important factors to examine the optimal condition of heat pump fruit dryer (HPD) and to minimize HPD cost are recycle air ratio (RC), evaporator bypass air ratio (BP), airflow rate (m_a), and drying air temperature (T_{di}). Mathematical models of papaya and mango glaze' drying using HPD are developed and validated with the experimental results. The optimal criterion is minimum annual total cost per evaporating-water. From a simulation results, the optimal operating conditions of papaya glaze'drying are as follows: recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 69%, airflow rate of 20.72 kg/h-kg of dry product, and drying air temperature of 55°C. The best conditions of mango glaze' drying are recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 71%, airflow rate of 30.88 kg/h-kg of dry product, and drying air temperature of 55°C. For sensitivity analysis, the annual total cost per evaporating-water of HPD is linearly proportional to both interest rate and electricity price, as well as decreased with increasing life-time.

Keywords and Phrases: heat pump drying; mathematical model

INTRODUCTION

Conventional hot air dryers are widely used for fruit drying. However, the high temperature drying usually causes low quality of products. Heat pump dryer (HPD) is an alternative to dry products with lower energy consumption, less relative humidity, and lower temperature (Va'zquez et al., 1997). Preliminary studies found that the qualities of dried agricultural products using heat pump, in terms of color and smell, were better than those products using conventional hot air dryer (Prasertsan and Saen-Saby., 1998, Soponronnarit et al., 1998 and Strommen, 1994). To maximize specific moisture extraction rate, Clement et al. (1993) recommended that evaporator bypass air ratio should be around 60-70%. To minimize energy consumption, Soponronnarit et al. (1998) suggested that evaporator bypass air ratio should be around 86-90%. Achariyaviriya et al. (2000a) had developed empirical model of heat pump dryer and recommended that the best conditions giving maximum specific moisture extraction rate were airflow rate of 10.3 kg/h-kg of dry papaya, evaporator bypass air ratio of 85%, recycle air ratio

of 100%, and drying air temperature of 56°C. In term of economics of using heat pump, electrical heater, and fuel burner to dry grain, Meyer and Grevenstein (1992), recommended that heat pump dryer was more economical than other systems though higher initial cost. Similar suggestion was made by Prasertsan and Sean-Saby's work (1998).

The purpose of this research is to find out the optimal operating conditions for minimizing annual total cost per evaporating-water of HPD. Mathematical model of papaya and mango glaze' drying using heat pump dryer are developed, validated, and implemented in this optimization program.

MATERIALS AND METHODS

DEVELOPMENT OF MATHEMATICAL MODEL

The schematic diagram of heat pump fruit dryer is illustrated in Figure 1. The mathematical model of heat pump fruit dryer mainly comprises two parts: drying model and heat pump model. Both parts can be developed using the principle of mass and energy conservation for each control volume. The details are as follows:

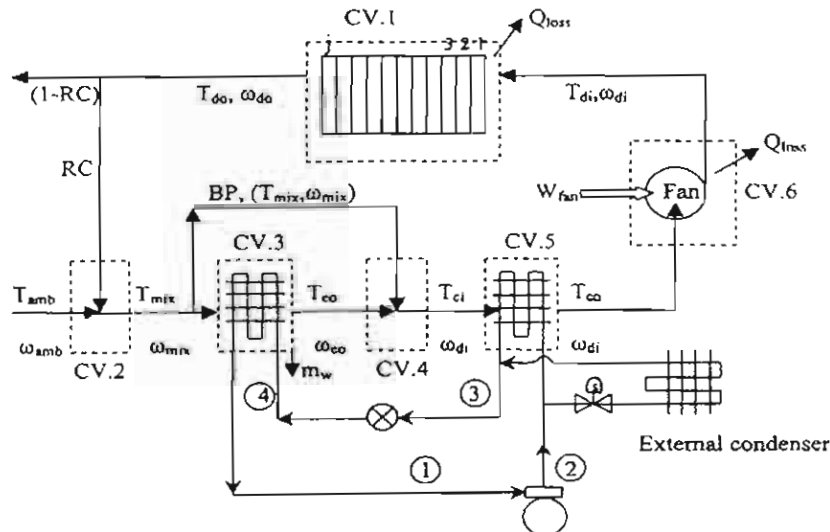


Figure 1. Diagram of heat pump dryer. (CV = Control volume)

Drying model

The near equilibrium model regarding thermal equilibrium between drying air and product is used in this study. The drying chamber in control volume 1 (CV.1) is divided into j sections as shown in Figure 1. This model is modified from previous drying model works (Achariyaviriya et al., 2000a, Chou et al., 1994, and Prasertsan et al., 1996). Energy and mass balance equation of CV. 1 for each j section, therefore, can be expressed generally as equations (1) and (2).

$$C_a T_{a,i} + \omega_{a,i} (h_{fg} + C_v T_{a,i}) + R C_{pd} \theta_{a,i} = C_a T_{a,j} + \omega_{a,j} (h_{fg} + C_v T_{a,j}) + R C_{pd} T_{a,j} + Q_{loss,j} \quad (1)$$

$$\omega_{a,i} - \omega_{a,j} = (M_{a,i} - M_{a,j}) R \quad (2)$$

The equations of drying kinetics, equilibrium moisture content, and specific heat of both mango and papaya 'glace' are obtained from Acharyaviriya et al. (2000b). Contrasted to Chou et al., 1994 and Prasertsan et al., 1996, drying rate varies with drying time.

Finally, fan power (CV.6) is given by equation (3).

$$W_{fan} = \frac{m_a}{3600} (C_a + \omega_{di} C_v) (T_{di} - T_{co}) + Q_{loss,6} \quad (3)$$

Heat pump model

There are three major models: compressor, evaporator and condenser. Details of each component are as follows:

1. Compressor model

The polytropic compression process is assumed throughout this study. Hence, the compressor power of reciprocating compressor, described by Threlkeld (1972), is given by equation (4).

$$W_{comp} = \frac{m_r P_{comp,i} v_{comp,i}}{3600} \left(\frac{n}{n-1} \right) \left\{ \left(\frac{P_{comp,o}}{P_{comp,i}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right\} \quad (4)$$

2. Evaporator model

From CV.3, equations of mass and energy balance can be written as follows:

$$m_u = m_a (1 - BP) (\omega_{mix} - \omega_{eo}) \quad (5)$$

$$Q_e = \frac{m_a}{3600} (1 - BP) \{ C_a T_{mix} + \omega_{mix} (h_{fg} + C_v T_{mix}) - C_a T_{eo} - \omega_{eo} (h_{fg} + C_v T_{eo}) - m_u h_u \} \quad (6)$$

3. Condenser model

From CV.5, equation of energy balance can be written as follows:

$$Q_{c,ini} = \frac{m_u}{3600} (C_a + \omega_{di} C_v) (T_{co} - T_{ci}) \quad (7)$$

Furthermore, moist air and HCFC-22 properties are calculated using Wilhelm (1976) and Cleland (1986) equations, respectively.

Optimization model

The assumptions of conditions are as follows:

1. Drying chamber capacity is 100 kg of fresh product. Average initial moisture content of papaya and mango 'glace' are 40 and 60 % dry basis (d.b), respectively. Based on the fruit drying industrial standard of Thailand, moisture content of those must be reduced to a final moisture content of 18%d.b.
2. The variation of final moisture content of product between tray inlet and tray outlet is less than 3%d.b. The moisture content of products at tray inlet is normally lower than that at tray outlet. This is due to the fact that a drying air temperature decreases with tray length whilst a relative humidity increases. Commercially, it is one of the most important factors.
3. Total operating time is not longer than 41 hours. Total operating time consists of drying and preparative time. If long drying time, it is risk for fruits to be decomposed by infection of microorganisms. On the other hand, if short drying time, results in large size of heat pump. In addition, preparative time of Thai fruit gardener is approximate 6 hours.
4. To maintain constant drying air temperature, the external condenser must be included in the system. From previous works, the suitable size of external condenser is 60% of internal condenser.
5. The assumptions of economic analysis are life-time of 5 years, salvage value at the end of life-time of 10% of capital cost, interest rate of 8%, maintenance cost of 5% of capital cost, and electricity price of 3 Baht/unit.

Objective function

In this study, it is the function of the annual total cost per evaporating-water of HPD. The total cost consists of drying chamber including trays, compressor, evaporator, condenser, fan, maintenance, and energy cost. The equation can be written as following:

$$Y = [\text{Annual capital cost} + \text{Annual maintenance cost} + \text{Annual energy cost} - \text{Annual salvage}] / \text{Weight of annual evaporating-water}$$

The drying chamber including trays and fan cost depend primarily on drying chamber capacity and airflow rate. The cost of compressor, evaporator, condenser, maintenance, and energy cost are depending on drying air temperature (T_{di}), evaporator bypass air ratio (BP) and recycle air ratio (RC) as well as airflow rate (m_a). Accordingly, the objective function can be expressed by equation (8).

$$\text{Minimize} \quad Y = f(T_{di}, BP, RC, m_a) \quad (8)$$

Constraints

In this study, there are four major constraints.

$$45 \leq T_{di} \leq 55^\circ C \quad (9)$$

$$0 \leq BP < 100\% \quad (10)$$

$$0 \leq RC \leq 100\% \quad (11)$$

$$400 \leq m_a \leq 2000 \text{ kg/h} \quad (12)$$

Cost functions

Price of heat pump dryer components in Thailand is gathered to construct the cost functions by using regression method. Size of drying chamber including trays is fixed with drying capacity. Moreover, the fan cost in this study is fixed because the selected fan size can cover over the range of airflow rate constraint. Consequently, three cost functions of cost function of compressor, evaporator, and condenser, can be expressed as equation (13), (14) and (15), respectively.

$$P_{comp} = -912W_{comp}^2 + 5088W_{comp} - 582 \quad (13)$$

$$P_e = -3Q_e^2 + 224Q_e + 735 \quad (14)$$

$$P_c = 8.26Q_c^2 + 184Q_c + 888 \quad (15)$$

The three cost functions, based on 1/08/2001 (1 US\$ = 44.5 Baht), are satisfied with the following conditions: $0.75 \leq W_{comp} \leq 3.0$ kW, $2.0 \leq Q_e \leq 7.0$ kW, and $2.2 \leq Q_c \leq 8.0$ kW.

SOLUTION ALGORITHM

The optimization procedure, using grid search method, can be summarized as follows:

1. The initial design variables are evaporator bypass air ratio of 0%, drying air temperature of 45°C, airflow rate of 400kg/h. and recycle air ratio of 0%. The procedure starts with the simulation model to calculate the size of heat pump components and energy consumption. The annual total cost per evaporating-water is then calculated and recorded for comparing with that of the next loop.
2. The value of BP is checked. If BP is within the constraint, the same calculation process is repeated using the BP steps of 1%.
3. The value of RC is checked. If RC is within the constraint, the similar calculation process is repeated using the BP steps of 1% and reset the value of BP as initial value.
4. The value of T_{di} is checked. If T_{di} is within the constraint, the same calculation process is repeated using the T_{di} steps of 1°C and reset the values of BP and RC as initial values.
5. The value of m_a is checked. If m_a is within the constraint, the similar calculation process is repeated using the m_a steps of 10 kg/h and reset the values of BP, RC and T_{di} as initial values.

The procedure is repeated until all workable conditions are calculated and also compared. Finally, the optimum conditions can be presented.

SENSITIVITY ANALYSIS CONDITIONS

The economical analysis of papaya and mango glaze' drying are based on the annual total cost per evaporating-water of HPD. The assumptions in this study are as follows: interest rate of 6-10%, electricity price of 2-4 Baht/unit, and life-time of 1-10 years.

RESULTS AND DISCUSSION

VALIDATION OF MATHEMATICAL MODEL

The experimental conditions of papaya glace' drying for verifying model conducted by Rukprang (1996) are recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 63%, drying air temperature of 50°C, and airflow rate of 40.94 kg/h-kg of dry product. The conditions of mango glace' drying conducted by Ratsie (1998) are recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 63%, drying air temperature of 50°C, and airflow rate of 71.62 kg/h-kg of dry product.

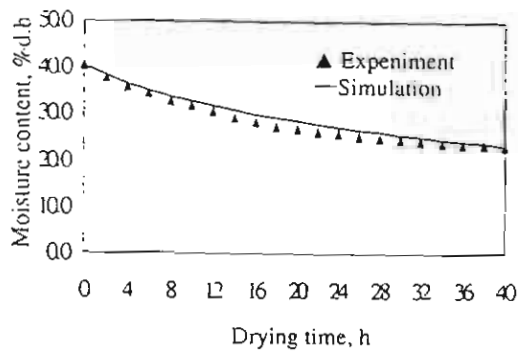


Figure 2. Moisture content evolution of papaya glace' drying

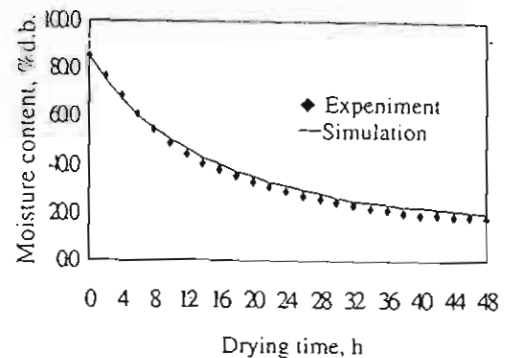


Figure 3. Moisture content evolution of mango glace' drying

Figures 2 and 3 show the moisture content evolution of papaya and mango glace' drying. The simulation results are fairly agreeable with the experimental ones. The former is, however, slightly higher.

THE OPTIMAL CONDITIONS OF PAPAYA GLACE'DRYING

In cases where dried product leaving the drying chamber does not meet the desired particle The optimal operating conditions are evaporator bypass air ratio of 69%, recycle air ratio of 100%, drying air temperature of 55°C, airflow rate of 20.72 kg/h-kg of dry product, 255 batches/year, and evaporating water of 4007 kg/year. The optimal annual total cost is 17.25 Baht/kg evaporating-water, capital cost of 4.31 Baht/kg evaporating-water, maintenance cost of 0.92 Baht/kg evaporating-water, and energy cost of 12.02 Baht/kg evaporating-water. Heat pump components are 1.59 kW hermetic reciprocating compressor operating on HCFC-22, a 5.08 kW evaporator, a 6.67 kW internal condenser, and a 4.00 kW external condenser.

THE OPTIMAL CONDITIONS OF MANGO GLACE'DRYING

From simulation results, the optimal conditions of mango glace'drying are evaporator bypass air ratio of 71%, recycle air ratio of 100%, drying air temperature of 55°C, airflow rate of 30.88 kg/h-kg of dry product, 222 batches/year, and evaporating water of 5827 kg/year. The optimal annual total cost is 12.72 Baht/kg evaporating-water, capital cost of 2.99 Baht/kg evaporating-water, maintenance cost of 0.64 Baht/kg evaporating-water, and energy cost of 9.09 Baht/kg evaporating-water. Heat pump components are 1.64 kW hermetic reciprocating

compressor operating on HCFC-22, a 5.92 kW evaporator, a 7.56 kW internal condenser, and a 4.54 kW external condenser.

SENSITIVITY ANALYSIS

Figure 4 shows the relationships between interest rate and annual total cost per evaporating-water of both products. Annual total costs per evaporating-water of both products are slightly increased with increasing interest rate. When the interest rate is 1% increased, annual total costs per evaporating-water of papaya and mango glaze' drying are about 0.056 and 0.053% increased, respectively.

The relationships between electricity price and annual total costs per evaporating-water of both products are shown in Figure 5. Annual total costs per evaporating-waters are linearly proportional to electricity price. The annual total costs per evaporating-waters of papaya and mango glaze' drying are approximately 0.67 and 0.69% per unit of electricity price increased, respectively. Increasing percentage of mango glaze' drying cost is higher than that of papaya glaze' drying because both compressor power and airflow rate of mango glaze' drying are higher.

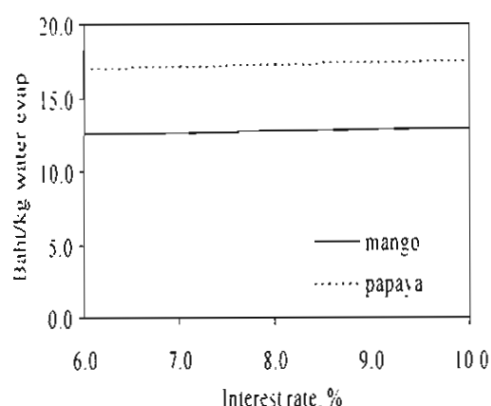


Figure 4. Relationships between interest rate and annual total costs per evaporating-water of mango and papaya glaze' drying

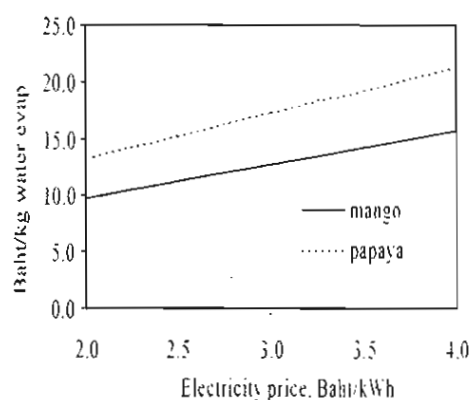


Figure 5. Relationships between electricity price and annual total costs per evaporating-water of mango and papaya glaze' drying

Figure 6 presents the relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water of both products. The annual total costs per evaporating-waters are exponentially decreased at first for three years of life-time. When life-time is longer than six years, annual total costs per evaporating-water of both products are nearly constant.

COMPARATIVE OPTIMAL CONDITIONS AND COST OF PAPAYA AND MANGO GLAZE' DRYING

Airflow rate

The limitation of variation of final moisture content and total operating time affect significantly on airflow rate. Though, drying with low airflow rate can save energy cost, the various final moisture content or total operating time or both of them are not corresponding to assumption conditions. The optimal airflow rate of mango glaze' drying is higher than that of papaya glaze' drying. Based on the same conditions, effective diffusion coefficient of mango

glace' drying is lower than that of papaya glace' drying because of different tissue structure (Achariyaviriya et al., 2000b).

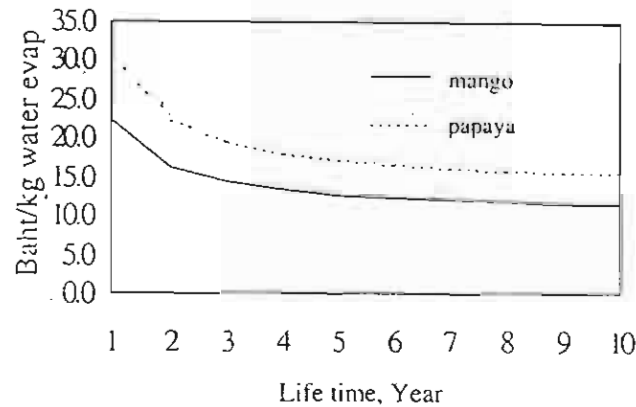


Figure 6. Relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water of mango and papaya glace' drying

Evaporator bypass air ratio

Evaporator bypass air ratio (BP) affects on the quantity of moist air condensation or size of evaporator. High evaporator bypass air ratio can reduce size of evaporator, but drying time may be long because of low moist air condensation. The optimal airflow rate of mango glace' drying is higher than that of papaya glace' drying, so optimal evaporator bypass air ratio is higher. However, the net airflow passing evaporator of mango glace' drying is rather higher. Consequently, evaporator in case of mango glace' drying is larger than that in case of papaya glace' drying.

Drying air temperature

The optimal drying air temperature of both products is similar. As a result of high drying air temperature, the drying time can be reduced and results in high evaporating-water per year. Consequently, the annual total cost per evaporating-water is low.

Recycle air ratio

Under the average climatic of Thailand (Dry bulb temperature = 27°C, Relative humidity = 73%) and physical properties of both products, heat pump dryer operated on closed-loop system is more economical than that operated on opened-loop or partially closed-loop system. It can be explained by the fact that both sensible heat and latent heat of air leaving the drying chamber are recovered. Additionally, it is easy to control drying conditions due to no effect of ambient conditions.

Annual total cost per evaporating-water

In case of mango glace' dryer, the size of heat pump is rather large and causes high capital cost; moreover, the number of batch per year of mango glace' drying is 15% lower than that of papaya glace' drying. Nevertheless, total cost per evaporating-water of mango glace' drying is approximately 26% lower than that of papaya glace' drying. It

is clearly seen that the quantity of annual evaporating-water of mango glace' drying is about 45% higher than that of papaya glace' drying.

CONCLUSIONS

The theoretical models of papaya and mango galce' drying by using heat pump were developed and validated with the experimental results. They are then employed as tools in optimization. The optimal conditions are sought by using grid search method. Based on simulation results, the optimal conditions of each product are not similar, particularly for airflow rate and evaporator bypass air ratio. This is due to the difference of product properties such as initial moisture content and effective diffusion coefficient (microstructure of fruit tissue). For sensitivity analysis, annual total cost per evaporating-water is linearly related to both interest rate and electricity price and inversely proportional to life-time. Electricity price is the highest sensitive whereas interest rate is the lowest.

NOMENCLATURE

C	specific heat	$\text{kJ/kg } ^\circ\text{C}$
m	mass flow rate	kg/h
n	polytropic index	-
P	pressure	kPa
p	price	Baht
Q	heat load	kW
R	mass ratio of grain to air	$\text{kg dry matter / kg dry air}$
T	temperature	$^\circ\text{C}$
W	power	kW

GREEK LETTERS

ω	humidity ratio	$\text{kg H}_2\text{O / kg dry air}$
θ	initial temperature at each loop of product	$^\circ\text{C}$

SUBSCRIPTS

a	air
c	condenser
comp	compressor
d	drying
e	evaporator
f	final
i	inlet or initial
int	internal

j	section number
o	outlet
pd	product
r	refrigerant

ACKNOWLEDGEMENT

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

REFERENCES

1. Achariyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A., 2000a, Mathematical model development and simulation of heat pump fruit dryer, *Drying Technology*, 18(1&2) pp. 479-491.
2. Achariyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A., 2000b, Diffusion models of papaya and mango glaze' drying, *Drying Technology*, 18(7) pp. 1605-1615.
3. Chou, S.K., Hawlader, M.N.A., Ho, J.C., Wijesundera, N.E. and Rajasekar, S., 1994, Performance of a heat-pump assisted dryer, *International Journal of Energy Research*, 18 pp. 605-622.
4. Cleland, A.C. 1988, Computer subroutines for rapid evaluation of refrigerant thermodynamic properties, *International Journal of Refrigeration*, 9 pp.346-351.
5. Clement, S., Jai, X. and Jolly, P., 1993, Experimental verification of a heat pump assisted-continuous dryer simulation model, *International Journal of Energy Research*, 17 pp. 19-28.
6. Meyer, J.P. and Greyvenstein, G.P., 1992, The drying of grain with heat pumps in South Africa: A techno-economic analysis, *International Journal of Energy Research*, 16 pp. 13-20.
7. Prasertsan, S., Saen-saby, P., Ngamsritrakul, P. and Prateepchaikul, G., 1996, Heat pump dryer part I: simulation of the model, *International Journal of Energy Research*, 20 pp. 1067-1079.
8. Prasertsan, S. and Saen-saby, P., 1998, Heat pump drying of agricultural materials, *Drying Technology*, 16(1&2) pp.235-250.
9. Ratsie, S., 1998, Drying of mango glaze' by heat pump, Master of Engineering Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
10. Rukprang, P., 1996, Fruit drying using heat pump, Master of Engineering Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
11. Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Rukprang, P., 1998, Fruit drying using heat pump, *RERIC International Energy Journal*, 20 pp. 39-53.
12. Strommen, I., 1994, New applications of heat pumps in drying Processes, *Drying Technology*, 12(4) pp. 889-901.
13. Threlkeld, J.L. 1972, *Thermal environmental engineering*, Prentice Hall, New Jersey, U.S.A.
14. Va'zquez, G., Chenlo, F., Moreria, R. and Cruz, E., 1997, Grape drying in a pilot plant with a heat pump, *Drying Technology*, 15(3&4) pp.899-920.
15. Wilhelm, L.R., 1976, Numerical calculation of psychometric properties in SI unit, *Transaction ASAE*, 19(2) pp.318-321.

CHARACTERISTICS OF PARBOILED RICE IN SUPERHEATED-STEAM FLUIDISED-BED DRYER

Chaoyong Taechapairoj¹, Somchart Soponronnarit¹,
Somkiat Prachayawarakorn²

¹School of Energy and Materials, ²Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand
E-mail: chaoyong_t@yahoo.com

ABSTRACT

Characteristic properties of parboiled rice in a superheated-steam fluidised-bed dryer have been investigated. The operating conditions were carried out at the initial moisture contents of 41-42.5% dry basis, three beds heights of 10, 12.5 and 15 cm, superheated steam temperatures of 150 and 170°C with a constant pressure of 106.1 kPa and a fixed superficial velocity of 3.1 m/s. The experimental results were shown that the inlet temperature had much more effect on removal of moisture content than the bed height. For the paddy quality, the head rice yield after reducing moisture content to 18% dry basis was higher than 60% (average reference value of 52%) whereas the color of rice whiteness become darker and white belly is significantly affected by the inlet temperature. The lipid contents of samples were dependent upon the temperatures and the bed depths. Higher temperature and lower bed depth provided the slightly high lipid content. In addition, the lower values of peak viscosity, breakdown viscosity and setback viscosity were also found under high temperature.

Keywords. rapid visco analyzer (rva); superheated steam; white belly.

INTRODUCTION

Parboiled rice is made from paddy, which is subjected to a hydrothermal treatment. In parboiling process, paddy is steeped in water until it attains moisture content between 42 and 54% dry basis (d.b.). The traditional parboiling process involves soaking rough rice overnight or longer in water at ambient temperature, followed by boiling or steaming the steeped rice at 100°C to gelatinize the starch, causing the grain expansion until the hull's lemma and palea start to separate. The parboiled rice is then cooled and sun-dried before storage and milling. In modern parboiling practice, paddy is soaked in hot water, steamed to complete gelatinization and dried while still jacketed in their

brown bran layer. This forces the nutrients from the bran layer to be penetrated into the endosperm and seals some of the vitamins into the rice kernel before the rice is milled (Dimopoulos & Muller, 1972). Parboiled rice is a more nutritious form of rice than non-enriched, regular milled white rice.

According to the above-mentioned parboiled rice process, it is now very inconvenient in practice. The steaming and drying stages for such typical parboiled rice process can be combined in one stage when the superheated-steam is applied. The superheated-steam drying has been attracted a wide interest in many applications (Blasco and Alvarez, 1995; Iyota et al., 2002; Looi et al., 2002). Earlier studies have illustrated some advantages of superheated-steam drying (Tang et al., 2000; Iyota et al., 2001; Tatermoto et al., 2002): high drying rate and deodorization of products.

The purpose of the present work is to produce the parboiled rice by superheated-steam fluidized-bed. The drying characteristics of paddy, pasting properties and lipid content, are investigated. In addition, the head rice yield, whiteness and white belly of paddy were also determined.

MATERIALS AND METHODS

Sample Preparation

Long grain paddy of Chainat1 (CNT1) variety from the Rice Experiment Station at Ayutthaya Province, Thailand, was used for experiments. In preparation, paddy was cleaned and soaked at initial temperature of 80°C for 3.5 h to obtain moisture content ~ 42% d.b.. Then, the water was drained out and the paddy was tempered in the same tank for 1 h prior to drying.

Drying

After soaking, paddy samples were taken to a batch superheated steam fluidised dryer as shown in Fig. 1. The system of the fluidised-bed dryer consists of five main components: a cylindrical chamber with an inner diameter of 15 cm and a height of 100 cm, a 13.5 kW electrical heater for converting saturated steam to superheated steam, a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 2.2 kW motor, a reverse flow cyclone and a small boiler with a 31 kg/h capacity of generated steam. Superheated steam temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Before using steam for drying, hot air at a given temperature was used for warming up the system until the temperature in every part reached the desired temperature. Then, the steam was replaced accordingly. The steam generator was generated the saturated steam at 106 kPa (absolute pressure) with the corresponding

temperature of 100°C. When the saturated steam was flowed through the electrical heater, the additional heat was supplied to raise the steam temperature up to the desired level. It was subsequently flowed through the fluidised bed dryer. After that, the dust particles and the immature grains being suspended in the exhaust steam were collected at the cyclone. Finally, the cleaned exhaust steam was reused again.

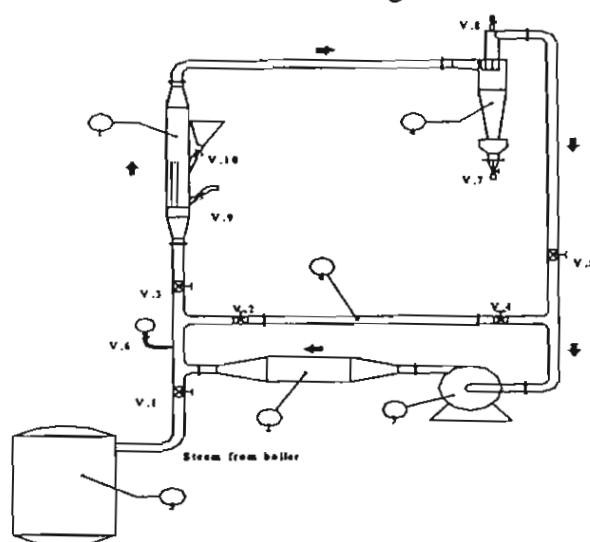


Fig. 1. A schematic diagram of the superheated-steam fluidized bed dryer: 1) fluidized bed dryer, 2) heater, 3) fan, 4) cyclone, 5) boiler and 6) bypass line

The experimental conditions were set up as follows: initial moisture contents of 41-42.5% dry basis, bed depths of 10-15 cm, superheated steam temperatures of 150-170°C, a fixed superficial velocity of 3.1 m/s. Temperatures at different positions were measured by Chromel-Alumel thermocouples (Type K) connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. After drying, the paddy kernels were slowly cooled down to ambient temperature and kept in a polypropylene bag. Then, it was ventilated with an ambient airflow rate until its moisture content reached 16 % dry basis. Finally, A 300 g sample was kept in a seal plastic bag for 2 weeks before testing head rice yield, whiteness and white belly.

The moisture content of paddy was determined by an electrical air oven at a temperature of 103°C for 72 h. Paddy qualities in terms of head rice yield and whiteness was determined quantitatively and compared to the reference sample (paddy dried by the ambient air). The methods were followed with the guideline of the Ministry of Agriculture and Cooperatives, Thailand. Head rice

is defined as milled rice having kernel length at least three-fourths of its original length. The head rice yield was calculated from the mass of white rice that remains as head rice after milling divided by the mass of paddy sample.

White rice grains were graded manually into translucent, discoloured and while belly grains. The colour of translucent rice samples was measured by a Kett digital whiteness meter (Model C-300). Before measuring the colour of sample, the whiteness meter was calibrated with a white coloured reference, presenting a standard value of 86.3.

RVA measurement

Pasting properties of parboiled rice flour were determined by a Rapid Visco Analyser model-4 (Newport Scientific Pty Ltd., Warriewood, Australia) utilising Thermocline. Following AACC Method 61-02 (AACC, 1995), the sample (3 g, 14% moisture basis) was mixed with distilled water in an RVA aluminum canister to make the total weight of slurry 28 g. The mixture was stirred at 900 rpm for 10 s, then at 160 rpm for the remainder of the test. The mixture was held at 50°C for 1 min and then heated to 95°C at 12°C/min. After that, holding at 95°C was 2.5 min. The sample was then cooled down to 50°C at 12°C/min, where it was kept for 2.1 min. These tests were done in duplicate. A plot of paste viscosity in arbitrary RVA unit (RVU) versus time was used to determine the peak viscosity (PV), trough final viscosity (FV), breakdown viscosity (BKV = PV- trough) and setback viscosity (SBV = FV- trough). Peak viscosity (PV) indicates the water-biding capacity of mixture. It is often correlated with the final product quality, and also provides an indication of the viscous load likely to be encountered by a cook. Breakdown viscosity measures the degree of disintegration of the granules or paste stability. Setback viscosity is a measure of gelling or retrogradation tendency (Dengate, 1984).

Lipid content

Lipid content was determined using the method of Folch et al. (1957) with some modifications for the rice flour extraction. Parboiled rice flour was extracted with chloroform-methanol (2:1 by volume). The extract was shaken for 5 min and settled for 30 min before being decanted through folded filter paper. One-fourth of filtrate of water was added and shaken to create two liquid phases. The lower phase and the upper phase were composed of chloroform-methanol-water in the corresponding proportions of 86:14:1 and 3:48:47 (by volume), respectively. The final lipid extract was evaporated at 35°C under stream of oxygen-free nitrogen.

RESULTS AND DISCUSSION

Drying curves

Fig. 2 shows the relationship between the grain temperature, moisture content and drying time. Since the steam was condensed, the grain in moisture content was observed during the first half minute of drying time and the grain temperature increased rapidly to higher than 80°C. At this period, the moisture content of paddy varied between 40-43% d.b., depending on the temperature and bed depth. After the temporary rise in moisture content, it started decreasing monotonically.

As inlet superheated steam temperature was increased, the drying rate was increased. On the other hand, the drying rate was decreased with increase in the bed depth (10-15 cm). According to these results, it indicated that the inlet superheated steam temperature had a greater effect on the drying rate than the bed depth.

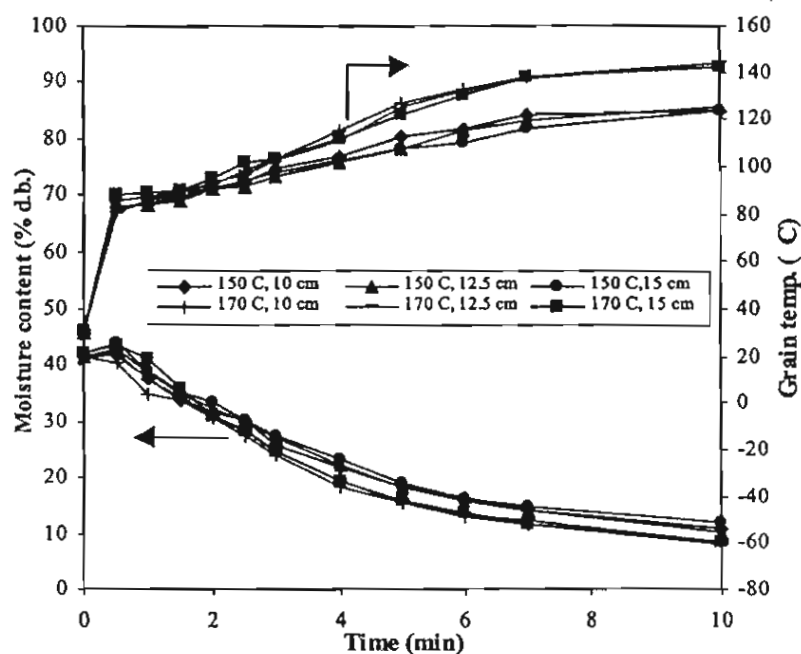


Figure 2. Variation in moisture content and grain temperature of paddy at different bed depths and inlet superheated-steam temperatures

Head rice yield

The relationship between head rice yield and final moisture content in superheated-steam fluidized bed dryer at different conditions is shown in Fig. 3. The head rice yield is rather constant and has almost the same value for the final moisture content above 18% d.b.. This may be due to the effect of partial gelatinization occurred in the kernel. To confirm our results, we measured quantitatively the white belly occurred, as will be shown in Fig. 4. In gelatinization steps, when high moist paddy is heated up and grains temperature reaches the temperature between 65 and 70°C, its starch cell will swell and loss of birefringence (Atwell et al., 1998; Zobel, 1984). This causes the disintegration of protein bodies in the endosperm. As a result, the starch and protein expand and fill in the internal air spaces between granules. The starch granules are then closely appressed, and creates strong cohesion between them, resulting in reduction of fissures and cracks within the grain kernels (Ranghavendra Rao & Juliano, 1970). Consequently, the paddy becomes rigid and tough, and can resist milling. As shown in Fig. 3., the head rice yields rapidly decreases if the moisture content of paddy reduces below 18% d.b.. This may be caused by the prevalent contribution of the tension near the surface and the compression at the centre of kernel, leading to fissure development although some of the fractures and void space on the grain surface disappeared in the early drying period due to swelling of starch granules.

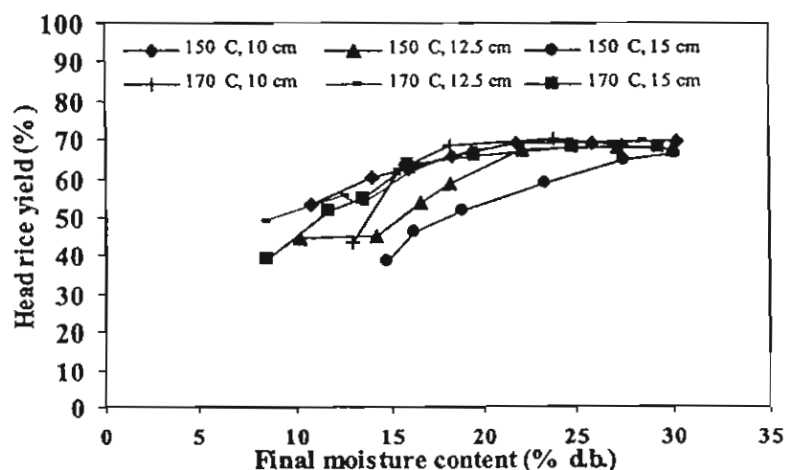


Figure 3. Relationship between head rice yield and final moisture content during drying in superheated steam

White belly

Kernel which has an opaque white area higher than 50% of its total area is considered as the white belly category, according to Thai Standard Rice (Ministry of Commerce, Thailand, 1997). The percentage of white belly shown in Fig. 4 was calculated by the number of white belly kernels divided by the total number of head rice kernels. It was found that the superheated steam temperature influenced on percentage of white belly. As the percentage of white belly decreased with increase in superheated steam temperature. However, bed depths had no effect on the percentage of white belly. According to these results, it indicated that the higher temperature caused the lower moisture reduction, thus giving the higher gelatinization.

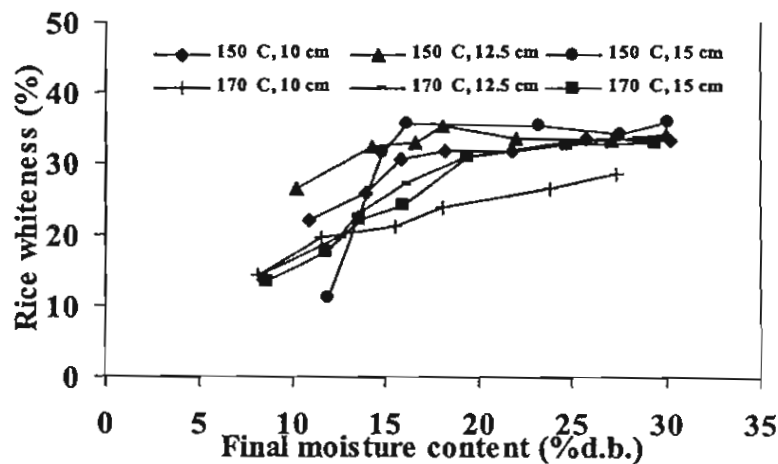


Figure 4 Relationship between percentage rice with white belly and final moisture content during drying in superheated steam

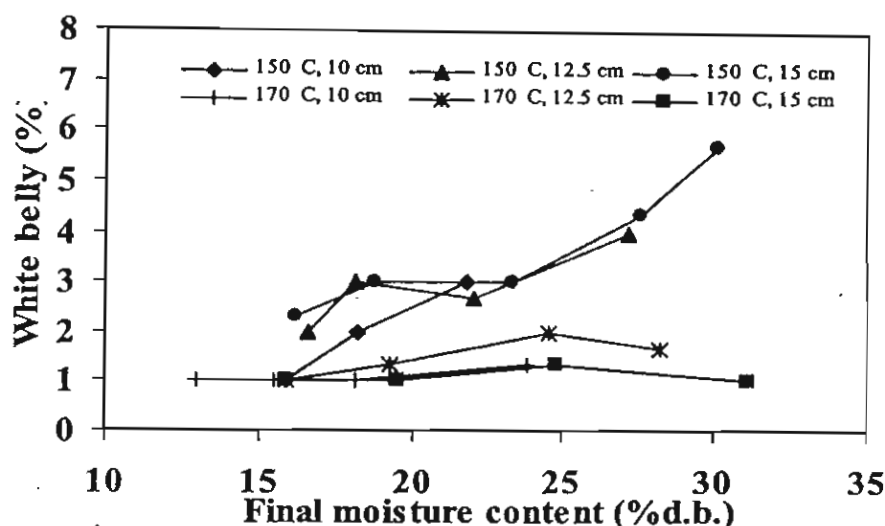


Figure 5. Relationship between rice whiteness and final moisture content during drying in superheated steam (Initial moisture content = 41.5-42.5% d.b.)

Rice whiteness

The change of the color of samples at steam temperatures of 150 and 170°C and initial moisture content of 42% d.b. is shown in Fig. 5. The rice whiteness curves in the first 3 minutes of drying steeply changes from the original value of 43-43.5. The rice whiteness is rather constant and has almost the same value (30-35) for the final moisture content in range of 18-30% d.b.. The main cause of the change in the color is partly due to the steam condensation onto the paddy surface. The resulting bran and the colour pigments contained in the husk covered around kernel are dissolved and then absorbed by the endosperm. To justify the explanation, the quantity of bran after milling was checked, representing by the values of 5.3-7.1% which are lower than that from the reference sample (13-15%). In addition, it can be elucidated by testing the lipid content as shown in Table 1, showing higher lipid contents in the parboiled rice than in the raw rice.

The temperature used for drying is also important factor influencing the degree of whiteness; the higher temperature causes the lowering of whiteness. The illustration of this effect can be seen in the case of bed depth 10 cm and temperatures 150 and 170°C, showing a value of 34 at 150°C and 26 at 170°C for both at the final moisture content of 24-26% d.b.

Table 1. Changes in the amount of lipid content in milled white parboiled dried under superheated-steam drying

	Raw white rice	Parboiled rice					
		150°C			170°C		
		10 cm	12.5 cm	15 cm	10 cm	12.5 cm	15 cm
Lipid content (%dry basis)	0.20	0.40	0.23	0.23	0.65	0.35	0.21

Pasting behaviour

Typical RVA viscograph of pastes prepared from raw rice and parboiled rice under superheated steam is shown in Fig. 6 and in Table 2. The PV, BKV and SBV of the parboiled rice dried at 150 and 170°C are found to be lower than those of the raw rice. Moreover, the two major parameters of flour pasting curve, PV and BKV, considerably decrease with increase in superheated steam temperature. The gelatinization during drying makes the granules more resistant to hydration when heated to water. This leads to reduce the swelling of parboiled rice flour at high temperature. The resulting PV and BKV decrease (Fig. 6). For FV and SBV, they are often used as an indicator of the firmness of cook rice (Ranghavendra Rao & Juliano, 1970; Priestley, 1976; Ali and Bhattacharya, 1980). High value of FV, SBV indicate high firmness texture. The viscograph shows that the higher the superheated-steam temperature, the lower the firmness.

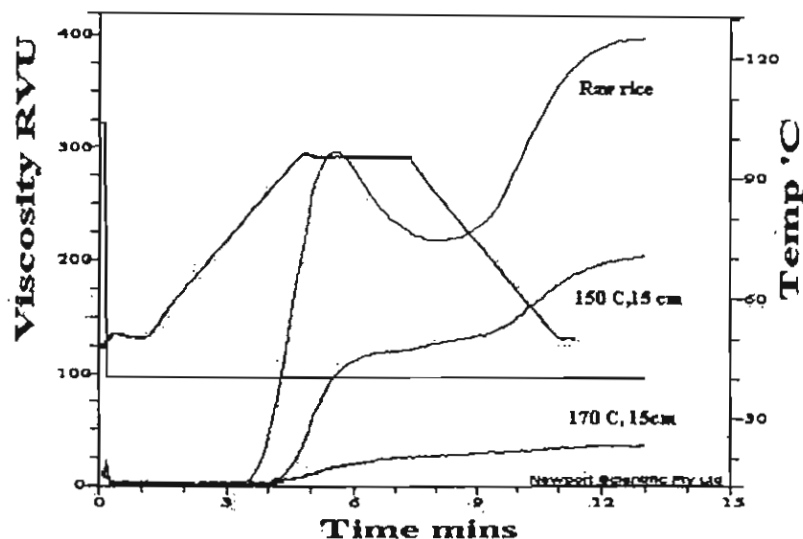


Figure 6. Viscograph of raw and parboiled rice dried under superheated steam

Table 2. Effect of superheated steam temperature on pasting properties of raw and parboiled rice flour

	PV	Trough	BKV	FV	SBV
	rvu	rvu	rvu	rvu	rvu
Raw rice	296	218	79	399	181
150°C 15 cm	120	113	8	205	92
170°C 15 cm	25	20	5	35	15

CONCLUSIONS

The characteristics of pasting properties of parboiled rice dried by superheated-steam fluidized-bed drying under temperatures, 150 and 170°C, and bed depths, 10, 12.5 and 15 cm, were determined. The values of peak viscosity, breakdown viscosity of parboiled rice were lower than those of the raw rice. The inlet temperature had much more effect on the removal of

moisture than the bed height. The high temperature and low bed depth provided the high lipid content. Rice whiteness was apparently darkened at high temperature. In addition to such qualities, the percentage of white belly kernels decreases with increase in inlet drying temperature. To maintain high head rice yield, it is recommended that the final moisture content of paddy should not be dried lower than 18% dry basis.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support, Faculty of Engineering and Industrial Technology Silpakorn University for supporting RVA instrument, Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling and Pathum Thani Rice Research Center for testing the physical quality of rice.

REFERENCES

- AACC, 1995, Approved method of the American Association of Cereal Chemist (9th ed.). St. Paul, MN: AACC.
- Ali, S. Z. and Bhattacharya, K. R. 1980, Pasting behaviour of parboiled rice, *J. Texture Stud.*, 11, 239-245.
- Atwell, W.A., Hood, L.F., Lineback, D.R., Varrino Marston, E., and Zobel, H.F. 1998, The terminology and methodology associated and basic starch phenomena, *Cereal Foods World*, 33, 306-308, 310-311.
- Blasco, R. and Alvarez, P.I., 1995, Flash drying of fish meals with superheated steam: isothermal process, *Drying Technology*, 17(4&5), 775-790.
- Dengate, H. N. 1984, Swelling pasting, and gelling of wheat starch, *Advances in Cereal Science and Technology*, Vol. 6, Pomeranz, Y. (ed), American Associated Cereal Chemistry, St. Paul, Mn, USA, pp.49-82.
- Dimopoulos, J. S., and Muller, H.G. 1972, Effect of processing conditions on protein extraction and composition and on some other physicochemical characteristics of parboiled rice, *Cereal Chemistry*, 49, 54-62.
- Folch, J., Lees, M. and Sloane-Stanley, G.H. 1957, A simple method for isolation and purification of total lipids from animal tissues, *Journal of Biological Chemistry*, 226, 497-509.
- Iyota, H., Nishimura, N., Onuma, T. and Nomura, T., 2001, Drying of sliced raw potatoes in superheated steam and hot air, *Drying Technology*, 19 (7), 1411-1424.
- Iyota, H., Nishimura, N., Nomura, T., Konishi, Y. and Yoshida, K., Effect of initial steam condensation on color changes of potatoes during drying in superheated steam, *Proceedings of the 13th International*

- Drying Symposium, Beijing, China, 27-30 August 2002, Vol. B, 1352-1359.
- Looi, A.Y., Golonka and Rhodes, M., 2002, Drying kinetics of single porous particles in superheated steam under pressure, *Chem. Eng. J.*, 87, 3, 329-338.
- Ministry of Commerce, Thailand, 1997, Thai Standard Rice, <http://203.151.17.19/document/grain/english/standard.htm>, last revised on 20 June 2002.
- Priestley, R. J., 1976, Studies on parboiled rice. I. Comparison of the characteristics of raw and parboiled rice, *Food Chemistry*, 1, 5-14.
- Ranghavendra Rao, S. N. and Juliano, B. O. 1970, Effect of parboiling on some physicochemical properties of rice, *Journal Agricultural Food Chemistry*, 18, 289-294.
- Tang, Z., Cenkowski, S. and Muir, W.E., 2000, Dehydration of sugar-beet pulp in superheated steam and hot air, *Trans. of the ASAE*, 43(3), 685-689.
- Tatamoto, Y., Mawatari, Y., Sakurai, K., Noda, K. and Komatsu, N. Drying characteristics of porous material in superheated steam fluidized bed, *Proceedings of the 13th International Drying Symposium*, Beijing, China, 27-30 August 2002, Vol. A, 624-633.
- Zobel, H.F. (1984). Gelatinization of starch and mechanical properties of starch pastes, In R. L. Whistler, J. N. Bemiller, & E. F. Paschall, *Starch: Chemistry and technology* 2nd ed. (pp.285-309), London: Academic Press.

EXPERIMENTAL STUDY OF MULTISTAGE DRYING OF PADDY USING A SERIES OF CONVECTIVE HOT-AIR AND FIR IRRADIATION

Naret Meeso¹ Adisak Nathakaranakule² Thanid Madhiyanon³
and Somchart Soponronnarit²

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

³Faculty of Engineering
Mahanakorn University of Technology
Bangkok 10530, Thailand

ABSTRACT

The use of far-infrared radiation (FIR) in the drying of hygroscopic materials such as agricultural crops considerably reduces the drying time due to direct transmission of its energy to the water inside the material. The objective of this work is to experimentally investigate drying kinetics of paddy as well as milling quality for each relevant process. The experiments were conducted into three categories which dried paddy from 33 down to around 16.5%d.b.. FIR displays the remarkable feature of drying capability interpreted by experimental observation that there is a presence of phenomena of moisture immigration from inside toward the outside of grain theoretically caused by heat generated within the grain. This gave an idea to combine convective and FIR drying for enhancing drying efficiency. However, FIR may can be used for accelerating moisture diffusion inside the grain but not for completely moisture leveling such as a main function of tempering. This was reflected by the experimental results that drying paddy by a series connection of convective and FIR drying without tempering process but immediately followed by cooling process adversely affected to milling quality of grain. The other experimental categories that had tempering process in-between were able to be applied without having any substantial effects on grain quality.

Keywords. far-infrared radiation; fluidized bed; processing time; tempering; ventilation; multistage drying

INTRODUCTION

Several studies have been made to investigate and determine strategy to manage moist paddy after harvest. Soponronnarit (1995) proposed a

systematic which included aeration of ambient air through moist paddy bulk during the waiting period before drying. Two-stage drying was necessary to reduce the moisture content (MC) of paddy rapidly to 23% dry basis (d.b.) in the first stage using a fluidized bed dryer. This was followed by slow drying in the second stage to reduce the MC from 23 to 16% d.b. using aeration of ambient air in a shed or other types of dryer.

The above strategy, when paddy was dried in the first stage, the immigration of moisture from inside toward the surface of grain contributed to the relative large moisture gradient inside the kernel. This problem could be solved by applying tempering in-between. Steffe et al. (1979) studied the suitable tempering period of paddy between the first and the second stages of drying. They found that the MC of tempered paddy could reduce more than paddy without tempering; besides, head rice yields (HRY) were more than paddy without tempering after drying in the second stage. Steffe and Singh (1980) found that the drying temperature and the drying time were the main factors for tempering. With this principle, Soponronnarit et al. (1999) used the tempering and the ambient air ventilation as the paddy drying process after fluidized bed drying. Their results showed that MC was reduced from 33 to 16.5% d.b. within approximately 53 minutes. Additionally, paddy quality was acceptable. Poomsa-ad et al. (2002) suggested to maintain paddy quality highly, the moist paddy should not be reduced lower than 22.5% d.b. in the first stage corresponding to lower grain temperature of 100°C and then followed by tempering for 30 minutes. Under this condition, the relative HRY was higher than 100%.

For far-infrared radiation (FIR) drying, Sakai and Hanzawa (1994) described that the radiation was emitted as an electromagnetic wave from the heat source. The radiation impinged upon a product surface; moreover, it penetrated directly into the product. One part of the radiative energy was absorbed by the product; besides, it induced the changes in the vibrational state of water molecules, which led to heating. This state corresponded to wavelengths in the range of 2.5-100 μm (FIR) [Shimizu (1991)]. Generally, the main components of foodstuffs are water and organic compounds, such as proteins and starches, which absorbed FIR at wavelengths greater than 2.5 μm [Shoji (1986), Sandu (1986)]. Bekki (1991) found that maximum absorption of IR by medium grain rough rice occurred at a wavelength of 2.5 μm . The significant absorption was also noted at wavelengths of 6.0 and 9.5 μm .

In the study of penetration depth of FIR in grains, Sandu (1986), Nindo et al. (1995) found that FIR penetrated just under 1 mm; therefore, FIR drying was appropriate for the thin layers of small grains such as paddy and wheat. The objective of this study is to experimentally investigate the combination

effects of hot air convective and far-infrared irradiation on drying kinetics and milling quality of paddy.

MATERIALS AND METHODS

To provide high MC paddy for the experiments, paddy was rewetted and kept in a cooling room at temperature of 3-5°C for 7 days. Before the experiments, paddy was kept in ambient air until grain temperature was closed to ambient air temperature.

Table 1. The experimental conditions of the paddy drying process

The drying processes		The conditonal numbers		
		1	2	3
FB	Air temp.,(°C) ⁽¹⁾	150	150	150
	Bed thickness,(cm) ⁽¹⁾	9.5	9.5	9.5
	Air velocity,(m/s) ⁽¹⁾	2.6	2.6	2.6
	Time,(min) ⁽¹⁾	2 and 3	2 and 3	2 and 3
FIR	Temp. of the radiative chamber, (°C)	80	80	×
	Bed thickness	a single layer of grain	a single layer of grain	×
	The distance between radiator and paddy, (cm) ⁽²⁾	15	15	×
	Time,(sec)	30	30	×
TEM	Temp., (°C)	80	×	80
	Time,(min)	15 and 20	×	30
AAV	Bed thickness,(cm) ⁽¹⁾	3	3	3
	Air velocity,(m/s) ⁽¹⁾	0.15	0.15	0.15
	Time,(min)	60	60	60

• Condition No.1 consists of fluidized bed (FB) drying, far-infrared radiation (FIR), Tempering (TEM), and ambient air ventilation (AAV).

• Condition No.2 consists of FB, FIR, and AAV.

• Condition No.3 consists of FB, TEM, and AAV.

⁽¹⁾ Recommendation adopted from Poomsa-ad et al. (2002).

⁽²⁾ Recommendation adopted from Abe and Afzal (1997).

This experiment was divided into three conditions as explained in Table 1. The first condition, paddy was dried by a batch-type fluidized bed dryer as shown in Fig. 1. Next, it was propagated by a box-type FIR dryer as shown in Fig. 2, which set the temperature of the radiative chamber equal to the paddy temperature after fluidized bed drying. After that, paddy was put into a glass

bottle with a diameter of 12 cm and a height of 10 cm, which could be closed completely and kept in an oven at temperature equal to the paddy temperature after fluidized bed drying. Lastly, it was ventilated by ambient air ventilator, which had a diameter of 20 cm. The second one was the same as the first one except no tempering. The third one is like the first one except no FIR irradiation, but tempering time was not so equal as the first one.

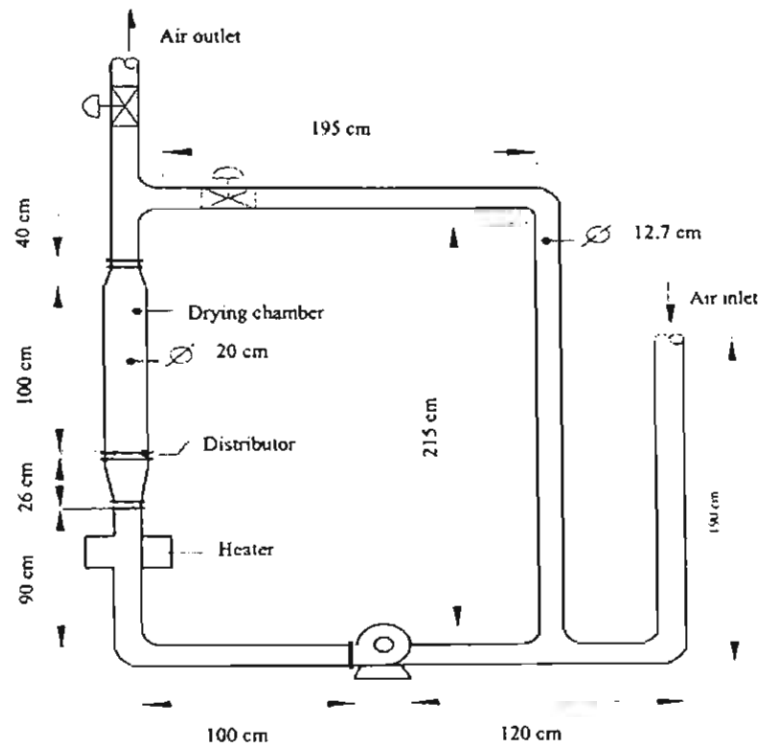


Figure 1. Schematic diagram of the batch-type fluidized bed dryer

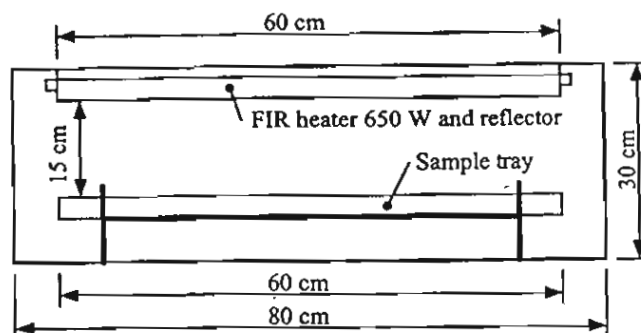


Figure 2. Schematic diagram of the box-type FIR dryer

The paddy samples of each conditions were taken every step for both MC and quality determinations. The MC of paddy was determined by drying 50 g of paddy sample at temperature of 103°C for 72 hours in an oven. The paddy quality in terms of head rice yield and whiteness was determined by using the test method of the Ministry of Agriculture and Cooperatives; moreover, whiteness was measured by Kett C-300 whiteness tester.

RESULTS AND DISCUSSION

Evolution of moisture content of paddy during three drying processes

Table 2 (a) and (b) present the experimental results of grain moisture for each of successive stage corresponding to the operating conditions as shown in Table 1. In general, MC was reduced from 32.3-34.9%d.b. to 19.4-22.0%d.b. before ventilated by ambient air. An approximate decrease of 0.5-1.0%d.b. during FIR irradiation period was observed which caused by radiative energy penetrating into the grain kernel and resulted in water vaporized there and thus moisture vapour migrated toward the surface of grain.

To highlight the effects of FIR irradiation and tempering, moisture ratio were plotted versus cooling time as shown in Fig. 3(a),(b). All moisture ratio curves in both figures represented different experimental conditions; however, the general shape of these curves were very similar. These curves displayed that MC of grain progressively dropped immediately at the beginning of the brief transition and thereafter gradually reduced at the rate nearly be the same. This was not surprising for high moisture reducing rates of the first and third experimental conditions with having tempering process in-between. The tempering period allows moisture move from the inside to outside of grain, which comparatively easily to evaporate when exposes to high airflow rate in

cooling process. A longer tempering time gave a higher rate of moisture reduction. Therefore, the moisture ratio of third condition had the fastest decreasing rate, when compared with other conditions, especially during the first five minutes of grain cooling process. As a result, final moisture content after ambient air ventilation was the lowest. However, for the second condition, that grain dried by fluidized bed and followed by FIR without tempering, the results also reflected an evidence of moisture redistribution inside the kernel although the moisture ratio reducing rate of this condition was the slowest. This can be explained by a phenomena of FIR irradiation that heat is generated inside the material leading to moisture transfer in the same direction of heat flow, i.e., from the inside to outside surface of material, and hence increasing moisture at the outer surface with a corresponding decrease in the moisture inside the material. This result thus may raise an idea to allow moisture to be continuously conveyed to the grain surface by FIR irradiation and simultaneously removed by the convective hot air should may enhance the drying rate in falling rate period of convective-drying. This means that combined convective-FIR drying may be more effective than the successive drying processes in aspect of drying kinetics especially in falling rate period that drying kinetic under tempering process governed by internal factors. However, this hypothesis should be further investigated.

Table 2. Evolution of moisture content (MC) of paddy during three drying processes

(a)		The conditonal numbers		
		1	2	3
The drying processes				
Initial MC	(% d.b.)	32.3	32.3	32.3
MC after FB	(% d.b.)	23.0	23.1	22.3
MC after FIR	(% d.b.)	22.2	22.1	×
MC after TEM	(% d.b.)	×	×	×
MC after AAV	(% d.b.)	18.1	18.4	17.4

- Conditional No.1 consists of fluidized bed (FB) drying 2 min, far-infrared radiation (FIR) 30 sec, Tempering (TEM) 20 min, and ambient air ventilation (AAV) 60 min.
- Conditional No.2 consists of FB 2 min, FIR 30 sec, and AAV 60 min.
- Conditional No.3 consists of FB 2 min, TEM 30 min., and AAV 60 min.

Table 2 (Continued)

(b)		The conditonal numbers		
The drying processes		1	2	3
Initial MC	(% d.b.)	34.9	34.9	34.9
MC after FB	(% d.b.)	20.8	20.9	19.6
MC after FIR	(% d.b.)	20.3	20.0	×
MC after TEM	(% d.b.)	×	×	×
MC after AAV	(% d.b.)	16.6	16.8	15.0

- Conditional No.1 consists of fluidized bed (FB) drying 3 min, far-infrared radiation (FIR) 30 sec, Tempering (TEM) 15 min, and ambient air ventilation (AAV) 60 min.
- Conditional No.2 consists of FB 3 min, FIR 30 sec, and AAV 60 min.
- Conditional No.3 consists of FB 3 min, TEM 30 min., and AAV 60 min.

Evolution of head rice yield of paddy during three drying processes

The experimental results for two minutes drying by fluidized bed as presented in Table 3(a) illustrated that HRY was reduced about 2.8-3.5%d.b. after grain experienced in irradiation by FIR for 30 seconds. Even grains just dried by fluidization air normally have almost uniform of temperature inside, which follows from high Biot number relating to the internal diffusion to the external convective resistance for cereal grains. However when FIR dissipating inside, temperature distribution within the grain will be non-uniform. This results to stresses developed within the grain and may hence leading to lower head rice yield at the end of FIR period. This can be reasoned that radiative power is not uniformly absorbed by each point inside the grain since the intensive of power absorption generally depends on the depth from grain surface and water concentration associated with the relative interior point, thus causes the non-uniform heat generation and temperature within the grain.

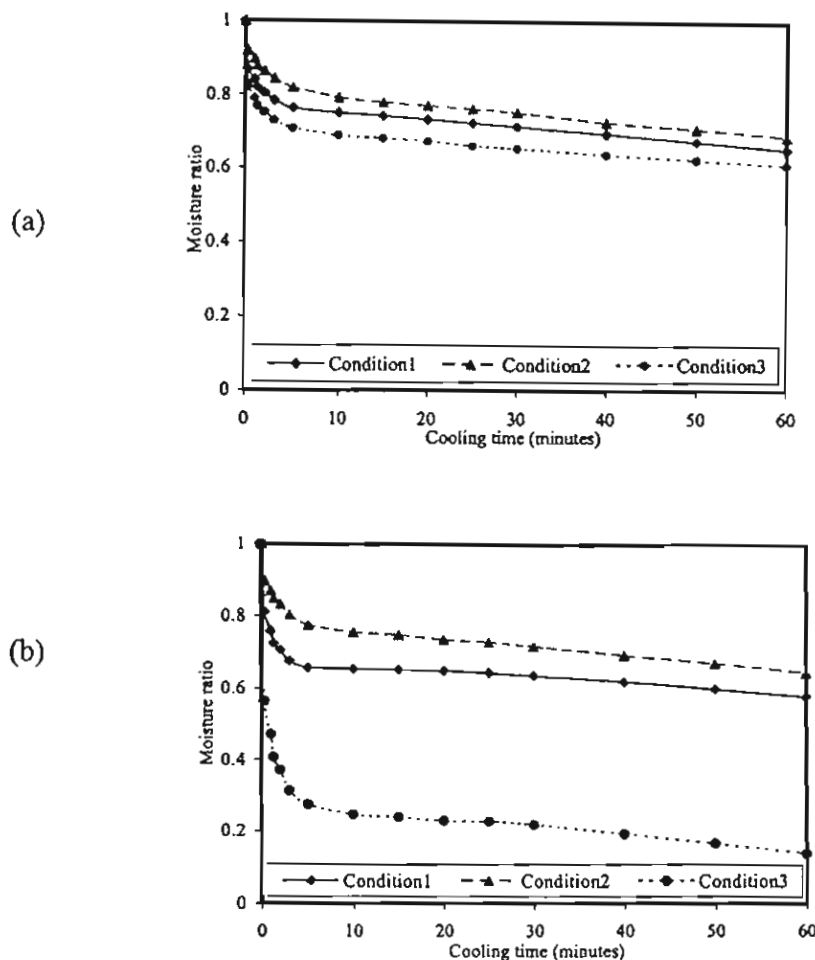


Figure 3. Effect of FIR and tempering on moisture content decreased by ambient air ventilation

The results from Table 3(a) suggested that to minimize grain breakage, tempering process that results in moisture and stress relaxation must be taken into account before grain entering to cooling process such as experiments under the first and third conditions. This also inlines with the study of Poomsa-ad et al. (2002). The experiment followed the second condition that starting drying process from convective-drying, followed by FIR and then immediately cooling by ambient air significantly affected head rice yield. This can be attributed to the compressive stress developed near the outer grain surface by the large moisture gradient resulted from sharp decrease in surface

grain moisture at the beginning of transition period. Despite of the presence of some degree of moisture relaxation during FIR drying which directly assisted to release stress developed during convective drying as reflected by the MR curves of second condition in Figure 3(a) and (b); however, this relaxation was not much enough to counteract the stress developed during cooling period. The effect of tempering was also clearly seen from the result of Table 3(b) that HRY corresponding to 30 min-tempering (condition 3) is higher compared with that of 15 min-tempering, this is influenced by more completely moisture leveling of 30 minutes-tempering and hence more resistance to the stresses promoted in the latter process. The serious loss in grain quality for 3 minutes drying by fluidized bed as shown in Table 3 (b) resulted from grain staging in hot air for too longtime until grain MC reached to the level that was not flexible to release moisture stresses developed within the grain. This observation can be conferenced by the study of Poomsa-ad et al. (2002).

Table 3. Evolution of head yield (HRY) of paddy during three drying processes

(a)		The conditonal numbers		
		1	2	3
The drying processes				
Initial HRY	(%)	48.4	48.4	48.4
HRV after FB	(%)	48.2	47.7	47.4
HRV after FIR	(%)	45.4	44.2	×
HRV after TEM	(%)	NA	×	49.5
HRV after AAV	(%)	47.4	28.8	46.5

• All experimental conditions were the same as shown in Table 2(a)

(b)		The conditonal numbers		
		1	2	3
The drying processes				
Initial HRY	(%)	40.7	40.7	40.7
HRV after FB	(%)	16.9	17.2	13.8
HRV after FIR	(%)	11.8	12.3	×
HRV after TEM	(%)	NA	×	15.0
HRV after AAV	(%)	12.4	2.5	16.0

• All experimental conditions were the same as shown in Table 2(b)

Evolution of whiteness of paddy during three drying processes

Table 4 showed whiteness of paddy after drying of three conditions. All experiments showed that whiteness in the first, second and third conditions decreased about 6, 7.1 and 7.8 points respectively. For all conditions whiteness was in a good criteria as comparison with the commercial criterion (approximately 37).

Table 4. Evolution of whiteness (wh) of paddy during three drying processes

The drying processes		The conditional numbers		
		1	2	3
Initial wh	(point)	52.9	52.9	52.9
wh after FB	(point)	49.5	48.6	49.5
wh after FIR	(point)	48.1	48.2	×
wh after TEM	(point)	NA	×	48.2
wh after AAV	(point)	46.9	45.8	45.1

• All experimental conditions were the same as shown in Table 2(a)

CONCLUSIONS

1. FIR experimentally presents the potential for a remarkable ability to facilitate moisture diffusion inside the grain with a consequence of arising an idea to use combined convective and FIR drying which FIR is used as a supplementary heat source to overcome the limitation of drying rate in the falling period.

2. Relaxing moisture gradients, on the other hand relaxing moisture stresses, developed in the proceeding convective drying period by FIR could not resist moisture stresses promoted during cooling period caused by sharp decrease in MC. This leads to attain substantial loss in milling quality.

3. As result from (2), it is able to conclude that tempering process is still necessary to achieve high milling quality neither process having FIR or not.

ACKNOWLEDGMENTS

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

REFERENCES

- Abe, T. and Afzal, T.M..1997. Thin-layer infrared radiation drying of rough rice. *J. agric. Engng Res.* 67 : 289-297.
- Bekki, E.. 1991. Rough rice drying with a far-infrared panel heater. *Journal of the Japanese Society of Agriculture*. 53(1) : 55-63.
- Nindo, C.I., Kudo, Y. and Bekki, E.. 1995. Test model for studying sun drying of rough rice using far-infrared radiation. *Drying Technology*. 13(1&2) : 225-238.

- Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakron, S. and Terdyothin, A.. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. *Drying Technology*. 20(1) : 195-210.
- Sakai, N., Hanzawa, T.. 1994. Applications and advances in far-infrared heating in Japan. *Trends in Food Science & Technology*. 5 : 357-362.
- Sandu, C.. 1986. Infrared radiative drying in food engineering : a process analysis. *Biotechnology Progress*. 2 : 109-119.
- Shimizu, M.. 1991.. *New Food Industrial*. 33(8) : 23-30.
- Shoji, Y.. 1986. Machine equipment of Food Industrial. 23(2) : 63-67.
- Soponronnarit, S.. 1995. Strategy for managing moist paddy. *The Royal Institute Journal*. 20(4) : 115-125 (in Thai).
- Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N.. 1999. "Managing moist paddy by drying tempering and ambient air ventilation. *Drying Technology* 17(1&2) : 335-344.
- Steffe, J.F. and Singh, R.P.. 1980. Theoretical and practical aspects of rough rice tempering. *Trans. of the ASAE*. 23 : 775-782.
- Steffe, J.F., Singh, R.P. and Bakshi, A.S.. 1979. Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. *Transaction of ASAE*. 22 : 1214-1218, 1224.

COMPARATIVE STUDY OF FLUIDIZED BED PADDY DRYING USING HOT AIR AND SUPERHEATED STEAM

Wathanyoo Rordprapat, Somchart Soponronnarit,
Adisak Nathakaranakule², and Warunee Tia²

School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Tungkru, Bangkok 10140, Thailand
E-mail: R_wathanyoo23@hotmail.com

ABSTRACT

Comparison of fluidized-bed paddy drying between using superheated steam and hot air was conducted to investigate rice qualities in terms of head rice yield, whiteness, and white belly. The experimental conditions were set at initial paddy moisture content of 43.3 and 45.5 % dry basis, drying temperature of 150°C, bed depth of paddy of 10 cm, and superficial velocities of 1.3 and 1.5 U_{mf} . The experimental results showed the advantage of superheated steam drying in head rice yield over hot air drying. Gelatinization process activated by suitable paddy temperature and moisture content, which resulted from high heat transfer rate of steam and early-stage condensation, was the main effect to this benefit. Higher increasing rates of head rice yield were seen in higher superficial velocities of steam and hot air due to high heat transfer rate of both media to paddy, which finally resulted in longer time for gelatinization process. The early-stage condensation and Maillard reaction; activated by heat, cause the whiteness of paddy dried by superheated steam decreased below that of hot air drying, which the change in color was only affected by the latter reaction. The gelatinization process also helped reducing white belly of milled rice in superheated steam and hot air drying, especially during the first minute of drying. Percentage of white belly below 1.5 % (good commercial level) could be achieved after five-minute drying.

Keywords. head rice yield, hot air, superheated steam, white belly

INTRODUCTION

Comparative study in fluidized-bed drying between using superheated steam and hot air has not been found in the literature reviews above.

Feasibility of hot air fluidized bed paddy drying was studied by Sutherland and Ghaly, (1990). The authors found that the final moisture content significantly affects on the head rice yield. Soponronnarit et al., (1994) have contributed significantly to research on the fluidized bed paddy drying development. They found that minimum fluidized bed velocity (U_{mf}) was 1.65 m/s, for drying with hot air. Taweerattanapanish et al., (1999) studied the fluidized bed drying of paddy using hot air. The drying air temperatures were in the range of 140-150°C. They found that head rice yield was increased with reference rice. Inprasit et al., (2001) studied the effects of drying air temperature and grain temperature, for different types of dryer designs and operations. The author found that at high grain temperature and longer tempering time the starch granules inside paddy were partially gelatinized, resulting in accelerated aging that affected the grain qualities in a way similar to parboiling of rice. Dhuchakallaya et al., (2000) studied the fluidized bed paddy drying using superheated steam, drying temperatures of 150 and 170°C. They found that minimum fluidized bed velocity (U_{mf}) was 2.55 m/s, head rice yield was increased whilst the color of paddy was changed from white to brown color, cooking and eating qualities found that similar parboiled rice. Iyota et al., (2001) studied drying of raw potato slices using atmospheric pressure superheated steam and hot air at 170 and 240°C. They found that, in case of superheated steam drying, moisture content temporarily increased due to steam condensation in the initial stage of drying as well as starch gelatinization rapidly developed. Meanwhile, in case of hot air drying, starch gelatinization occurs more slowly than with superheated steam drying. Furthermore, surface measurements showed that samples dried by superheated steam were more reddish than ones dried by hot air.

The past research works showed paddy dried by hot air or dried by superheated steam separately and no comparatively experiments were conducted thus, this research was to comparatively study the rice qualities dried using hot air and superheated steam fluidized bed dryers. The qualitative indicators used for evaluating the paddy are head rice yield, whiteness, and percentage of white belly.

MATERIALS AND METHODS

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

The superheated steam fluidized bed dryer comprised five components, i.e. a cylindrical chamber with an inner diameter of 15 cm and a height of 100 cm, a 13.5 kW electrical heater for converting saturated steam to superheated steam, a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 2.2 kW motor, a reverse flow cyclone, and a small boiler capable of generating steam at a rate

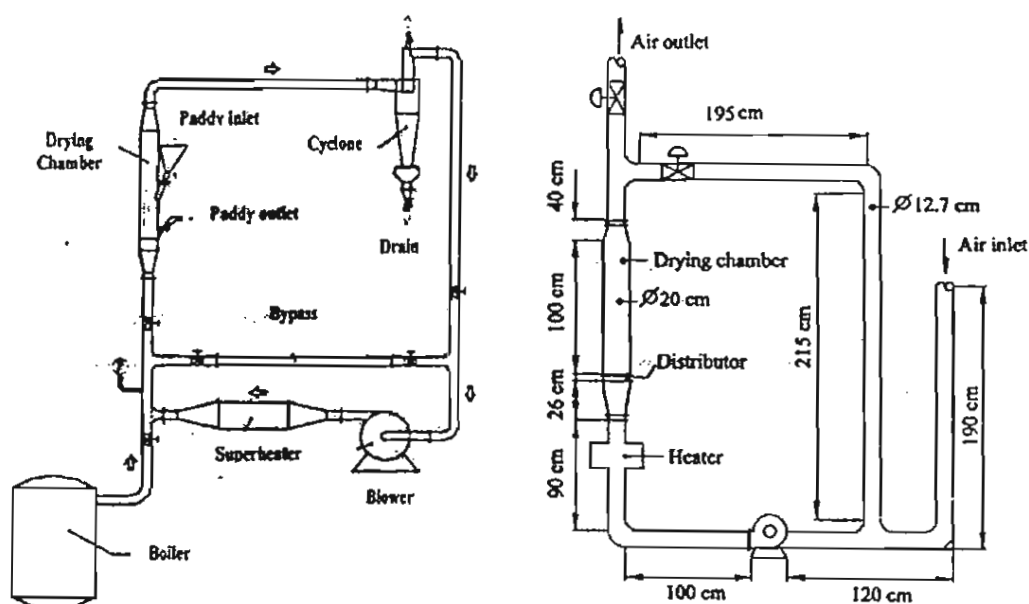
of 31 kg/h. Superheated steam temperatures were controlled by PID-controller with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$.

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

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

Figure 1. The schematic diagrams of fluidized bed dryers

Long grain rough rice (Supanburi 1 variety) from Pathum Thani Rice Research Center in Pathumthani Province, Thailand was used in experiments.



The rice was cleaned and soaked in water with initial temperature of 80°C for 4 h, before being tempered for another one hour. The experimental conditions were set up at initial paddy moisture content of 43.3 - 45.5% d.b, the bed depths of paddy 10 cm, superheated steam temperatures of 150°C , superficial velocities of 1.3 and $1.5U_{mf}$. Grain temperature and drying air temperature were measured by thermocouples Type K connected to a data logger giving an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. The moisture content of paddy was determined by hot air oven at a temperature 103°C for 72 h. Paddy kernels after drying were slowly cooled down to ambient temperature and kept in a polypropylene bag. They, then, were gently ventilated with an ambient air until their moisture contents reached 16 % d.b. Finally, two samples were taken from the dried kernels. First 300 g sample was kept in a seal plastic bag for two weeks before testing head

rice yield, whiteness and white belly. Another 250 g sample was shelled by Rubber Roll Husk, polished by Satake Rice Polisher, and graded by Rice Grader, before its color was measured by Kett digital whiteness meter (Model C-300), which was calibrated with a white reference color.

RESULTS AND DISCUSSION

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

DRYING AND GRAIN TEMPERATURE CHANGING RATES

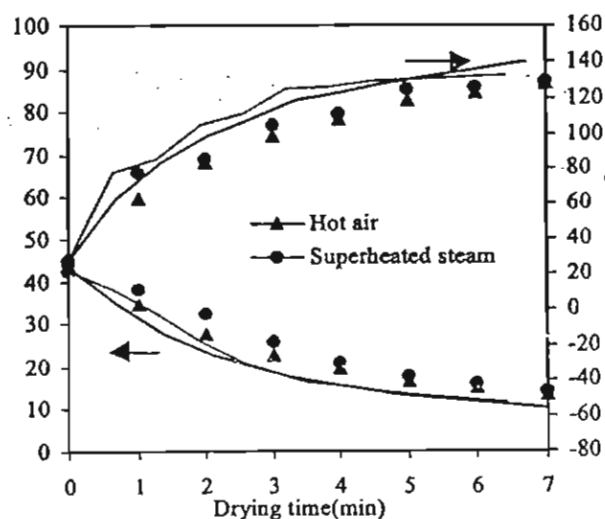


Figure 2.

Drying and temperature changing rates of paddy dried by superheated steam and hot air (drying temperature 150°C, bed depth of paddy 10 cm and superficial velocity of 1.3U_{mf})

Figures 2 and 3 showed the changes of moisture contents and grain temperatures of paddy dried by superheated steam and hot air with drying times at a drying temperature 150°C, a bed depth of paddy 10 cm, and superficial velocities 1.3 and 1.5U_{mf}.

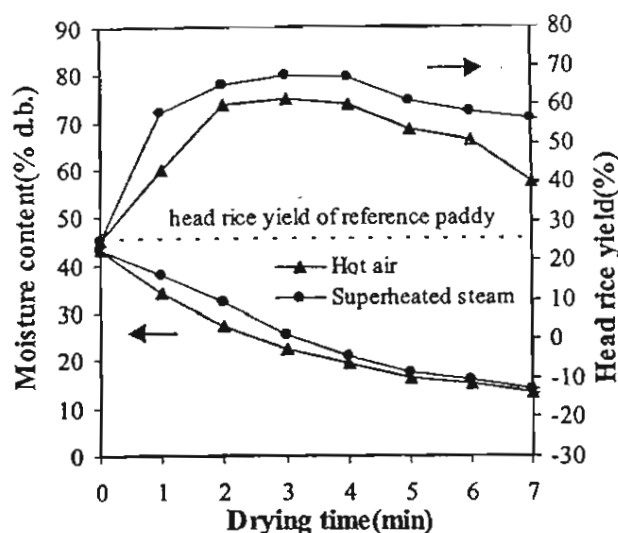


Figure 2 indicated that at the first four minutes, moisture content of paddy dried by superheated steam decreased slower than that dried by hot air. This was because moisture content of paddy dried by superheated steam increased due to condensation, which noticeably occurred during the first minute of this drying method. This early-stage condensation was also reported in researches of Iyota et al. (2001) and Dhudhakallya (2000). After four minutes, the drying rates of both drying methods were almost the same because of closer paddy temperature, leading to the equality of moisture diffusion inside the paddy. In contrary, the temperature of paddy dried by the superheated steam increased faster than that dried by hot air during the first minute of drying. This phenomenon was due to latent heat from steam condensation added to paddy during the early-stage of drying, and due to superior heat transfer properties of superheated steam compared with hot air (Mjumdar, 1995)

The drying and paddy temperature changing rates in the $1.5-U_{mf}$ (Figure 3) condition was in the same tendency as the $1.3-U_{mf}$. Nevertheless, faster drying rate and higher increasing rate of paddy temperature were observed due to high mass flow rates of superheated steam and hot air in this condition.

Figure 3. Drying and temperature changing rates of paddy dried by superheated steam and hot air (drying temperature 150°C, bed depth of paddy 10 cm and superficial velocity of $1.5U_{mf}$)

Head rice yield

The changing rate of moisture content and head rice yield for drying temperature of 150°C, the bed depth of 10 cm, and the superficial velocities of 1.3 and 1.5 U_{mf} are presented in figures 4 and 5

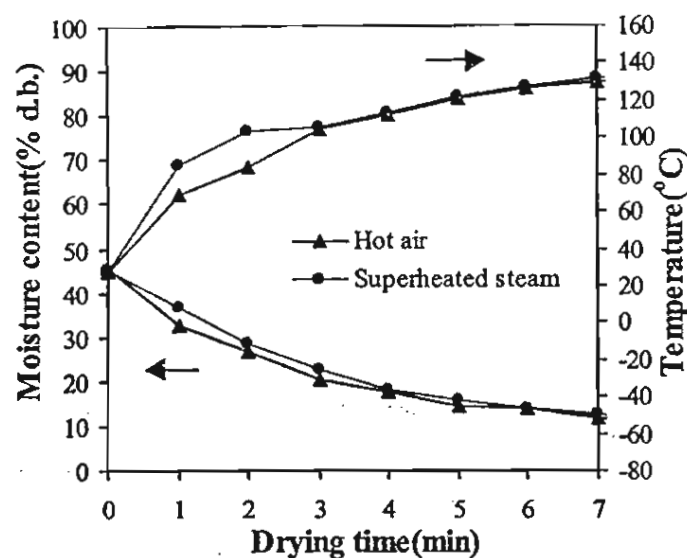


Figure 4. The changing rate of moisture content and head rice yield of paddy dried by superheated steam and hot air (drying temperature 150°C, bed depth of paddy 10 cm, and superficial velocity of 1.3 U_{mf})

The changing rates of moisture content and head rice yield for superheated steam and hot air drying methods were presented with head rice yields of reference paddy of each method; obtained from paddy dried by ambient air, in Figures 4 and 5.

As shown in Figure 4, head rice yields of both drying methods increased beyond those of their references after first minute of drying. Furthermore, the head rice yield of paddy dried by superheated steam was higher than that dried by hot air. These results could be explained by the gelatinization process of starch, which helped joining cracks inside paddy kernels, therefore increasing head rice yield. This process activates at different suitable temperature and moisture content for each material. For paddy, the suitable temperature and moisture content for forming gel were at 70-74°C and 24-25% w.b

respectively (Kongseri, Ng, 2001, Taweerattanapanish et al 1999). From this suitable condition, temperature was the main factor causing the differences of head rice yield between paddy dried by both drying methods and reference paddy. Superheated steam made paddy temperature increase rapidly to gelatinization temperature at the early stage of drying, while the moisture content of paddy during this stage was still in the suitable range of the process (see Figures 1 and 2). This was the reason why the head rice yield of paddy dried by superheated steam was higher than that dried by hot air, which had slower temperature increasing rate and faster drying rate, thus less suitable condition for gelatinization. The slow gelatinization process in hot air compared with superheated steam drying was reported by Iyota et al. (2001). Head rice yields for both drying methods started to decrease after four minutes of drying. At this drying time, paddy kernels had high temperature and moisture gradient, causing stress develop inside the kernels, as a result cracked or broken rice after milling.

The results of head rice yield for the case of $1.5 U_{mf}$ (Figure 5) were similar to $1.3 U_{mf}$ and could be explained by the same reasons. Comparing between both velocities, it was found that the head rice yield in $1.5 U_{mf}$ case increased faster and dropped earlier than that in $1.3 U_{mf}$. These were due to the faster reaching paddy gelatinization temperature and higher drying rate of the $1.5 U_{mf}$ case, resulted from higher mass flow rate, thus higher heat transfer rate between both medias and paddy kernels.

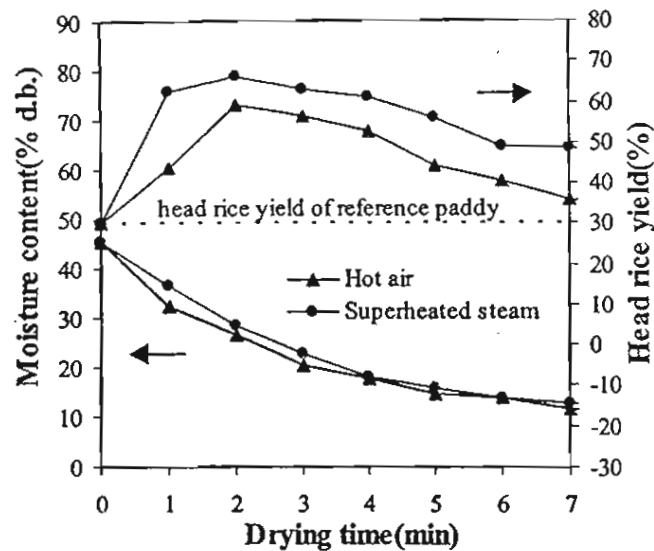


Figure 5. The changing rates of moisture content and head rice yield of paddy dried by superheated steam and hot air (drying temperature 150°C, bed depth of paddy 10 cm, and superficial velocity 1.5U_{mf})

Whiteness

Whiteness of rice at the first minute of superheated steam drying decreased much faster than that of hot air drying, as seen in Figures 6 and 7. The fast drop of whiteness in the superheated steam drying was due to rapid increase in paddy temperature which accelerated mallard reaction and transition of color substances from rice husk and rice bran into endosperm [Khan (1974), Yapet et al. (1988) and Inprasit et al. (2001)]. Longer drying time increased paddy temperature in both drying methods, which induced mallard reaction and caused whiteness of rice slightly drop. Thus, higher paddy temperature in superheated steam drying resulted in faster decrease in whiteness when compared with hot air drying. Interestingly, in case of 1.5 U_{mf}, the whiteness slightly increased after 2 minutes of superheated steam drying, (see Figure 7). This phenomenon, confirmed by several repetitions, may be resulted from high moisture diffusion rate, caused by high paddy temperature and moisture content at this drying time. The high diffusion rate may move color substances out of paddy kernels. More experiments and analysis are needed for the phenomenon.

in superheated steam drying also accelerated the decreasing rate of white belly at the early-stage of drying. The higher superficial velocity, the fast decreasing rate of white belly. However, the effect of superficial velocity in hot air drying to the white belly decreasing rate was vice versa.

ACKNOWLEDGEMENT

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

REFERENCES

- Sutherland, J.W. and Ghaly, T.F. 1990. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics, Presented at the 13th ASEAN Seminar on Grain Post harvest Technology, Bruei Darussalam, pp. 1-12.
- Soponnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994. Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying, *Drying Technology*, Vol. 12(7), pp. 1667-1686.
- Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N and Wongpiyachon, S., 1999. Effect of Drying on Rice Yield Using Fluidization Technique, *Drying Technology*, Vol.17, No.1&2, p.345-353.
- Inparsit, C and Noomhorm, A., 2001. Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Type of Dryer and Operation on Rice Quality, *Drying Technology*, Vol, 19(2), pp.389-404.
- Isares Dhudhakallya, 2000. Fluidized Bed Paddy Drying Using Superheated Steam, Master of Engineering Dissertation, Energy of Material, Bangkok, thailand, King's Mongkut University of Thanburi.
- Iyota, H., Nishimura, N., Onuma, T. and Nomura, T. 2001. Drying of Sliced Raw Potatoes in Superheated Steam and Hot Air, *Drying Technology*, Vol. 19(7), pp. 1411-1424.
- Mujumdar, A.S, 1995. Superheated steam drying, in A.S. Mujumdar(Ed.). *Hand book of Industrial Drying*, 2nd Edition, Marcel Dekker, New York, pp. 1071-1086.
- Kongseri, Ng, 2001. Chemical Quality Analysis of Jasmine Rice, Pathum Thani Rice Research, Rice Research Institute, Department of Agriculture, Tanyaburi, Pathum Thani, pp. 1-18.
- Khan, A. V., Amilhussin, A., Arbolida, J. R., Manolo, A. S. and Chancellor, W. J. 1974. Accelerated drying of rice using heat-conduction media. *Trans. ASAE* 17:949-955.

Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering, 11-13 December 2002, AIT, Bangkok, Thailand

Yap, A., Juliano, O. B. and Pereze, C. M. 1988 Artificial Yellow of Rice at 60°C. In Proceeding of the eleventh ASEAN Technical Seminar on Grain Post harvest Technology 23-26 August 1988 Kuala Lumpur, Malasia Published by the ASEAN Grain Post harvest Program Bangkok Thailand.

EFFECT OF DRYING TEMPERATURE ON PHYSICAL PROPERTY OF HIGH AND LOW AMYLOSE CONTENT PADDY

Supawan Tirawanichakul¹, Somkiat Prachayawarakorn²,
Patcharee Tungtrakul³, Warunee Warunyanond³ and
Somchart Soponronnarit¹

¹School of Energy and Materials, ²Faculty of Engineering,
King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Bangkok

³Institute of Food Research and Product Development,
Kasetsart University (KU), Bangkhen, Bangkok

E-mail: TSupawan@hotmail.com

ABSTRACT

The main objective of this work was to study the effect of drying temperatures on physical qualities of rice in terms of head rice yield, whiteness and hardness. Two varieties of long grain paddy (Indica rice) used in the experiments were Suphanburi 1 and Pathumthani 1. Suphanburi 1 and Pathumthani 1 varieties contained amylose content of 27% and 15-17.8%, respectively. The batch drying experiments were set up at an airflow rate of 2.5 m/s and a bed depth of 9.5 cm. Paddy was dried from an average initial moisture contents of 25.6-33% dry basis (d.b.) to 22% d.b. using hot air temperatures between 40 and 150 °C. After drying, the paddy was tempered and followed by ventilation with ambient air until its final moisture content was reduced to 16.3% d.b.

The results have shown that whiteness and head rice yield for paddy containing any moisture content level up to 33% d.b. when subjected to be dried at temperatures below 80 °C insignificantly changes from that of the reference sample, which was dried by the ambient air ventilation. Drying at temperature above 100 °C provides relatively higher head rice yield and the slightly more yellow around the surface of white rice. The texture analysis was concluded that the hardness of rice with high amylose content and low amylose content were not significant effected by drying air temperature ranging between 40 °C and 150 °C at paddy moisture content of 18% d.b. after fluidized bed drying. The experimental results implied most of the physical properties of rice were not changed by drying temperature except the yellowing of rice. The yellowness of rice depended on the non-enzymatic reaction during drying.

Keywords. paddy fluidized bed drying; physical qualities; hardness; rice

INTRODUCTION

The management of highly moist paddy under the tropical climate is an extremely serious problem because the high humid air condition in tropical region can encourage the excessive mould growth and the yellowing of grain. To avoid the deterioration of paddy, a rapid drying technique such as fluidization technique is often used. The fluidized bed dryer type has the advantages of high drying capacity and uniform grain moisture distribution.

Driscoll and Adamczak (1988) reported that high moisture content of paddy must be reduced to 22% d.b. within 24 hours to prevent substantial losses. They also stated that the fluidized bed dryer gave better economy, gentle grain handling and shorter drying time, comparing to the LSU dryer.

Sutherland and Ghaly (1990) studied the fluidized bed drying of paddy using temperatures of 40-90°C to reduce the moisture content from of 28.2%-35% d.b. to 20.5%-23.5% d.b., respectively. They found that head rice yield between 58-61% was obtained for reducing the moisture content of 28.2% dry basis to 20.5% d.b. For reducing the moisture content of 35% d.b. to the moisture content of 23.5% d.b. at temperatures of 60-90°C, the head rice yield was in a range of 55-58%. According to these results, there was an insignificant relationship between head rice yield and drying temperature.

Satayaprasert and Vanishserwatana (1992) studied fluidized bed drying of corn at temperatures of 60-90°C using air velocities of 2.7-4.2m/s and bed depths of 3-12 cm. The results indicated that drying rate could be expressed by a logarithmic equation, which was virtually implied the moisture transport to be controlled by internal diffusion. Soponronnarit and Prachayawarakorn (1992) contributed to the research and development on fluidized bed drying. They concluded that the drying air temperature and the final moisture content was the greatest effect on paddy quality. They recommended that the drying temperature should not be higher than 115°C and the final moisture content of paddy after drying should not be lower than 24-25% d.b.

Quality indexes which are used as an important criterion for evaluating the quality of rice are the rice yellowing (or whiteness) and head rice. Many researchers have studied on yellowness or whiteness [Quitco (1982); Gras and Bason (1989); Soponronnarit et al. (1998) and Yap et al. (1988)]. Gras and Bason (1989) reported that the loss of the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellowness. Moreover, the accumulation of fungal metabolites (*Fusarium* sp. *Aspergillus flavus*) might be expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning might cause the overall change in hue [Quitco (1982)].

Due to the operation at high drying air temperature for the commercial fluidized bed paddy dryer, the head rice yield and whiteness must be maintained and accepted for markets. Thus, the tempering process, which was

recommended by many researchers [Steffe et al. (1979); Zhang and Litchfield (1991) and Soponronnarit et al. (1999)], was used for tempering paddy after fluidized bed drying. Soponronnarit et al. (1999) suggested to temper the grain between each drying pass because during the tempering period, the moisture profile in rice kernel equalizes through moisture diffusion and this equalization would decrease the stress, caused by moisture gradient within the kernel. Thus, the head rice yield after the next drying pass could be maintained. Poomsa-ad et al. (2001) recommended that in drying paddy at high temperature by fluidization technique, it should not be removed the water content lower than 22.5% d.b. in a single stage drying, corresponding to the grain temperature lower than 100°C, with subsequent tempering for 30min. This condition can maintain high head rice yield.

Therefore, the main objective of this work is to study the effect of drying temperatures, ranging of 40-150°C, on physical quality of rice in terms of head rice yield, whiteness and hardness.

MATERIALS AND METHODS

Materials

The two varieties of long grain rough rice (Suphanburi 1 and Pathumthani 1) provided by the National Rice Research Center, Thailand, were rewetted, mixed and kept in a cold storage at a temperature range of 3-7°C for a week. The local varieties Suphanburi 1 and Pathumthani 1 contain amylose contents of 27% and 15-17%, respectively. The desired initial moisture content of rewetted paddy was about 25-33 % d.b. Before starting the experiments, paddy was placed in the outside until grain temperature was close to ambient temperature.

FIGURE 1 shows a schematic diagram of batch fluidized bed dryer. The dryer comprises of a cylinder-shaped drying chamber, a 12 kW electric heating unit and a backward curve-blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. A mechanical variable speed unit was used for regulating air flow rate. A constant air velocity of 2.5 m/s was set up and the bed depth was 9.5 cm.

Methods

FIGURE 2 shows a schematic diagram of drying system used in this work. The desired final moisture content after fluidized bed drying was about 22.0% d.b. Tempering process was then used for grain relaxation (The second step was shown in FIGURE 2). In this stage, the fluidized paddy would be put into

a glass bottle and kept in an oven at the same temperature as the grain temperature. After the tempering time of 30 minutes as recommended by Poomsa-ad et al. (2001), the paddy was ventilated suddenly with a constant ambient airflow rate of 1.5 m/s until its moisture content reached 16.3% d.b.

The inlet air temperature and grain temperature after drying were measured by K-typed thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The wet paddy at moisture contents of 25-33% d.b. were dried at the drying temperatures of 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140 and 150°C . The determination of paddy moisture content was followed by the AOAC standard method [AOAC (1984)].

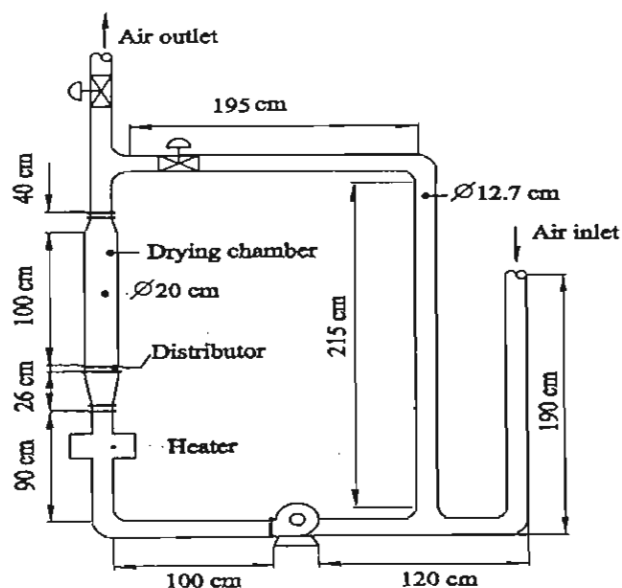


Figure 1. Illustrative diagram of batch fluidized bed dryer (Poomsa-ad et al. 2001).

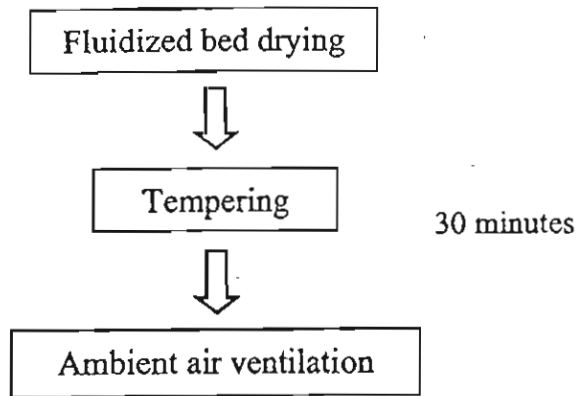


Figure 2. Illustrative diagram of fluidized bed drying system

Physical properties analysis

To reduce the stress inside kernel, the paddy after drying was kept in a complete seal plastic bag at room temperature for 2 weeks before testing physical properties. The properties of the paddy in terms of head rice yield, whiteness and hardness were analyzed.

(a) Head rice yield

Cleaned rough rice sample (dry and control) with a mass of 125 g. was passed twice through a rubber roll testing husker and the resulting brown rice was whitened for 45 min. Each sample was repeated twice and average head rice yield was represented. The relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to that obtained from the control one (dry by ambient air).

(b) Whiteness of rice

The rice whiteness was measured by a Satake milling meter by the light reflected at the surface of rice kernel before measuring the whiteness meter was calibrated with a standard pure white barium oxide having a value of 86%.

(c) Hardness of rice

Texture analysis was determined in terms of hardness using a bench-top Texture analyzer model TA-XT2i (Stable Micro Systems Ltd.). The milled rice samples were cooked and tested individually at 20 min intervals. A 30 g. portion of each dry-milled head rice sample was put in aluminum cylindrical

cup (diameter of 7 cm. and height of 7 cm.) and rice sample was rinsed and strained to remove excess water, and distilled water was added in amount equal to 1:1.5 ratio of rice to water by weight. Rice samples were presoaked at room temperature for 10 minutes and then cooked in an automatic rice cooker with a capacity of 3 L. After cooking cycle was completed, the cooked rice was continue to keep for 10-15 min in the cooker and then the sample was taken out and cooled down to room temperature for 1 h. The cooked rice sample was taken from the middle of cup ($\sim 50 \text{ g.} \pm 0.1 \text{ g.}$) and placed 1 cm. height from the base of the extrusion plate.

The initial height of the compression probe (Ottawa cell) was set at 120 mm. The pretest speed of probe was 1.5 mm/s. The test speed for compression was 0.5 mm/s and the post test speed was 10 mm/s. The maximum force required for compression cooked rice to 90% of initial portion height 10mm as indicated hardness of cooked rice. In the other words, the hardness was the height of the force peak on the first compression. The value was expressed in kilogram unit.

RESULTS AND DISCUSSION

Moisture content and grain temperature during fluidized bed drying

The average grain temperatures was in between 35°C and 75°C for corresponding inlet air temperatures of 40-90°C and between of 83°C and 89°C for corresponding inlet air temperatures of 100°C to 150°C. These grain temperatures were used for setting-up temperature for tempering section.

Table 1 shows the drying time to obtain the final moisture content of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b. for initial moisture content of 32.5% d.b. was longer than those for initial moisture contents of 28.2% and 25.0% d.b.

Table 1. Experimental results of moisture content of paddy after fluidized bed drying. (Varieties Suphanburi 1 and Pathumthani 1)

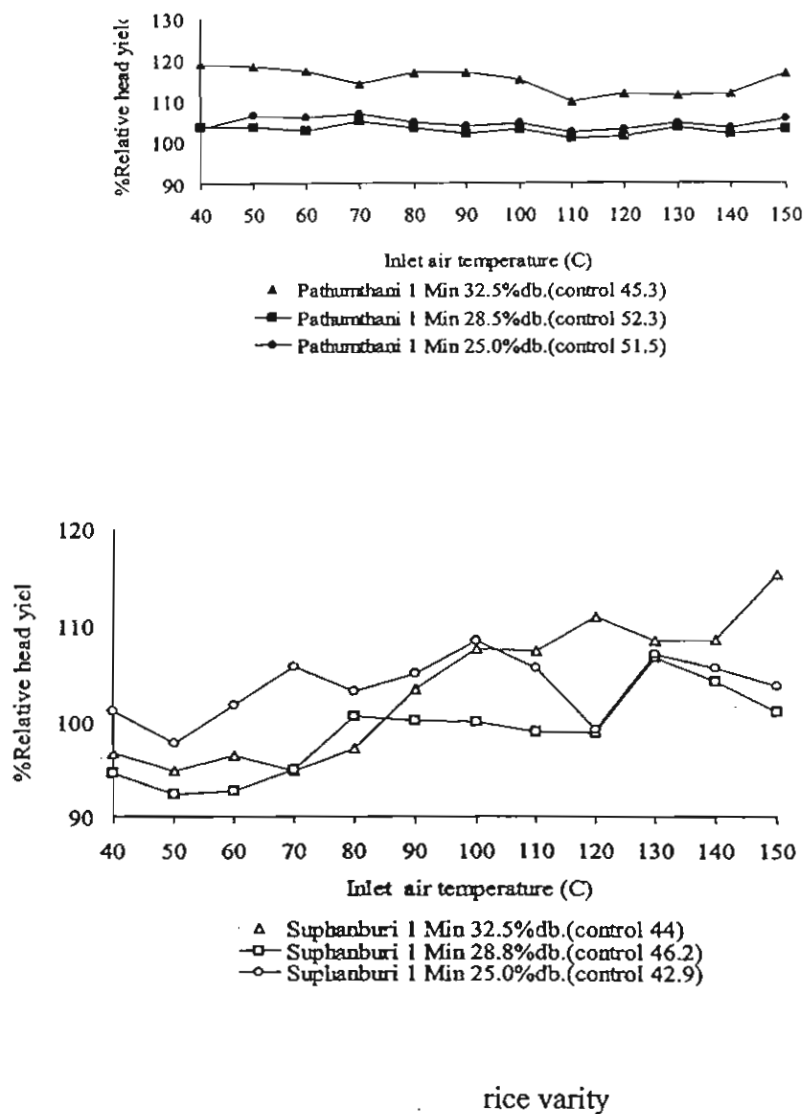
Inlet air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Average drying time (min)	Average final moisture content (% dry basis)	
			Suphanburi 1	Pathumthani 1
40	25.0	23.0	22.0	22.6
	28.2	36.0	22.4	21.8
	32.5	58.0	22.3	22.4
50	25.0	13.0	20.2	20.9
	28.2	20.0	22.6	21.7
	32.5	30.0	22.6	22.6
60	25.0	7.0	22.4	20.5
	28.2	11.0	22.3	22.4
	32.5	21.0	21.7	22.3
70	25.0	5.0	20.1	20.9
	28.2	8.2	22.6	22.1
	32.5	14.0	21.5	22.6
80	25.0	2.3	20.8	21.8
	28.2	5.3	22.6	22.7
	32.5	9.2	21.5	22.7
90	25.0	2.0	22.9	21.2
	28.2	3.3	22.6	22.9
	32.5	6.1	21.8	22.7
100	25.0	1.5	22.0	21.2
	28.2	3.0	21.8	22.9
	32.5	4.4	21.8	22.0
110	25.0	1.3	22.0	21.4
	28.2	2.4	21.5	22.9
	32.5	3.4	22.1	21.7
120	25.0	1.3	20.5	21.4
	28.2	2.0	22.9	23.3
	32.5	3.1	23.0	23.0
130	25.0	1.1	20.5	21.7
	28.2	1.4	22.7	23.3
	32.5	2.5	21.5	22.7
140	25.0	1.0	20.5	21.4
	28.2	1.2	22.6	22.7
	32.5	2.3	21.8	22.7
150	25.0	0.4	21.2	22.6
	28.2	1.1	22.3	22.9
	32.5	2.0	22.0	22.7

Physical quality

(a) Head rice yield

Figure 3 (a) shows the influence of drying temperature on the head rice yield at three moisture levels of Suphanburi 1 variety. The average percentage of head rice yield for control rice was about 44. Drying at temperature below 80°C provides the relative head rice yield for the samples at 33% d.b. is not higher than the other two samples. This means that low drying temperature ranging from 40°C and 80°C does not affect the grain kernel to be gelatinized. The gelatinization temperature for Suphanburi 1 variety is 74°C±3°C. For high drying temperature from 100°C and 150°C provides the relative head rice yield 105 and 115. Such a better quality is a result of partial gelatinization occurring inside the grain kernels during the course of drying at high temperature. When the gelatinization is being formed inside the grains, the starch granules are swelled and at the same time, the protein is decomposed and penetrates through the void spaces amongst the granules, thus providing the stronger adhesive forces between them. Consequently, the kernels are capable of withstanding the abrasive force while being milled.

For Pathumthani 1 rice variety as shown in figure 3(b), the percentage of head rice yield of control rice samples was about 50 except for the initial moisture content 32.5% d.b. showing a value of 45.3. The relative head rice yield of the initial moisture content of 32.5% d.b. is higher than that obtained from the samples at initial moisture contents of 25.0 and 28.8% dry basis at any drying temperature comparing to the head rice yield of Suphanburi 1 after drying, these head rice yield were relatively higher.



(b) Pathumthani 1 rice variety

Figure 3. Effect of inlet air temperature on relative head rice yield Initial moisture contents of 25-33% db. and final moisture content of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b. (after fluidized bed drying)

(b) Rice whiteness

Figure 4 shows the effect of inlet air temperature on rice whiteness for two rice varieties, Suphanburi 1 and Pathumthani 1. For the initial moisture contents

of 32.5% dry basis, the whiteness decreased when the drying temperature increased. This is because of non-enzymatic reaction causing the yellowing of rice kernel. For the initial moisture content lower than 28.8% dry basis, it was found that the drying temperature had insignificant effect on the whiteness of rice kernel. However, throughout these experiments, the values of rice whiteness are still accepted for the commercials propose.

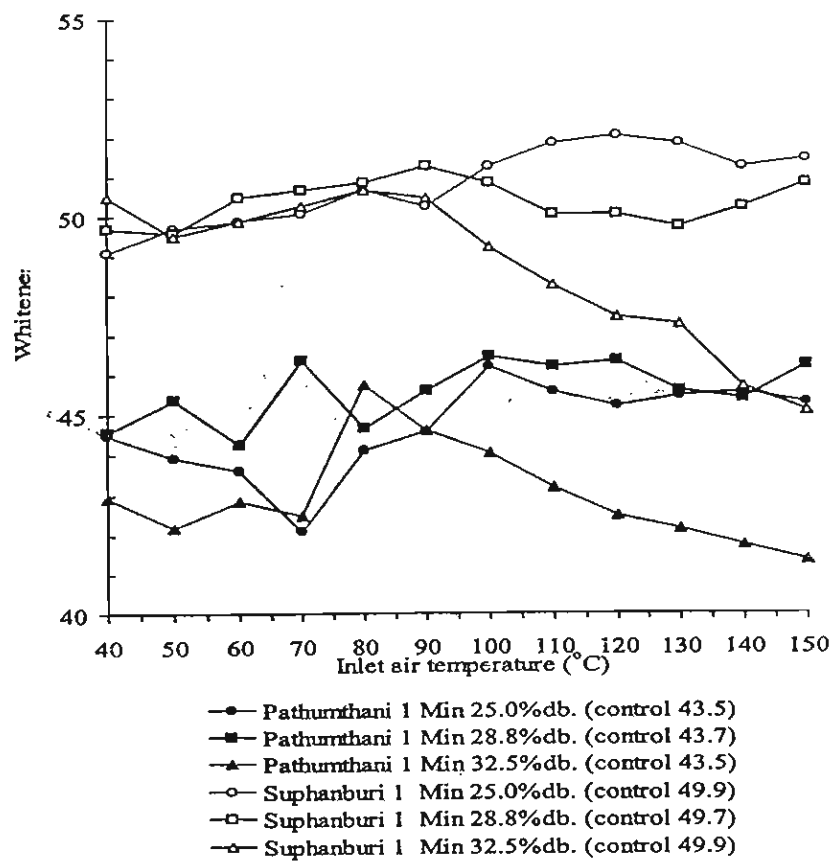


Figure 4. Effect of inlet air temperature on rice whiteness for Suphanburi 1 and Pathumthani 1 : the initial moisture contents 25-33% dry basis : final moisture content $22.0 \pm 1.3\%$ d.b.

(c) Hardness of rice

For the hardness values of control rice and dried rice of two paddy varieties are shown in Table 2. The hardness value after drying was slightly increased. The hardness value of control rice was 19.12 ± 1.36 kg for Pathumthani 1 and 35.63 ± 3.17 kg for Suphanburi 1 rice. The hardness values of two paddy varieties increased when the initial moisture content and drying temperature increased. Firstly, the tightly packed with starch granules from loss of water molecules in starch and penetrating of spherical shaped protein body in starch granules causes increasing hardness of rice. This effect normally occurs on ageing of stored rice [Zhout et al.(2002)] and drying by high temperature [Imprasit and Noomhorm (2001)]. Therefore, both low temperature drying (30°C - 90°C) and high temperature drying (100°C - 150°C) of this experiment also are affected by this phenomenon. Secondly, partial gelatinization during high temperature drying affects to hardness values of rice. For gelatinization effect, the rice kernel has been partial gelatinized so its starch was more strength and hardness value trends to be higher than rice using low drying temperature. Trends of gelatinization increasing will be predominated if paddy is high initial moisture content and dried by temperature over gelatinized temperature of grain. For this work, the gelatinization temperature of Suphanburi 1 variety and Pathumthani 1 variety is about 74°C and 70°C , respectively. From the results as shown in Table 2, it indicates that at higher initial moisture content of paddy (32.5% d.b.), the hardness values of rice is harder than those of lower initial moisture content.

Table 2. Values of hardness after drying at different inlet air temperatures and initial moisture contents : Suphanburi 1 and Pathumthani 1

Inlet air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Hardness (kg)	
		Pathumthani 1	Suphanburi 1
Control rice	25.0	17.23	33.23
	28.2	19.77	33.57
	32.5	20.37	40.09
40	25.0	19.17	35.61
	28.2	19.77	36.50
	32.5	20.37	33.23
60	25.0	18.92	36.31
	28.2	20.57	38.89
	32.5	21.76	39.70
90	25.0	19.86	34.92
	28.2	19.16	39.32
	32.5	22.54	34.34
110	25.0	20.76	34.28
	28.2	21.48	31.22
	32.5	21.89	38.38
130	25.0	20.62	35.79
	28.2	20.56	34.35
	32.5	22.19	36.30
150	25.0	20.57	35.72
	28.2	19.06	33.19
	32.5	21.56	39.01

CONCLUSIONS

Head rice yield of long grain paddy containing the higher moisture content of 25% d.b. when dried at temperature below 80°C does not show a significant enhancement or a rapid decline, along with the whiteness to be invariably maintained, comparing to those qualities of the control rice sample. However, at temperature above 100°C, the recovery of head rice yield can be made particularly for the initial moisture content of 32.5% dry basis whereas the color of white rice has a pale yellow but it is still in the preferentially acceptable value.

For the hardness, the value was slightly increased with increase the initial moisture content and drying temperature.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF), the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing rice qualities. Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling quality.

REFERENCES

- AOAC, 1984. Official Methods of Analysis, 14th edition, Washington, D.C., Association of Official Analytical Chemists
- Bason, M.L., Gras, P.W., Banks, H.J. and Esteves, L.A. 1989. A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Paddy Endosperm. *J. of Cereal Science*, 12: 193-201.
- Driscoll, R.H. and Adamczak, T. 1988. Drying Systems for the Humid Tropics. In : Bulk Handling and Storage of Grain in the Humid Tropics. *ACIAR Proceedings*, 22: 58-68.
- Gras, P.W., Banks, H.J., Bason, M.L. and Arriola, L.P. 1989. A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice, *J. of Cereal Science*, 9: 77-89.
- Gras, P.W. and Bason, M.L. 1989. Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality. *ACIAR Proceeding*, No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain, 83-91.
- Imprasit, C. and N. Noomhorm, 2001. Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Types of Dryer and Operation on Rice Quality, *Drying Technology*, 19(2), 389-404.
- Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Terdyothin, A. and Prachayawarakorn, S. 2001. Head Rice Yield after Drying by Fluidization Technique and Tempering. The 2nd Asia-Oceania Drying Conference, Batu-Feringhai, Penang, Malaysia, 20-22 August
- Quitco, R.T. 1982. Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy. *Proc.GASGA Seminar, Paddy Deterioration in the Humid Tropics*, 52-56, GTZ, Eschborn.
- Satayaprasert, S. and Vanishserwatana, V. 1992. Drying Corn in Fluidized Bed. *Thailand Engineering Journal*, 44(12): 76-79.
- Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 1992. Maintaining Quality, Maximizing Throughput and Minimizing Energy Consumption in

- Fluidized Bed Paddy Drying. Proc. of the 15th ASEAN Seminar on Postharvest Technology, 8-11 September, Singapore.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O. 1996a. Development of Cross-Flow Fluidized Bed Paddy Dryer. *Drying Technology*, 12(7): 1667-1686.
- Soponronnarit, S., Srisubati, N. and Yoovidhya, T. 1998. Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy. *J.Stored Prod. Res.*, 34(4): 323-330.
- Soponronnarit, S., Wetchama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N. 1999. Managing Moist Paddy by Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation. *Drying Technology*, 17(1&2): 335-344.
- Steffe, J.F., Singh, R.P. and Bakshi, A.S. 1979. Influence of Tempering Time and Cooling on Rice Milling Yields and Moisture Removal. *Trans. Of ASAE*, 22: 1214-1218, 1224.
- Sutherland, J.W. and Ghaley, T.F. 1990. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics. Proc. of the 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Technology, 4-7 September, Brunei Darussalam, 168-177.
- Yap, A.B., Juiliano, B.O. and Perez, C.M. 1988. Artificial Yellowing of Rice at 60°C. Proceeding Group, The Source of Yellow Grains in Rice, *Myc. Centralbl*, 3: 153-157.
- Zhang, Q. and Litchfield, J.B. 1991. An Optimization of Intermittent Corn Drying in a Laboratory Scale Thin Layer Dryer. *Drying Technology*, 9 (11): 233-244.
- Zhout, Z., K. Robards, S. Heliwell and C. Blanchard, 2002. Ageing of Stored Rice: Changes in Chemical and Physical Attributes. *Journal of Cereal Sc.*, 35, 65-78.

MATHEMATICAL MODEL OF DEEP BED PADDY DRYING AND QUALITY ASPECT

Yutthana Tirawanichakul¹, Somkiat Prachayawarakorn²,
Patcharee Tungtrakul³, Warunee Varunyanond⁴ and Somchart Soponronnarit¹

¹School of Energy and Materials, ²Faculty of Engineering,
King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), BKK,
Thailand

³Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University
(KU), Bangkok, Thailand

E-mail: Tyutthan@hotmail.com

ABSTRACT

The main objective of this work was to study the physical qualities, chemical quality and physico-chemical quality of rice during in-store drying. The prediction results of moisture content and whiteness of rice were compared to the experiment results using a near-equilibrium drying mode including whiteness kinetics of rice kernel. The long grain rice (Suphanburi1), containing of amylose content of 27%, was used for all experiments. The experiments were set up at the average ambient temperature of $30 \pm 4^\circ\text{C}$, average relative humidity of $76 \pm 8\%$ with a fixed bed depth of 1.0m. Specific air flow rates of 0.65 and $0.93\text{m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy were forced through the paddy bulk at a initial moisture contents of 18.5% and 20.1% wet basis. The final moisture content of paddy was about $3.3 \pm 0.6\%$ wet basis. The results were shown that the drying rate and the whiteness predictions were in good agreement with those from the experiments. For determination of energy consumption, the consumption by this drying technique consumed low energy input and did not produce notable effect on those of qualities of rice. For the physical quality analysis, was indicated that the rice whiteness, head rice yield and the percentage of paddy germination were insignificant affected by the low-temperature drying. The hardness and stickiness after drying were slightly increased.

Keywords. drying model, grain, in-store drying, rice quality

INTRODUCTION

Freshly harvested paddy contains the water around 18 to 23% wet basis. The management of highly moist paddy during harvesting period is a serious

Thin layer drying equation

An empirical thin layer drying equation developed by Agrawal and Singh (1977) was used. It can be written by the following equation:

$$MR = \left(\frac{M - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} \right) = \exp(-xt^y) \quad (4)$$

$$\text{where } x = 0.02958 - 0.44565 RH_0 + 0.1215T_0 \quad (5)$$

$$y = 0.13365 + 1.93653 RH_0 - 1.77431 RH_0^2 + 0.009468 T_0 \quad (6)$$

where RH_0 = relative humidity of air before drying, decimal
 M_{in} = initial grain moisture content, decimal dry basis

Dry matter loss(DML)

The dry matter loss for rough rice was proposed by Seib et al (1980) and described by the following equation

$$DML = 1 - \exp[\text{TERM}] \quad (7)$$

in which

$$\text{TERM} = a \left(\frac{t}{1000} \right)^c \exp[D(1.8\theta - 28)] \exp[(E(M_w - 0.14))] \quad (8)$$

where DML = dry matter loss, decimal
 t = in-store drying time, h
 θ = grain temperature, °C
 M_w = grain moisture content, decimal dry basis

For long grain

a, c, d, e = 0.001889, 0.7101, 0.0274 and 31.63, respectively.

Yellowness of rice kernel

The yellowing rate of paddy was described by temperature and water activity and an empirical equation for predicting the yellowing rate was developed by Soponronnarit et al (1998) as given by

$$\frac{db}{dt} = k \quad (9)$$

$$\text{and } \ln k = 71.87 - 25.32a_w - \frac{25919.13}{T} + \frac{10712.78a_w}{T} \quad (10)$$

where b = yellowness of rice, Hunter b unit
 t = time, day

k = constant value for the yellowing rate, Hunter b unit/day
 a_w = water activity, decimal
 T = temperature, K

The relationship between the rice whiteness and yellowness was followed by

$$W_h = 85.1 - 3.36 b \quad (11)$$

Where W_h = whiteness of rice

The average moisture content and the average whiteness can be determined by Equation (12) and (13), respectively.

$$\bar{M}_{av} = \frac{\int_0^L M(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (12)$$

$$\bar{W}_{av} = \frac{\int_0^L W(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (13)$$

Where $\bar{M}_{av}$ = average moisture content of paddy, % wet basis
 $\bar{W}_{av}$ = average whiteness of rice kernel, %
 $M(x)$ = moisture content of paddy, % wet basis
 $W(x)$ = whiteness of rice in each bed depth, %
 dx = bed depth, m

MATERIALS AND METHODS

Materials

FIGURE 1 shows a deep bed dryer which comprises of a drying bin (Point 1), an electric heating unit (Point 2) and an outlet air duct (Point 3). The experiments were conducted in an insulated cylindrical bin having a 0.75m diameter and a 2.75m height. The bed depth of paddy as fixed at 1.0m. Ambient air is blown through a perforated steel sheet and then into the grain bed. The outlet air is finally delivered to the atmosphere.

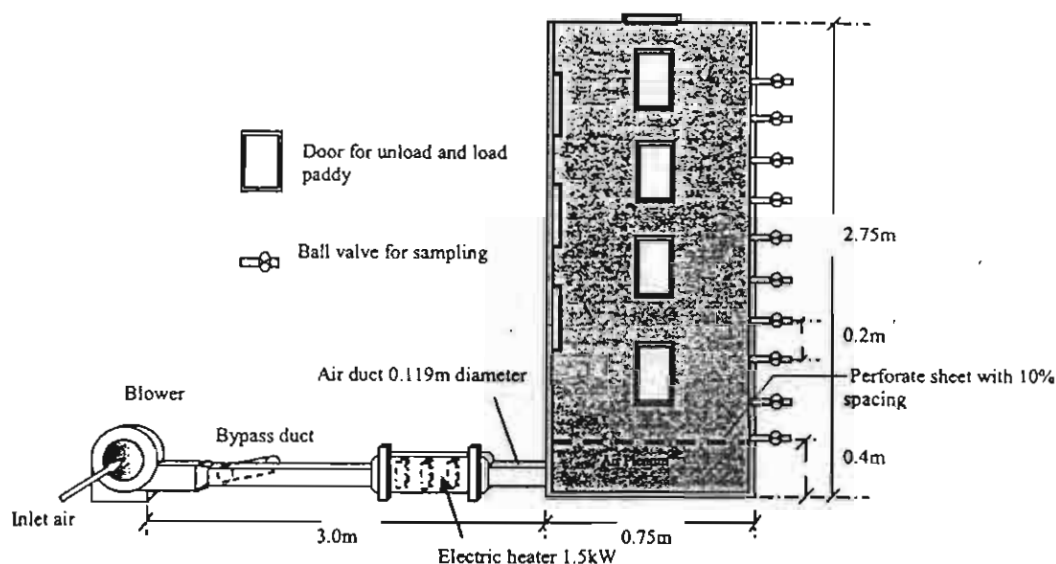


Figure 1 Illustrative diagram of in-store dryer

Methods

(1) Paddy drying condition

Long grain variety of paddy (Suphanburi 1) containing the amylose content of 27% was used. Paddy (moisture content of 18-20% wet basis) was rewetted by spraying water and mixed and then kept in a cold storage at the temperature of 4-8°C for a week. The desired initial moisture content for the experiments were 20.1% wet basis for experiment no.1 and 18.5% wet basis for the experiment no.2. The moisture content of paddy was determined by hot air oven at 103°C for 72 hours [AOAC (1984)]. The paddy was dried by ambient air with a volumetric flow rate of 0.93 and 0.65 m³/min-m³ of paddy for experiment no.1 and the experiment no.2, respectively. During the experiments, inlet air, moisture content, grain temperature and outlet air were recorded and paddy was random taken out to determine head rice yield and whiteness of rice. The grain temperatures, dry bulb and wet bulb temperatures were measured by K-typed thermocouple, which were continuously monitored by a Yogokawa data logger with a precision of $\pm 0.1^\circ\text{C}$.

(2) Quality of rice

Head rice yield, whiteness, viscosity and texture properties and germination of paddy were determined compared to the control samples (The control paddy was dried by ambient air ventilation with 2cm thickness). The details were reported in the following item:

(2.1) Head rice yield

The method of head rice yield determination followed the guideline of USDA method [USDA (1977)]. Samples, which were weighed 125g, were passed twice through a rubber roll testing husker and the resulting brown rice was whitened for 45min, using a stone type laboratory testing mill. A testing length grader with a log grain type (hole diameter of 4mm) was operated to choose the head rice kernel. Percentage of head rice yield was determined by mean of duplications. The relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to head rice yield obtained from the control samples, was presented.

(2.2) Whiteness of rice

The rice whiteness was measured with a Satake milling meter by the light reflected at the surface of rice kernel before measuring, the meter was calibrated with standard pure white magnesium oxide powder.

(2.3) Hardness and stickiness of rice

Hardness, stickiness of rice were determined by a Texture analyzer model TA-XT2i (Stable Micro Systems Ltd). The milled rice samples were cooked and tested individually at 20min intervals. The cooked rice sample was taken from the middle of cup and this portion ($50\text{g} \pm 0.1\text{g}$) was placed 1cm equidistant from each other on the base of the Texture analyzer. The initial height of the compression probe (Ottawa cell) was set at 120mm. During compression, the test speed was 0.5 mm/s. The maximum force required to compress cooked rice to 90% of initial portion height 10mm as measured as hardness. For measuring rice stickiness, the cylindrical probe P50 was also used in this work. Their values were optional expressed in kilograms.

Viscosity

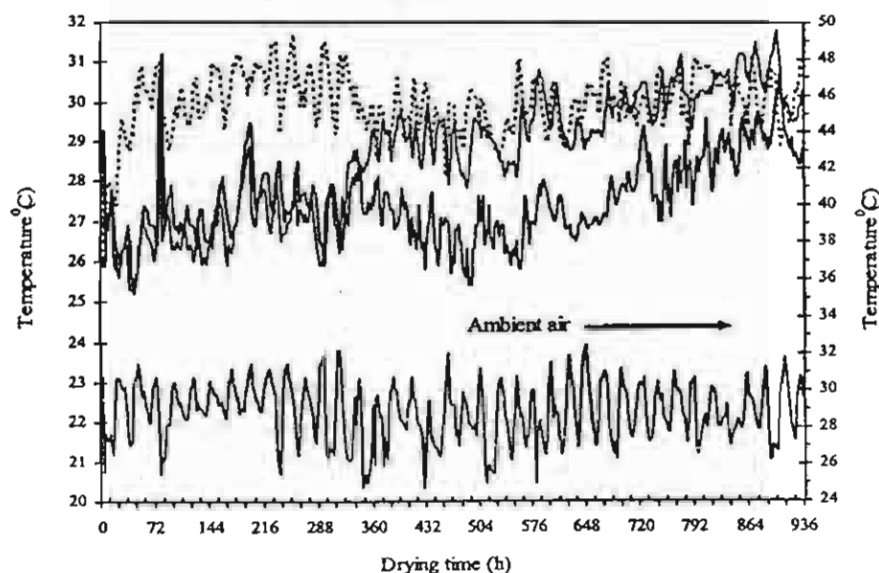
The viscosity properties of rice samples were determined using an Rapid Visco Analyzer [RVA] (Newport Scientific Pty. Ltd., Warriewood, Australia Model 3D) with Approved Method 61-02 (AACC 2000). Viscosity of flour was measured in duplicate samples as above. Those of RVA parameters except time and temperature were expressed in RVU ($1\text{ RVU} \approx 10^{-2}\text{ cP}$).

Finally, the germination test of dry paddy and control paddy was done following the method of the National Rice Research Institute.

RESULTS AND DISCUSSION

Moisture profile and Energy consumption

Figure 3 shows the evolution of temperature profile of experiment no.1 during drying periods along the bed height. The average ambient air temperature was about $30.0^{\circ}\text{C} \pm 0.5^{\circ}\text{C}$. The experimental results were shown that evolution of temperature was changed from initial grain temperature to ambient air starting from the bottom (near inlet air duct) to the top of grain bulk. This implied that grain was dried from the bottom to top of bulk. After moisture content of grain kernel in each bed depth was reduced slightly, the grain temperature also was close to ambient air. This was because mass transfer between grain kernel and ambient air was in equilibrium state and their moisture content were equilibrium.



[Experiment no.1 ($0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy): M_{in} 20.1% wet basis]

Figure 3. The evolution of temperature profile during drying

The paddy was dried from the initial moisture contents of 18.5% and 20.1% wet basis to $14 \pm 1\%$ wet basis. Figure 4 shows the moisture profiles of experiments and predictions. Figures 4(a) and 4(c) show the moisture content at each bed depth throughout drying time for the specific flow rate of $0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy and $0.65 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy, respectively. The results show that the predicted moisture content tends to be slightly different from the experiment value. However, both of them were the same moisture profiles.

Figures 4(b) and 4(d) intend to show the average moisture content prediction, which was included and excluded respiration effect for the calculation. More detail was presented in energy analysis as following.

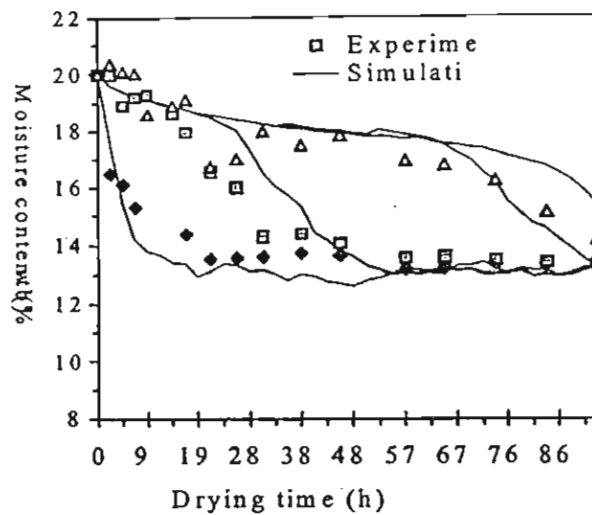


Figure 4(a). Moisture profile of paddy at bed depth of 0.05-1.0m

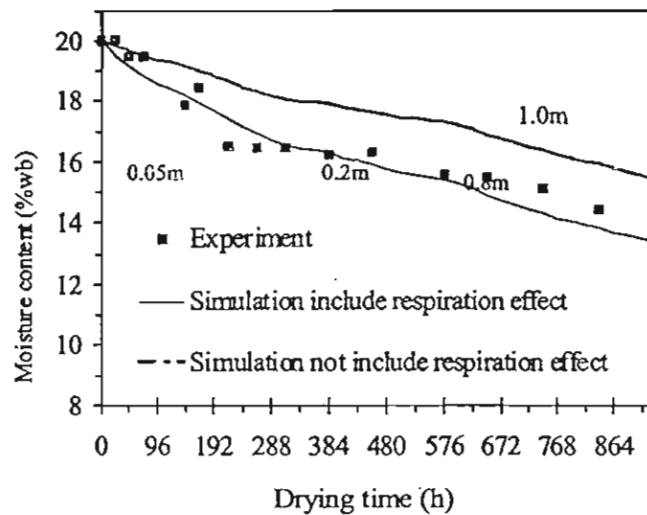


Figure 4(b). Average moisture content throughout the bed

Energy consumption reported in this work covers only the mechanical energy used for driving the fan and heat loss at the motor was negligible. Comparison of specific energy consumption between prediction and experiment was significantly different. The energy consumption of experiment no.1 and experiment no.2 were 0.97 and 2.11MJ/kg of water evaporated which was obtained from the prediction values while the energy consumption of 0.09 and 0.11MJ/kg of water evaporated was obtained from the experiments, respectively. Due to grain respiration effect, energy liberation corresponding to dry matter loss for experiment no.1 and experiment no.2 of 0.8 and 0.9%, were about 0.8 and 2.0MJ/kg of water evaporated, respectively. These amounts were used for evaporating the water and some energy loss in form of convective heat transfer. These imply the energy from respiration effect is the impartial contribution to reduce the moisture content of grain. So, the simulation with including the respiration effect shows the moisture content predictions more accurately than the excluded one. the average moisture content including respiration effect as shown in Figure 4(b) and 4(d). the respiration effect is more pronounced to moisture reduction in particularly at low airflow rate as shown in Figure 4(d), comparing to Figure 4(b).

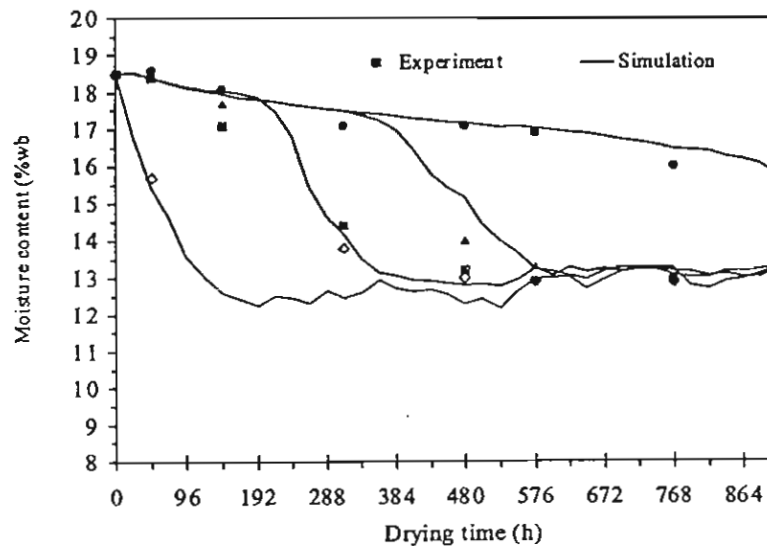


Figure 4(c). Moisture profile of paddy at bed depths of 0.05-1.0m

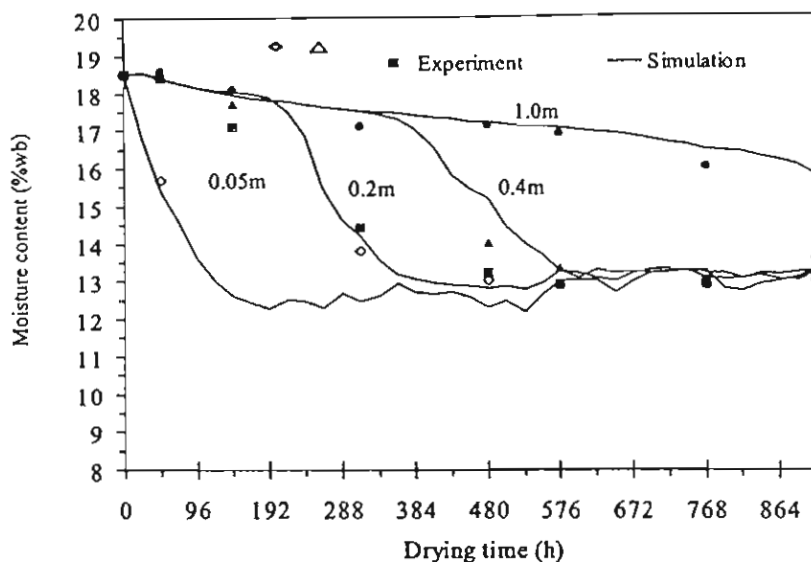


Figure 4(d) Average moisture content throughout the bed

Paddy Qualities

(a) Head rice yield and whiteness value

The average initial head rice yield of the experiments was about 40. The value of relative head rice yield after drying was between 0.92-0.98. The results showed that low temperature drying insignificant effected to head rice yield.

For experiment no.1 and no.2, which initial moisture content were 20.1% and 18.5%wet basis, respectively, an average initial whiteness value of rice is 50.3 and 49.8 and after drying, the average final value of whiteness was 48.8 and 49.0 , respectively. The whiteness values of rice were shown in FIGURE 5 (a) and 5(b). FIGURE 5 only shows one of evolution of rice whiteness during drying time at bed depth of 0.05m and 0.8m for experiment no.1. The results showed that an experimentally determined rice whiteness values at the higher levels was slightly higher than these at lower bed levels.

Both of experiments, these values were in good agreement between predictions and experiments. It implied that the higher bed depth of rice was, more yellowing was. The moisture content at lower bed height of paddy bulk was more transferred rapidly than moisture content along the higher bed height. This was concluded that drying rate at the lower bed height was higher than that at the higher bed height. This was corresponding to previous work

which studied on effect of high water activity and high temperature on yellowing of rice [Yap et al (1988); Soponronnarit et al (1998)]. However, for experiment no.2, the paddy at high bed depth of 0.8-1.0m was infected by fungi thus the rice samples got more yellowing and damage so that its prediction became relatively lower was [The results was not shown as graph for this paper].

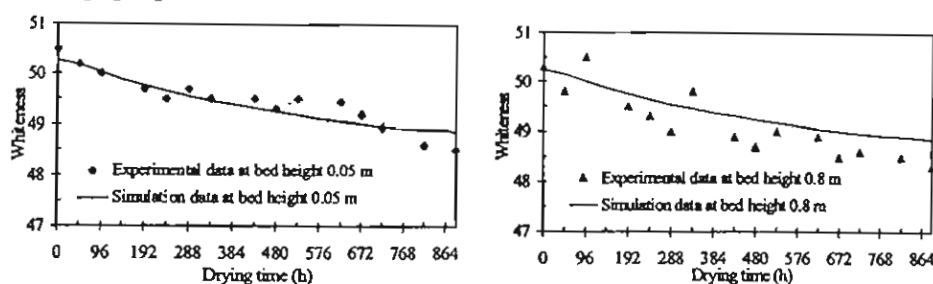


Figure 5(a) Whiteness of rice at bed depth 0.05 m Figure 5(b) Whiteness of rice at bed depth 0.8m

Experiment no.1 (M_m 20.1% w.b.: M_f 14% w.b.: $0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy)

Figure 5. The evolution of whiteness of rice during drying period

Table 1 shows the amylose content determination and germination test. The comparison chemical properties between control rice and dry rice showed that it was not significant different in amylose content.

For the experiments, the germination test showed that they were insignificant different. These results could be concluded that in-store drying by ambient air ventilation was not affected the head rice yield and the germination.

Table 2 shows the physical quality and physico-chemical quality of dried rice compare to control rice. Hardness and stickiness value of control rice and dried rice as shown in Table 2, the hardness value was increased when the stickiness was decreased. This was because of aging of rice. However, the stickiness was not measured in experiment no.1. The stickiness value in experiment no.2 was determined by using P50 cylinder probe type. The experimental result was concluded that the stickiness of dry rice is slightly decreased comparing to the control rice.

(b) Viscosity

From the physical and physico-chemical quality were shown in Table 2, they indicated that rice after drying were changed in hardness, stickiness and viscosity. The increased changes of the hardness after drying as above mention were supported and correlated to RVA testing in terms of final viscosity increasing as shown in Table 2. This is because rice after drying was tightly

packed with polygonal granules and spherical shaped protein bodies and these results were the same phenomena as previous work (Juliano 1985; Imprasis and Noomhorm 2001; Zhou et al 2002).

Table 1. Change of amylose content and germination test of Suphanburi-1

rice variety dried using in-store dryer

Drying strategy	Amylose (% wet weight)	Germination test (%)
Control rice EXP-1	26.1	92.5
After drying EXP-1	28.6	93.1
Control rice EXP-2	27.1	94.5
After Drying EXP-2	27.7	94.9

Table 2. Physical quality and physico-chemical quality of Suphanburi-1 rice variety dried on in-store dryer

D r y i n g strategy	Hardness (kg)	Stickiness (kg)	Peak viscosity (RVU)	Final viscosity (RVU)	Relative Head rice yield
Control rice EXP-1	16.66±4.25	-*	293.33	380.50	1
After drying EXP-1	23.87±5.28	-*	304.58	389.67	0.92
Control rice EXP-2	16.14±1.89	-0.11± 0.04	246.58	286.01	1
After Drying EXP-2	22.84±3.43	-0.07± 0.06	266.81	311.47	0.94

* no data

CONCLUSIONS

1. The deep bed paddy drying using ambient air temperature has no a significant effect on the average yellowing of rice kernel.
2. The grain drying model including the yellowing kinetics can suitably be described the drying kinetics and rice whiteness in the deep bed drying.
3. The simulation including the respiration effect shows the more accurate moisture predictions than that excluding one and the energy from respiration effect is an impartial contribution to reduce the moisture content of grain. So, the in-store drying technique is low energy consumption process.
4. The in-store drying technique using ambient air ventilation is slightly affected the physical qualities physico-chemical qualities of rice.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF). The authors also thank to the Japanese International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and the Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing of rice qualities.

REFERENCES

- Agrawal, Y.C. and R.P. Singh, 1977. Thin-Layer Drying Studies on Short-Grain Rough Rice. ASAE Paper No.77-3531, ASAE, St.Joseph, MI.
- AOAC, 1984. Official Methods of Analysis, 14th edition, Washington, D.C, Association of Official Analytical Chemists.
- Bakker-Arkema, F.W., W.G. Bickert and R.V. Morey, 1967. Simultaneous Heat and Mass Transfer during the Process of Deep Bed Drying of Grain (translated). *Landtechnische Forschung*, 17(6), 175-180.
- Barre, H.J., G.R. Baughman and M.Y. Hamdy, 1971. Application of the Logarithmic model to cross-flow deep-bed drying. *Trans. Of the ASAE*, 14(6), 1061-1064.
- Bason, M.L., P.W. Gras, H.J. Banks, and L.A. Esteves, 1990. A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Paddy Endosperm. *J. of Cereal Science*, 12, 193-201.
- Brooker, D.B., F.W. Bakker-Arkema, and C.W. Hall, 1974. *Drying Cereal Grain*. AVI Publishing, Chinsakolthanakorn, S., 1986. A study of In-Store Drying of Rough Rice (3rd phase) "Energy Consumption Grain Quality and Mathematical Model Improvement. MSc. Thesis, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Thailand, 96 pages.
- Chung, D.S., B. Kanuyoso, I. Erickson and C.H. Lee, 1985. Grain aeration and in-store drying in U.S.A. ACIAR Proc. No.15, Preserving grain quality by aeration and in-store drying. Australian Center for International Agricultural Research, Canberra.
- Gras, P.W. and M.L. Bason, 1989. Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality. ACIAR Proceeding No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain, 83-91.
- Gras, P.W., H.J. Banks, M.L. Bason and L.P. Arriola, 1989. A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice. *J. of Cereal Science*, 9, 77-89.
- Henderson, S.M., 1952. A basic concept of Equilibrium. *Agri.Eng.*, 33, 29-31.

- Hukill, W.V., 1947. Basic principles in drying corn and grain sorghum. *Agricultural Engineering*, 28(8), 335-338, 340.
- Imprasit, C. and A. Noomhorm, 2001. Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Types of Dryer and Operation on Rice Quality, *Drying Technology*, 19(2), p. 389-404.
- Juliano, B.O., 1985. *Rice: Chemistry and Technology*, ed., 774 pages.
- Nathakaranakule, a. and S. Soponronnarit, 1991. Comparative Study of Mathematical Models of Corn Drying. *The Kasetsart J.*, 25(3), 345-357.
- Phillips, S., R. Mitfa and A. Wallbridge, 1989. Rice Yellowing during Drying Delays. *Journal of Stored Products Research*, 25, 155-164.
- Preechakul, P. and S. Soponronnarit, 1986. Paddy and Quality. *Thai Agricultural Engineering Journal*. October-December.
- Quitco, R.T., 1982. Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy. *Proc. GASGA Semin, Paddy Deterioration in the Humid Tropics*,
- Baquio, 1981, Philippines, 52-56, GTZ, Eschborn. Seib, P.A. *et al.*, 1983. Spoilage of rough rice as measured by carbon dioxide evolution. *Proceedings of the 3rd Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology*, Kuala Lumpur, Jan.29-30.
- Soponronnarit, S., 1988. Energy Model of Grain Drying System., *ASEAN J. on Sci. and Tech. for Dev.*, 5(2), 43-68.
- Soponronnarit, S. and S. Chinsakolthanakorn, 1986. Energy Consumption Patterns in Drying Paddy by Various Drying Strategies. *Proc. Of the Regional Seminar on Alternative Energy*, Chiang Mai, Thailand, 27-29 Oct.
- Soponronnarit, S., 1987(a). Strategies for Drying Paddy under Tropical Climates, Paper presented at the Consultative Workshop on Grain Drying and Rice Milling in ASEAN, Hyatt Central Plaza Hotel, Bangkok, 24-27 Nov, 1987.
- Soponronnarit, S., 1987(b) Drying in Bulk Storage of High Moisture Grains in the Kingdom of Thailand, Final report submitted to Australian Centre for International Agricultural Research, Canberra, 1987.
- Soponronnarit, S. and S. Chinsakolthanakorn, 1990. Effect of Heat and Water from Respiration on Drying Rate and Energy Consumption. *ASEAN Journal for Science and Technology for Development*, 7, 65-83.
- Soponronnarit, S. and A. Nathakaranakule, 1990. Field Experience of In-store Drying of Paddy under Tropical Climates. *Proc. 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Tech.*, Brunei Darussalam, 4-7 Sep., 183-196.
- Soponronnarit, S. and P. Preechakul, 1990. Experiments on In-Store and Batch Drying of Paddy : Quality of Product *Kasetsart University Science Journal*, 24 367-388 (in Thai).
- Soponronnarit, S., 1987a. Strategies for drying paddy under tropical climates. Paper presented at the Consultative Workshop on Grain Drying and

- Rice Milling in ASEAN, Hyatt Central Plaza Hotel, Bangkok, 24-27 November.
- Soponronnarit, S., 1987 b. Drying in Bulk Storage of High Moisture Grains in the Kingdom of Thailand. Final report submitted to Australian Centre for International Agricultural Research, Canberra.
- Soponronnarit, S., 1988. Energy Model of Grain Drying System, ASEAN J. on Science and Technology for development, 5(2), 43-68.
- Soponronnarit, S., N. Srisubati and T. Yoovidhya,, 1998. Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy. J.Stored Prod. Res., 34(4), 323-330.
- Thompson, T.L., R.M. Peart and G.H. Foster, 1968. Mathematical Simulation of Corn Drying-a New Model. Transaction of ASAE, 11(4), 582-586.
- Thompson, T.L., 1972. Temporary Storage of High Moisture Shelled Corn Using Continuous Aeration. Transaction of ASAE, 15(2), 333-337.
- Yap, A.B., B.O. Juiliano and C.M. Perez, 1988. Artificial Yellowing of Rice at 60°C. Proceeding Group, The Source of Yellow Grains in Rice, Myc. Centralbl, 3, 153-157.
- Zhou, Z., K. Robards, S. Helliwell and C. Blanchard, 2002. Ageing of Stored Rice: Changes in Chemical and Physical Attributes. J. of Cereal Science, 35, 65-78.

QUALITY ASSESSMENT OF DRIED SHRIMP USING TWO - STAGE SUPERHEATED STEAM AND HEAT PUMP DRYERS

Yuvanaree Namsanguan¹, Warunee Tia¹, Sakamon Devahastin²
and Somchart Soponronnarit¹

¹School of Energy and Materials and ²Department of Food Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand
E-mail: yuvanaree@yahoo.com

ABSTRACT

The purpose of the present study was to investigate strategies for two-stage drying. This work concerned on the drying of shrimp using superheated steam dryer followed by heat pump dryer (SSD/HPD) both from heat/mass transfer and quality points of view. The moisture contents exited from the superheated steam dryer varied between 30% and 40% (w.b.). Shrinkage, color, rehydration behavior and texture of dried shrimps were determined in this study. The laboratory experiments were carried out in the two different stages of SSD/HPD. The first-stage superheated steam drying was performed at a drying temperature of 140°C while the second-stage heat pump drying was operated at 50°C. The results indicate that shrimp dried using SSD/HPD has even better quality than dried in SSD alone; SSD/HPD dried shrimp has much lower degree of shrinkage, higher degree of rehydration, better color and softer. In addition to the two-stage drying of SSD/HPD, the drying of shrimp using superheated steam dryer followed by hot air dryer (SSD/AD) was investigated. Laboratory experiments were conducted by changing the second-stage dryer from heat pump dryer (HPD) to hot air dryer (AD) that operated at the same drying air temperature as HPD. The results show that SSD/AD gives redder and softer shrimp similar to SSD/HPD dried shrimp but no improvement in terms of shrinkage and rehydration behavior was observed

Keywords. color; hybrid drying; rehydration behavior; shrinkage

INTRODUCTION

Drying is one of the oldest methods for food preservation. Thermal damage incurred by a product during drying is directly proportional to the temperature and time involved. Conventional hot air drying at high temperature often

causes loss in product quality, while at low temperature it takes longer drying time and causes higher energy consumption. Heat pump drying has been used for solving this main problem with advantages of low temperature drying, higher drying rate and high energy efficiency. However, various techniques have been developed to achieve the more effective dehydration such as variable temperature drying. Freeze drying can be applied to reduce thermal damage and produce products with excellent structural retention but it is a costly process and is only suitable for high-value products. Freeze drying also cause major losses of volatile flavors (Flink 1975) and involves long drying time. Hybrid drying techniques have therefore become very interesting. Strommen 2001, for example, presented a new heat-pump drying technology for drying frozen fruits and vegetables. The final products obtained using this technique have very low bulk densities and high porosity. The color and taste of the products are also favorable due to the low temperature used. The two-stage drying is also an alternative for improving the quality of dried products. Combined, for example, superheated steam and heat pump drying has high potential for improving the quality of the final dried products as well as energy consumption due to enhanced drying rates. Superheated steam drying can produce many large pores (Seyed-Yagoobi et al. 1999) with high drying rate in the first stage, and then heat pump drying followed could maintain the shape and preserve the color of product.

In this work, shrimp was dried in a two-stage superheated steam and heat pump dryer. The boiling of shrimp prior to drying (in order to deactivate microbial growth) was eliminated due to the use of superheated steam as the drying medium in the first stage of drying and the product also tasted better due to lack of nutritional loss during the boiling process, as suggested by Prachayawarakorn et al. 2002. The effects of operating conditions in two different and separated stages on the drying characteristics and quality of dried shrimp, in terms of shrinkage, color, texture and rehydration behavior, were investigated.

MATERIALS AND METHODS

Raw shrimp (Penaeidae) was washed and dipped in NaCl solution (2% w/v) at room temperature for 30 minutes before drying. One kilogram of raw shrimp was used for each drying test and was placed proportionally on three wire screens. The weight of shrimp was measured by digital balance instrument (an accuracy of = 0.1 gram) every 15 minutes during drying. This work was operated separately in SSD, HPD and AD units. For comparison, experiments were performed using the three different drying processes (SSD, SSD/HPD and SSD/AD). An SSD unit used in the experiments consisted of a steam generator, a steam superheater rated at 13.5 kW, a $0.3 \times 0.3 \times 0.1 \text{ m}^3$

- Iyota, H., Nishimura, N., Onuma, T. and Nomura, T. 2001. Drying of sliced raw potatoes in superheated steam and hot air. *Drying Technology*, 19 (7):1411-1424.
- Chua, J.K., Mujumdar, A.S., Chou, S.K., Hawlader, M.N.A and Ho, J.C. 2000. Convective drying of banana, guava and potato pieces : effect of cyclical variations of air temperature on drying kinetics and color change. *Drying Technology*, 18(4&5):907-936.
- Posomboon, W. 1998. Processing effect on quality of dried shrimp. Master of Engineering Thesis, Agricultural Engineering Program. Bangkok, Thailand: Asian Institute of Technology.

เทคนิคที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก APPROPRIATE TECHNIQUE FOR PADDY DRYING

สมชาติ โสภณธนฤติ
Somchart Soponronnarit

ราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์ ประเภทวิทยาศาสตร์ประยุกต์; ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ,
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

Fellow of the Royal Institute, Academy of Science, Professor, School of Energy and Materials, King
Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Bangkok 10140.

บทคัดย่อ : บทความนี้กล่าวถึงความเสียหายของข้าวเปลือกซึ่งหลังจากการเก็บเกี่ยว สาเหตุและแนวทางการแก้ไขปัญหานี้
เป็นระบบ โดยเริ่มตั้งแต่การเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือกขึ้น เพื่อระบายความร้อนในขณะที่ยกการอบแห้ง ซึ่ง
เป็นการอบแห้งแบบสองระยะ ได้แก่ การอบแห้งอย่างรวดเร็วในช่วงแรก ตามด้วยการอบแห้งอย่างช้า ๆ ในช่วงที่สอง และ
การเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือกเป็นระยะ ๆ หากว่าต้องการเก็บรักษาเป็นระยะเวลาหลาย ๆ เดือน

Abstract : This paper describes damage of moist paddy after harvesting, affecting factors and
systematic approach for solving the problem. The solutions include aeration of ambient air through
moist paddy bulk during the waiting period for drying, two-stage drying, i.e., fast drying in the first
stage, followed by slow drying in the second stage and intermittent aeration of ambient air through the
paddy bulk if it is necessary to store the paddy over several months.

Conclusion : Strategy for managing moist paddy is recommended as follows:

1. Moist paddy should be ventilated with ambient air during waiting period for drying with low air
flow rate, $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy.
2. Then moist paddy should be dried rapidly during the first stage with hot air until moisture content is
reduced to 18-19% wet basis. It is recommended to use fluidization technique due to fast drying
rate, simple use and low cost.
3. From then intermediate moisture paddy should be dried slowly during the second stage until
moisture content is reduced to 14% wet basis. It is recommended to use technique of ambient air
drying in storage due to low cost and high grain quality. Recommended air flow rate is $0.5-1.0$
 $\text{m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy. Or the intermediate moisture paddy is dried in traditional dryer with proper
rate of drying.
4. If dried paddy is stored over several months, it should be ventilated from times to times in order to
reduce accumulated heat in the paddy bulk. It is recommended to ventilate about 3 hours a week.

คำขอบคุณ : ผู้เขียนใคร่ขอบคุณหน่วยงานต่าง ๆ ที่ได้ให้การสนับสนุนงานวิจัยเรื่องนี้อย่างต่อเนื่อง ได้แก่ สำนักงานกองทุน
สนับสนุนการวิจัย Australian Centre for International Agricultural Research และกองส่งเสริมเทคโนโลยี กระทรวงวิทยา
ศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม

Keywords : dehydration, fluidization, grain, strategy

Paper presented at the 26th Congress on Science and Technology in Thailand, Bangkok, Thailand, 18-20 Oct 2000

เทคนิคที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก

ศาสตราจารย์ ดร. สมชาติ โสภณรณฤทธิ์

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ผลงานวิจัยโดยสรุป

ผลงานวิจัยหลักเกี่ยวข้องกับพลังงานทดแทน โดยเฉพาะพลังงานแสงอาทิตย์ในรูปความร้อน เทคโนโลยีการอบแห้ง เน้นที่เมล็ดพืชและอาหาร ตัวอย่างหัวข้องานวิจัยที่สำคัญ ได้แก่ การอบแห้งข้าวเปลือก ข้าวโพดและถั่วเหลือง โดยวิธีฟลูอิดซ์เบดและ สเต็ปเตดเบด การพัฒนาเตาเผาแบบกลบแบบไฮโคลน การอบแห้งผักและผลไม้โดยใช้ฮีทปั๊ม การอบแห้งผักและผลไม้โดยใช้พลังงานแสงอาทิตย์ การอบแห้งและเก็บรักษาข้าวเปลือกในฉางเก็บ การชะลอความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้น ทั้งนี้ได้พยายามเน้นด้านคุณภาพของผลงานวิจัย โดยตีพิมพ์ผลงานในวารสารนานาชาติที่มีผู้ตรวจรอบจำนวน 38 เรื่อง ในขณะที่เดียวกันก็ได้เน้นความร่วมมือกับภาคอุตสาหกรรมเพื่อขยายผลงานวิจัยไปใช้งานจริง ผลงานที่ประสบความสำเร็จได้แก่ เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดซ์เบดและเตาเผาแบบไฮโคลน ได้รับความนิยมนำไปใช้ในประเทศและยังมีการส่งออกไปยังหลายประเทศด้วย เทคนิคการอบแห้งและเก็บรักษาข้าวเปลือกภายในฉางเก็บ ได้รับความนิยมในภาคอุตสาหกรรมโรงสีข้าวผสมข้าว และเครื่องอบแห้ง แบบฮีทปั๊ม เริ่มผลิตขายและใช้ในวงการอุตสาหกรรมอบแห้งผักและผลไม้

บทความนี้กล่าวถึงความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้นหลังการเก็บเกี่ยว สาเหตุและแนวทางการแก้ไขปัญหาอย่างเป็นระบบ โดยเริ่มตั้งแต่การเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือกขึ้น เพื่อระบายความร้อนในขณะที่คอยการอบแห้ง ซึ่งเป็นการอบแห้งแบบสองระยะ ได้แก่ การอบแห้งอย่างรวดเร็วในช่วงแรก ตามด้วยการอบแห้งอย่างช้าๆ ในช่วงที่สอง และการเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือกเป็นระยะๆ หากว่าต้องการเก็บรักษาเป็นระยะเวลาหลายๆ เดือน

บทนำ

ในปี พ.ศ. 2536 ประเทศไทยผลิตข้าวเปลือกได้ 18.15 ล้านตัน คิดเป็นมูลค่าที่เกษตรกรขายได้ 67,000 ล้านบาท ส่งออกในรูปของข้าวสาร 32.915 ล้านบาท ผลิตกันต์จากข้าว 1.750 ล้านบาท ผลผลิตโดยเฉลี่ย 3.18 กิโลกรัมต่อไร่ ซึ่งจัดอยู่ในเกณฑ์ค่อนข้างต่ำ เมื่อเทียบกับผลผลิตทั่วโลก ผลิตข้าวโพดได้ 3.33 ล้านตัน คิดเป็นมูลค่าที่เกษตรกรขายได้ 9,219 ล้านบาท ผลผลิตเฉลี่ย 475 กิโลกรัมต่อไร่ (ข้อมูลจาก Agricultural Statistics in Brief Crop Year 1993/94)¹

เนื่องจากความนิยมในการใช้รถเก็บเกี่ยวและนวดข้าวในด้วเก็บเกี่ยวอย่างรวดเร็ว ทำให้ข้าวเปลือกมีความชื้นค่อนข้างสูง ประมาณ 20-28 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก เป็นผลให้เกิดความเสียหาย ที่สำคัญได้แก่ เมล็ดข้าวสารเปลี่ยนเป็นสีเหลือง (ข้าวฟันทน) และเปอร์เซ็นต์ข้าวตันหลังการสีมีค่าต่ำ

สาเหตุสำคัญที่ทำให้เมล็ดข้าวสารเปลี่ยนเป็นสีเหลือง ได้แก่ ความร้อนภายในกองข้าวเปลือกขึ้นที่อับอากาศ ความร้อนซึ่งเกิดจากการหายใจของเมล็ดพืชเอง และจากจุลินทรีย์ต่างๆ ที่เจริญเติบโตได้ในช่วงความชื้นสูง ส่วนสาเหตุที่ทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวตันหลังการสีมีค่าต่ำ ได้แก่ การลดความชื้นอย่างไม่ถูกวิธี เช่น อบแห้งด้วยลมร้อนด้วยอัตราการลดความชื้นที่ค่อนข้างสูง การตากบนลานคอนกรีต

การแก้ไขปัญหาทั้งสองนี้ทำได้โดยการขจัดสาเหตุ เรื่องแรกทำได้โดยการเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือก เพื่อระบายความร้อนออกจากกอง ส่วนการรักษาเปอร์เซ็นต์ข้าวตันให้มีค่าสูงนั้น ทำได้โดยการอบแห้งให้ถูกวิธี เช่น จะต้องเลือกอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ออบแห้ง อัตราการไหลของอากาศ และช่วงเวลาของการอบแห้งในแต่ละครั้งให้เหมาะสม เทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาโดยการเป่าอากาศแวดล้อม ได้รับการพิสูจน์แล้วว่าสามารถทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวตันมีค่าสูงเมื่อเทียบกับวิธีการอบแห้งอื่นๆ วิธีนี้จะได้นำกล่าวในรายละเอียดต่อไป

บทความนี้มีวัตถุประสงค์ที่จะเสนอแนวทางที่เหมาะสมสำหรับการแก้ปัญหาข้าวเปลือกขึ้น แนวทางดังกล่าวได้รับการพิสูจน์แล้วในทางอุตสาหกรรมว่าใช้ได้ผลดี ประกอบด้วย การเป่าอากาศแวดล้อม เพื่อระบายความร้อนออกจากกองข้าวเปลือกขณะที่รอคิวการอบแห้ง การอบแห้งระยะที่ 1 โดยใช้อุณหภูมิและอัตราการไหลของอากาศสูง และการอบแห้งระยะที่ 2 โดยใช้อากาศแวดล้อมเป่าเข้าไปในกองข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษา

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่มีใช้กันอยู่ภายในประเทศ

จากการสำรวจ² พบว่าใน พ.ศ. 2535 มีเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกจำนวน 117 เครื่อง ใน 17 จังหวัด มีกำลังการผลิตรวม 7,045 ตันต่อวัน และพบว่ามีจำนวนโรงสีข้าวขนาดใหญ่จำนวน 736 โรง และตลาดกลางในแหล่งผลิตข้าวจำนวน 9 แห่ง มีไม่ถึงร้อยละ 15 ที่มีเครื่องอบแห้งข้าวเปลือก ในเวลานี้เข้าใจว่าส่วนใหญ่ใช้เครื่องอบแห้งกันแล้ว

เครื่องอบแห้งแบ่งได้เป็น 2 แบบคือ

1. แบบเป็นงวด (Batch) ใช้กับระดับเกษตรกร ไม่เหมาะกับอุตสาหกรรม คาดว่าไม่มีใช้งานในบ้านเรา
2. แบบไหลต่อเนื่อง (Continuous Grain Flow) ที่นิยมใช้กันในบ้านเรา ได้แก่ แบบเมสตีฟไหลขวางกับกระแสดอากาศ ซึ่งเป็นแบบหนึ่งของแบบเมสตีฟไม่คลุกเคล้า และแบบเมสตีฟคลุกเคล้ากันในขณะที่ไหล บางครั้งเรียกว่าแบบ LSU

หากให้มีการไหลเวียนของข้าวเปลือกจากตรงทางออกกลับเข้าไปในเครื่องใหม่ มักเรียกเครื่องอบแห้งแบบนี้ว่า แบบเป็นงวดหมุนเวียน ซึ่งมักมีความจุของถัง 6-10 ตัน โดยเฉลี่ยแล้วมีกำลังผลิตประมาณ 1 ตันต่อชั่วโมง (ลดความชื้นได้ประมาณ 6 จุด) สำหรับเครื่องอบแห้งขนาดใหญ่กว่านี้ มีกำลังผลิตประมาณ 4-6 ตันต่อชั่วโมง (ลดความชื้นได้ประมาณ 6 จุด)

เชื้อเพลิงที่ใช้ในเครื่องอบแห้งได้แก่ แกลบ น้ำมันดีเซล และน้ำมันเตา ซึ่งอาจนำแก๊สร้อนจากการเผาไหม้มาใช้โดยตรงหรือโดยอ้อม หรือนำมาใช้ผลิตไอน้ำ โดยเฉพาะกับเชื้อเพลิงราคาถูกลง เช่น แกลบและน้ำมันเตา

เทคนิคใหม่สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก

ในที่นี้จะกล่าวถึงเทคนิคใหม่สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก โดยเฉพาะกับประเทศไทย เทคนิคดังกล่าวได้แก่

1. การอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษา
2. การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคหญ้าไคเซกัน

การอบแห้ง ข้าวเปลือกภายในฉางเก็บ³

การอบแห้งเมสตีฟในฉางเก็บ หมายถึง การอบแห้งเมสตีฟในฉางหรือโรงคลุมที่ใช้ในการเก็บรักษา โดยที่ไม่มีการเคลื่อนย้ายเมสตีฟระหว่างหรือหลังการอบแห้ง โดยทั่วไปมักมีท่อลมและพัดลมเป็นส่วนประกอบ ซึ่งจะทำหน้าที่เป่าอากาศแวดล้อมเข้าไปในกองเมสตีฟ ขณะที่อากาศผ่านกองเมสตีฟ จะเกิดการถ่ายเทความร้อนและความชื้น เมสตีฟจะมีความชื้นและอุณหภูมิลดลง ทำให้ไม่เกิดความเสียหาย ความชื้นเริ่มต้นของเมสตีฟไม่ควรสูงกว่า 18 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ในกรณีของการอบแห้งข้าวเปลือก พบว่ามีข้อดีคือเปอร์เซ็นต์ข้าวตันมีค่าสูงมาก เมื่อเทียบกับวิธีการอบแห้งทั่วไป นอกจากนี้เมสตีฟข้าวสาลียังมีสีขาวปรกติด้วย

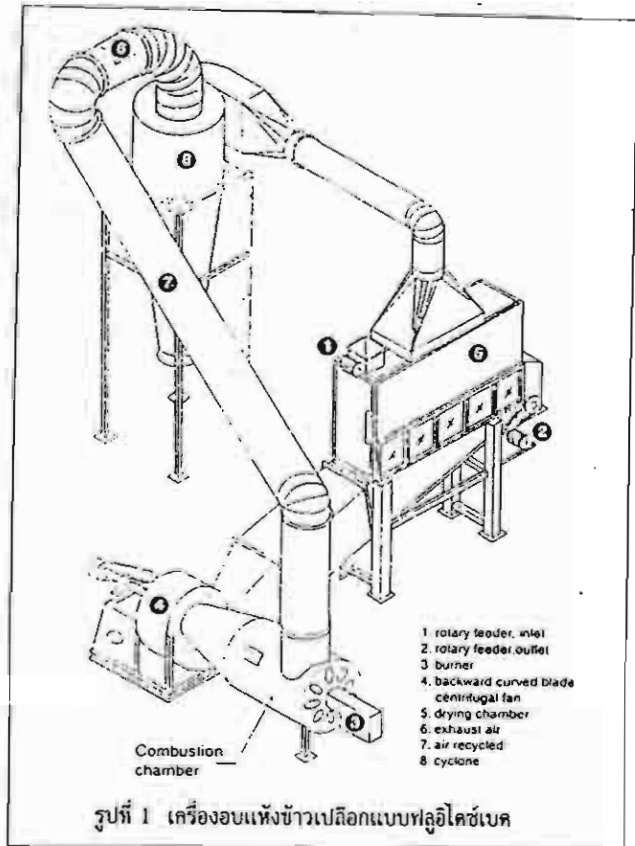
ค่าใช้จ่ายของการอบแห้งเมสตีฟในฉางเก็บมีแนวโน้มว่าต่ำกว่าของเครื่องอบแห้งหลายๆ แบบ จากประสบการณ์ของโรงสีกสิวิทย์วัดนา อำเภอลำดวน จังหวัดสุรินทร์ พบว่าข้าวเปลือกที่มีความชื้นเฉลี่ย 19-20 เปอร์เซ็นต์ จะสามารถแห้งจนเหลือความชื้นประมาณ 14-15 เปอร์เซ็นต์ได้โดยการเป่าอากาศแวดล้อมภายในเวลาประมาณ 1-1.5 เดือน โดยเป่าอากาศเฉพาะในช่วงเวลากลางวัน โรงคลุมมีขนาดความจุ 3,000 ตัน ใช้พัดลมกับตัวมอเตอร์ขนาด 12 kW จำนวน 6 ตัว ทำให้ฟ้าประมาณ 12 บาท ต่อตันข้าวเปลือก สำหรับโรงคลุมพื้นคอนกรีตสามารถออกแบบท่อลมให้อยู่ใต้พื้น ด้านบนของท่อปิดด้วยแผ่นเหล็กเจาะรูขนาดเล็กสามารถวิ่งบนพื้นคอนกรีตได้ ทำให้สะดวกในการขนย้ายเมสตีฟ ส่วนฉางไม้ยกพื้นหรือฉางที่มีพื้นเดิมอยู่แล้ว ควรออกแบบท่อลมวางอยู่บนพื้นฉาง หากเก็บรักษาเมสตีฟเป็นเวลาหลายเดือน กองเมสตีฟจะร้อนได้ เมสตีฟที่อยู่ชั้นบนๆ อาจเสียหาย สามารถแก้ไขได้โดยการเป่าอากาศอาทิตย์ละครั้งละ 3 ชั่วโมงก็เพียงพอที่จะระบายความร้อนออกจากกองเมสตีฟ

การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซน 3.4.5

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซนมีความสามารถในการอบแห้งค่อนข้างสูง เมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณของเครื่องอบแห้ง นอกจากนี้ ความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งจะมีความสม่ำเสมอ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซนเหมาะกับเมล็ดพืชที่มีความชื้นสูงมากกว่า 23 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกขึ้นไป ความชื้นของเมล็ดพืชขณะไหลออกจากเครื่องไม่ควรต่ำกว่า 18 เปอร์เซ็นต์เพราะจะทำให้ข้าวมีโอกาสแตกหักมาก ถ้าในขณะนั้นใช้อุณหภูมิสูง นอกจากนี้ ยังจะทำให้สิ้นเปลืองเชื้อเพลิงสูงกว่าปกติด้วย ช่วงอุณหภูมิของอากาศที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง 120-150°C

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซนประกอบด้วย หัวเผาเซลหรือเตาถ่าน ห้องเผาไหม้ ห้องอบแห้ง ไซโคลนและกะลอลัดข้าวเปลือก (ดูรูปที่ 1)

หลักในการทำงาน ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงจะถูกบังคับให้ไหลผ่านเครื่องทำความสะอาด เพื่อแยกแกลบหรือสิ่งปนขนาดใหญ่ และจะถูกส่งไปยังถังพัก แล้วไหลเข้าห้องอบแห้งโดยใช้ชุดป้อนข้าวเปลือกเป็นตัวส่งออก จากนั้นข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะถูกกะลอลัดขึ้นไปยังที่สูง เพื่อส่งไปเก็บในสถานที่ที่ต้องการ อากาศบริเวณรอบๆ เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกจะถูกดูดให้ไหลเข้ามาผสมกับแก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงดีเซล แล้วผสมกับอากาศซึ่งหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ในห้องผสมอากาศ โดยมีพัดลมเป็นตัวดูดและเป่าเข้าห้องอบแห้ง อุณหภูมิของอากาศจะถูกควบคุมโดยตัวควบคุมอุณหภูมิ (thermostat) ซึ่งจะไปควบคุมการทำงานของหัวเผาเซล อากาศที่ออกจากห้องอบแห้งไหลผ่านไซโคลนเพื่อคัดแกลบและฝุ่นผงออก อากาศส่วนน้อยจะถูกปล่อยทิ้ง ขณะที่อากาศส่วนมากซึ่งยังคงร้อนอยู่ไหลไปผสมกับแก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ต่อไป



รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซน

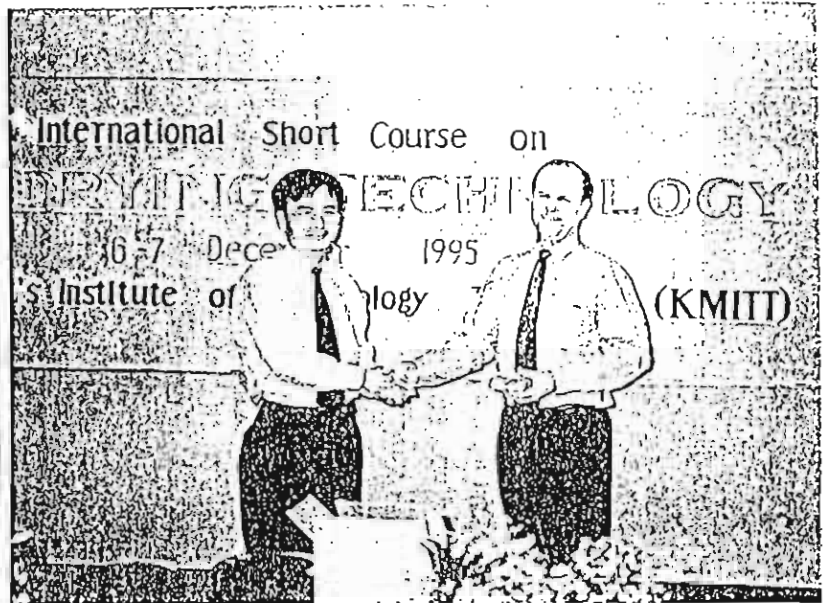
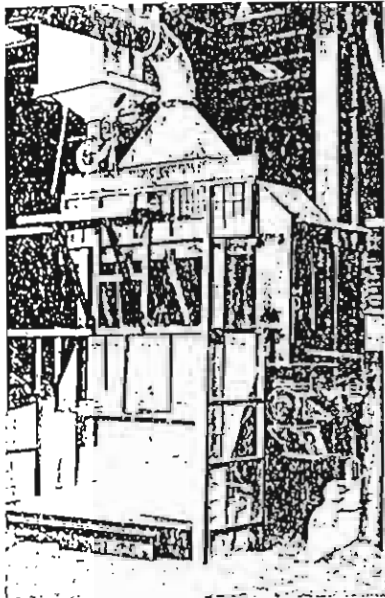
ผลจากการเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งที่ใช้ลมร้อนโดยทั่วไปพบว่า เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซนสิ้นเปลืองพลังงานเชื้อเพลิงและไฟฟ้าต่ำกว่า ค่าไฟฟ้าและค่าน้ำมันดีเซลรวม 0.53 บาทต่อตันโลกหรือน้ำที่ระเหย⁶ สามารถใช้งานได้ง่ายกว่า นอกจากนี้การสรางประกอบเครื่องก็ทำได้ง่ายกว่าด้วย จวบจนปัจจุบันได้มีการผลิตขายใน 8 ประเทศ รวมจำนวนกว่า 100 เครื่อง⁷ ถ้าเงื่อนไขการอบแห้งเหมาะสม คือ อุณหภูมิและความชื้นของเมล็ดข้าวเหมาะสม การอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซนยังให้ผลพลอยได้คือ ทำให้ข้าวต้นมีปริมาณเพิ่มขึ้น คาดว่าคงเกิดการเชื่อมติดกันของเมล็ดแป้งอันเนื่องมาจากอุณหภูมิและความชื้นของเมล็ดข้าวที่เหมาะสม ได้มีการทดสอบคุณภาพการหุงต้มแล้ว พบว่ามีคุณภาพเช่นเดียวกับกรณีของการอบแห้งโดยทั่วไป⁸

แนวทางที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก

เกณฑ์การพิจารณาสำหรับใช้ในการศึกษาแนวทางการอบแห้งข้าวเปลือกที่เหมาะสม คือ

1. คุณภาพข้าวเปลือก ซึ่งแยกได้เป็นความขาวของข้าวสาร และเปอร์เซ็นต์ข้าวตันหลังการสี
2. ค่าใช้จ่าย ซึ่งแยกได้เป็นค่าใช้จ่ายคงที่และค่าใช้จ่ายแปรผัน การที่เครื่องมือกำลังการผลิตสูง จะทำให้ค่าใช้จ่ายคงที่ลดต่ำลง การเลือกเครื่องอบแห้งที่เหมาะสมและ/หรือเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมจะช่วยลดค่าใช้จ่ายแปรผันลง

ในการแก้ปัญหาความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้นนั้น ต้องเริ่มดำเนินการนับตั้งแต่ข้าวเปลือกขึ้นเข้ามาคอยคิวการอบแห้ง ซึ่งอาจรอเป็นเวลาหลายชั่วโมงหรือหลายวัน ข้าวเปลือกความชื้นสูงจะเสียหายได้ง่ายภายในเวลาไม่กี่วัน โดยข้าวสารจะเปลี่ยนเป็นสีเหลือง



เนื่องจากความร้อนที่ปลดปล่อยจากการหายใจของเมล็ดพืชและจุลินทรีย์ต่างๆ การแก้ปัญหาสามารถทำได้ง่ายโดยการระบายอากาศ แวดล้อมเข้ากองข้าวเพื่อลดอุณหภูมิลง จากผลการทดสอบขึ้นต้นพบว่าสามารถใช้อัตราการไหลของอากาศที่ค่อนข้างต่ำ $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ ของข้าวเปลือก เพื่อชะลอความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้นที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกได้นานกว่า 1 เดือน อย่างไรก็ตาม ความมีการศึกษาในรายละเอียดให้มากกว่านี้ ทั้งนี้เพื่อที่จะได้เลือกอัตราการไหลของอากาศ และช่วงเวลาเป่าอากาศ ที่เหมาะสม

เมื่อข้าวเปลือกพร้อมที่จะเข้ากระบวนการอบแห้ง ควรทำการอบแห้งอย่างรวดเร็วโดยใช้ลมร้อน โดยให้ความชื้นลดลงเหลือ ประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก แล้วจึงลดความชื้นลงอย่างช้าๆ ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่าที่ระดับความชื้นประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์ ข้าวเริ่มมีอุณหภูมิสูงขึ้นเทียบกับอากาศที่ใช้ในการอบแห้ง ดังนั้นข้าวจะเริ่มแตกร้าวหรือเปลี่ยนเป็นสีเหลืองได้ง่าย

ในการลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วในช่วงแรกนั้น สามารถทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบต่างๆ ดังที่ได้กล่าวมาแล้วข้างต้น แต่อาจมีความเหมาะสมกว่าในแง่ของค่าใช้จ่ายที่ต่ำกว่า และการใช้งานง่ายกว่า หากใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคเบค

ในการลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างช้าๆ ในช่วงที่สองจากความชื้นประมาณ 19 เปอร์เซ็นต์เหลือ 14 เปอร์เซ็นต์ สามารถทำได้โดยเครื่องอบแห้งแบบต่างๆ ดังที่ได้กล่าวมาแล้วเช่นกัน โดยการลดอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้ง แต่อาจมีความเหมาะสมกว่าหากใช้เทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาโดยใช้อากาศแวดล้อมในแง่ของค่าใช้จ่ายที่ต่ำกว่า และเปอร์เซ็นต์ข้าวคั่วที่สูงกว่า (5-1 เปอร์เซ็นต์) อัตราการไหลของอากาศที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง $0.5-1.0 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ ข้าวเปลือก ความสูงของกองข้าว ประมาณ $3-5 \text{ m}^{11.11}$ ถ้าใช้อัตราการไหลของอากาศที่สูงกว่านี้อาจทำให้สิ้นเปลืองค่าไฟฟ้าเกินความจำเป็น ควรเป่าอากาศเฉพาะในช่วงเวลากลางวันเท่านั้น

เมื่ออบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาแล้วเสร็จและหากต้องการเก็บรักษาไว้นานหลายเดือน อาจทำการเป่าอากาศแวดล้อมเป็นระยะ เช่น เป่าอากาศอาทิตย์ละครั้งๆ ละประมาณ 3 ชั่วโมง ทั้งนี้เพื่อไม่ให้ความร้อนอันเกิดจากการหายใจของข้าวเปลือก และช่วยให้อุณหภูมิของกองข้าวเปลือกสม่ำเสมอ ทำให้ลดการไหลเวียนของอากาศโดยธรรมชาติภายในกองข้าวเปลือกได้

สรุป

แนวทางที่เหมาะสมสำหรับการแก้ปัญหาข้าวเปลือกขึ้นรูปได้ดังนี้

1. เป่าอากาศแวดล้อมด้วยอัตราการไหลต่ำๆ เข้าภายในกองข้าวเปลือก ในขณะที่รอคิวการอบแห้ง อัตราการไหลของอากาศที่แนะนำประมาณ $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ ข้าวเปลือก
2. ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วในช่วงแรกโดยใช้ลมร้อนจนความชื้นเหลือประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก

เครื่องอบแห้งสำหรับการลดความชื้นในช่วงแรกนี้น่าจะเป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด เพราะสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายต่ำ อบแห้งได้รวดเร็วและใช้งานง่าย

3. ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างช้าๆ ในช่วงที่สอง จากความชื้นประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์ เหลือ 14 เปอร์เซ็นต์มาตรฐาน เปียกเทคนิคการอบแห้งในช่วงนี้น่าจะเป็นการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาโดยใช้อากาศแวดล้อม เพราะสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายต่ำ เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสูง อัตราการไหลที่แนะนำประมาณ $0.5-1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ ข้าวเปลือก และควรเป่าอากาศเฉพาะช่วงเวลากลางวันเท่านั้น หากโรงสีไม่มั่นใจนโยบายในการเก็บรักษาข้าวเปลือก เทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาอาจไม่สามารถนำมาใช้ได้ การลดความชื้นในช่วงที่สองสามารถทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งที่ไ้มร้อนทั่วไป แต่ควรปรับอุณหภูมิให้ลดต่ำลงเพื่อป้องกันข้าวแตกข้าว

4. หากเก็บรักษาข้าวเปลือกเป็นระยะเวลาหลายเดือนควรเป่าอากาศแวดล้อมเข้ากองข้าวเป็นระยะๆ อาจจะ 3 ชั่วโมงต่อสัปดาห์ เพื่อให้ความร้อนออกจากกองและทำให้อุณหภูมิในกองสม่ำเสมอ

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอบคุณหน่วยงานต่างๆ ที่ได้ให้การสนับสนุนงานวิจัยเรื่องนี้อย่างต่อเนื่อง ได้แก่ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย Australian Centre for International Agricultural Research และกองส่งเสริมเทคโนโลยี กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม

ขอขอบพระคุณมูลนิธิส่งเสริมวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีในพระบรมราชูปถัมภ์ ที่ได้มอบรางวัลอันทรงเกียรติ คือ รางวัล "นักวิทยาศาสตร์ดีเด่น" ประจำปี พ.ศ. 2543 ให้แก่ข้าพเจ้า ซึ่งจะเป็กำลังใจที่สำคัญในการดำเนินงานวิจัยของข้าพเจ้าและเพื่อนร่วมงานวิจัยอย่างมุ่งมั่นสืบไปในอนาคต และขอขอบคุณฝ่ายนิเทศสัมพันธ์ สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ ในการรวบรวมแก้ไขและจัดทำภาพประกอบบทความนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Anon. Agricultural Statistics in Brief Crop Year 1993-94. Center for Agricultural Statistics, Office of Agricultural Economics, Ministry of Agricultural and Co-operatives, Bangkok, 1995.
2. ยรรพ พุกทอง และ จรัญ ลิขิตรัตนพร. สถานภาพของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย. รายงานการประชุมวิชาการทางวิศวกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน, 18-20 พฤษภาคม 2537.
3. สมชาติ โสภณรณฤทธิ์. การอบแห้งเมล็ดพืช. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. กรุงเทพฯ. 2537. หน้า 384.
4. Soponronnarit S and Prachayawarakorn S (1994) Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology - An International Journal* 12(7): 1667-86.
5. Soponronnarit S, Sripawatakul O and Prachayawarakorn S (1996) Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology - An International Journal* 14(10): 2397-110.
6. Soponronnarit S, Yapha M and Prachayawarakorn S (1995) Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization. *Drying Technology - An International Journal* 13 (8&9): 2207-16.
7. Soponronnarit S (1999) Fluidized bed paddy drying. *Science Asia* 25(1): 51-6.
8. Taweerattanapanish A, Soponronnarit S, Weichacama S, Kongseri N and Wongphachon S (1999) Effects of drying on head rice yield using fluidization technique. *Drying Technology - An International Journal* 17(1&2): 345-54.
9. สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และ เทวชา ปริชากุล. การทดสอบการอบแห้งข้าวเปลือกแบบในถังเก็บและแบบเป็นมัด: คุณภาพผลิตภัณฑ์. วิทยาการเกษตรศาสตร์ (วิทช.) 2533: 24: 367-77.
10. สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, ไพโรจน์ วงศ์โรจน์ธนา, อติศักดิ์ นาสภณกุล และ สมชาย ฉันทกลอนกร. การรักษาคุณภาพข้าวเปลือกโดยการเป่าอากาศอย่างเหมาะสม. วารสารราชบัณฑิตยสถาน. ฉบับผนวก สำนักวิทยาศาสตร์ 2537: 3: 51-66.
11. Soponronnarit S, Wongvirojana P, Nathakarnmakul A and Chinsakolkhanakorn S (1994) Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climates. *Proc. 9th International Drying Symposium, Gold Coast, Australia*

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

IN-STORE DRYING TECHNIQUE IN TROPICAL REGION

Somkiat Prachayawarakorn¹ and Somchart Soponronnarit²

¹ Faculty of Engineering ² School of Energy and Materials

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Road, Bangkok 10140

บทคัดย่อ

รายงานฉบับนี้เป็นการนำเสนอความก้าวหน้างานวิจัยเกี่ยวกับการอบแห้งในที่เก็บสำหรับประเทศ ในแถบร้อนชื้น โดยกล่าวถึงการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของเมล็ดพืชในถังเก็บ และเสนอแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมสำหรับระบบการอบแห้งโดยเทคนิคนี้โดยมุ่งเน้นไปที่คุณภาพของเมล็ดพืชและประสิทธิภาพของการใช้พลังงานสำหรับระบบอบแห้งชนิดนี้ การติดตั้งตัวกวนและการใช้อากาศแวดล้อมในการอบแห้งจะส่งผลให้การใช้พลังงานเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพและลดความแตกต่างของความชื้นภายในภายในถังเก็บ พร้อมกันนี้คุณภาพของผลิตภัณฑ์อยู่ในเกณฑ์ที่ดี อย่างไรก็ตามเมื่ออากาศอยู่ในสภาวะที่ไม่เอื้ออำนวยอย่างมากต่อการอบแห้ง อากาศที่ใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้งมีความจะเป็นอย่างยิ่งที่จะต้องอุ่นให้มีอุณหภูมิสูงขึ้นเล็กน้อย ปัญหาสำคัญในด้านของคุณภาพข้าวเปลือกสำหรับอากาศในเขตร้อนชื้น ได้แก่ การเกิดสีเหลืองของข้าว ข้าวเต็มเมล็ด และการสูญเสียมวลแห้ง เป็นต้น จากการรวบรวมงานวิจัยที่ผ่านมา พบว่าความชื้นสัมพัทธ์ ระดับของความชื้นเริ่มต้น และอุณหภูมิเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลให้คุณภาพของข้าวเปลือกลดลง

คำสำคัญ: คุณภาพเมล็ดพืช / การอบแห้งในที่เก็บ / แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

ABSTRACT

This report has reviewed some works on in-store drying technique in tropical region. The mathematical models and drying strategy are reviewed with main interest focusing on the grain quality and energy efficiency. Installing stirrers and using natural airflow provide advantageously the effective energy utilisation and the reduction of moisture gradient in the bin together with maintaining grain quality. Slightly supplemental heat is indispensably necessary for the worst weather conditions. Initial moisture levels, relative humidity and temperature are the main cause of grain deterioration in terms of head rice yield, dry matter loss and the yellowing of paddy.

Key words: grain quality / in-store drying / mathematical model

1. Introduction

The drying generally refers to a process of removal of moisture existing inside the product in which the convective air drying is often used. The approach of convective drying for grain may conceptually be considered as a continuous grain flow and a fixed bed grain. Both techniques have the advantages and disadvantages. The types of continuous grain flow frequently found in the area of grain drying are, for example, cross-flow dryer, mixed flow dryer (Giner et al., 1998) and fluidized bed dryer

(Soponronnarit et al., 1997b). The illustrations of mixed flow and fluidized bed dryers are shown schematically in Figures 1a and 1b, respectively. Such typical dryers commonly use high air velocity and high temperature for removing moisture at high level, thereby obtaining high drying capacity. However, when used with grain possessing very low initial moisture contents, they provide very less efficient performance in terms of drying efficiency, particularly the fluidised bed dryer which largely consumed the thermal energy more than 10 MJ/ kg water evaporated (Soponronnarit et al., 1998b) for reducing moisture content of corn from 21.1% dry-basis to 14.2% dry-basis.

However, the "in-store" drying technique known as the fixed bed grain drying may compromise such a cause. Figure 1c represents the in-store drying system, showing that the drying system is not very complicated and mainly composed of bin, heater and ventilation system. This technique has many advantages such as easy handling, effective heat utilisation, less mechanical equipment and low stress cracking if low drying temperature is used. Besides, it had a potential capability in storing agricultural products for a long period without deterioration of quality (Amatachaya et al., 1997 and Soponronnarit et al., 1997a) after their moisture contents reached to acceptable level for safe storage. This was accomplished by ventilating the ambient air about 2 or 3 hours a week through the grain bulk to remove heat being generated by the respiration of grain. The disadvantage of this technique is that it may particularly be applied with low inlet temperature and low airflow rate in order to avoid high-pressure drop and lost the weight due to high moisture gradient in the grain bed. Drying will therefore be taken more than a week if the initial moisture content of grain is very high. This may consequently result in a serious problem of quality aspect. To obtain the superior quality and the efficient heat utilisation, the drying should be divided into two stages (Szczepnicki and Driscoll, 1995).

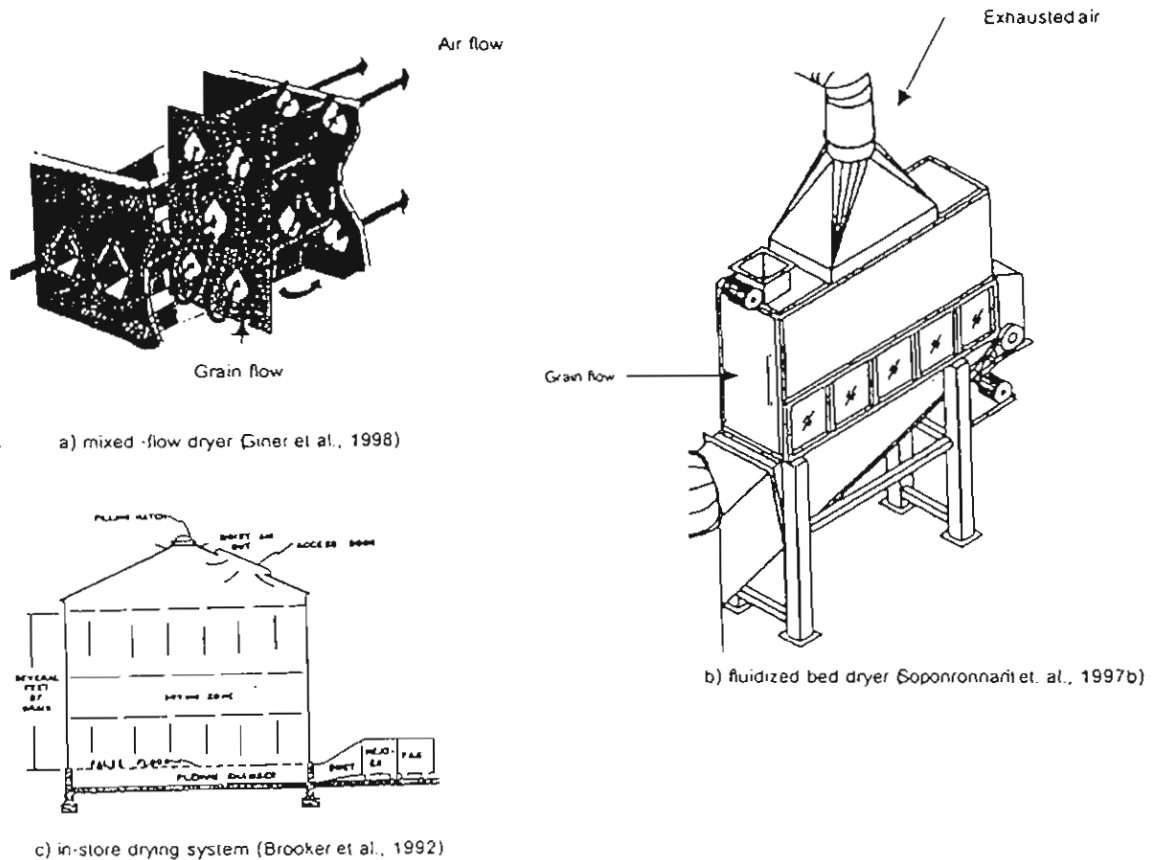


Figure 1 Some typical types of

At first, grain should be dried as fast as possible in order to reduce the moisture content from its harvest, usually between 20% wet-basis and 25% wet-basis, down to a moisture level at which rate of respiration and activity of micro-organism are relatively low. At such range, moisture is almost concentrated near the grain surface so that it can be transferred rapidly if high air temperature is utilised. After the completed process of first stage drying, grain is transported to a storage, in which grain is to be dried using lower air temperatures. Soponronnarit et al. (1995) recommended for the second period that the acceptable level of initial moisture content for agricultural products, which can be dried safely without changing quality, should not be higher than 20% wet-basis. At this stage, the removal of moisture inside the grain is very difficult since transport of moisture is extremely controlled by the nature of chaotic voids inside the grain, leading to the great reduction of drying rate. The slow drying in the bin, although the moisture content of grain is relatively high, may play an important role in grain deterioration, both the yellowing and the dry matter loss, especially in the area of hot and humid conditions at which the micro-organisms and grain activity perform proficiently. Many workers have become increasingly interest in the study of how the operating parameters for in-store drying technique and the weather conditions affect the grain quality and the decrease of moisture content. In this review paper, we report some progresses of in-store drying technique in the tropical countries.

2. Mathematical Model

The drying of moist grain in the fixed bed is a complicated process relating to the phenomena of heat and mass transfers. The moisture of grain bulk in the bin may change largely following the bed height; moisture content of grain is low at the bottom near the inlet air whereas it is high at the top. This consequently causes grain deterioration. In order to understand deeply such phenomenon, the mathematical model is needed to explain how the operating parameters, such as temperature, airflow rate and capacity, affect the removal of moisture throughout the grain bulk. In addition, the model should be able to predict the energy consumed over the drying period. In the simulation of an one-dimensional deep-bed dryer, the grain bed is divided into thin layers; the model is solved for each layer by considering the outlet conditions of one layer to be the inlet conditions for the next one. After the model is solved for all layers, the moisture content and the air conditions along the grain bed depth are obtained.

The deep-bed grain drying models can normally divided into two categories, non-equilibrium and equilibrium model.

2.1 Non-Equilibrium Model

Brooker et al. (1992) was proposed the non-equilibrium model in which the drying air and a thin layer grain at any arbitrary location in the bed do not exist the equilibrium. The detailed non-equilibrium model consists of the following equations:

2.1.1 For enthalpy of air

$$\frac{\partial T}{\partial x} = [ha/(G_a c_a + G_a c_v W)](T - \theta) \quad (1)$$

where

T	= air temperature
x	= distance
h	= convective heat transfer
a	= particle surface area per unit bed volume
G_a	= flux of drying air flowing through the bed
c_a	= specific heat of dry air
c_v	= specific heat of water vapour
W	= humidity ratio
θ	= grain temperature

From the equation (1) the energy transferred by convection from the drying air to the grain is equivalent to the difference of enthalpy of air flowing in and out the thin layer grain considered in a small volume.

2.1.2 For enthalpy of grain

$$\frac{\partial \theta}{\partial x} = [ha/(\rho_p(c_p + c_w M))](T - \theta) + [(h_{fg} + c_v(T - \theta))/(\rho_p(c_p + c_w M))]G_a \partial W / \partial x \quad (2)$$

where ρ_p = grain density

c_p	= heat capacity of dried grain
c_w	= heat capacity of liquid water
h_g	= latent heat
M	= moisture content of grain

This equation interprets the amount heat transferred by convection from air to the grain bed corresponding to the enthalpy of grain using for heating the grain kernel and for evaporating the water inside the grain.

2.1.3 For humidity ratio of air

$$\frac{\partial W}{\partial x} = -(\rho_p/G_a) \partial M / \partial t \quad (3)$$

where $\partial M / \partial t$ = single kernel equation which can be determined from the experiment. This equation shows that the evaporated water carried by the air is equal to the moisture lost by the grain kernels in the thin layer grain considered.

2.2 Near Equilibrium model

Thompson (1972) originally modified the non-equilibrium model to simply calculate the moisture and temperature changes along the bed depths by assuming the thermal equilibrium conditions existing between the grain and drying air in each thin layer grain during a small interval of drying time, resulting in grain temperature similar to drying temperature. Similarly, Soponronnarit (1988) modified slightly the Thompson's model by taking into accounts the dry matter loss, temperature risen by fan and energy consumption. The main equations developed by Soponronnarit (1988) are as follows:

2.2.1 For Enthalpy Change In the Thin Bed

From the first law of thermodynamics, the sum of changes between the internal energy of a thin layer at any bed level and the enthalpy of inlet and outlet airs is equal to zero. The conservation equation can thus be written as

$$C_g T_o + W_o (2502 + c_w T_o) + R T c_{pw} \theta_o = c_g T_f + (2502 + c_w T_f) W_f + R c_{pw} T_f \quad (4)$$

where W_o = humidity ratio before entering a thin layer
 T_o = temperature before entering a thin layer
 c_{pw} = heat capacity of moist grain
 θ_o = grain temperature of thin layer
 T_f = outlet temperature from the thin layer
 W_f = outlet humidity ratio from the thin layer
 R = ratio of dry grain mass to dry air mass

2.2.2 For humidity ratio of air

The amount of moisture removed from any thin layer bed being regarded is equivalent to the change of humidity ratio of flowing air. This can be expressed as the following equation:

$$W_t - W_o = (M_o - M_t)R \quad (5)$$

where M_o and M_t are moisture contents of grain before and after drying at time t . These values can be calculated from the single kernel equation.

2.2.3 Temperature rise by fan

Although temperature increases a few degrees, it is very important to improve the accuracy particularly when using ambient air ventilation. Such temperature rise is caused by the increased static pressure of fan. This equation is simply given by

$$c_p \Delta T_f = P / \rho_a E_f \quad (6)$$

where ΔT_f = temperature difference across the fan

P = pressure drop

E_f = efficiency of fan

Figure 2 shows the evolution moisture content at various bed levels using air flow rate $14.83 \text{ m}^3/\text{min}\cdot\text{m}^2$ and temperature $54.5\text{--}58.4^\circ\text{C}$ (Nathakaranakule and Soponronnait, 1991), indicating that the large gradients of moisture content, particularly at longer drying time, are found starting from high moisture contents at the top laid down to low moisture contents at the bottom. The non-equilibrium model can predict the results closer than the near equilibrium one. When using higher airflow rates, the near equilibrium model predicted the moisture content largely different from the experiments. In spite of its limitation, the near equilibrium model is preferably used in drying simulation of in-store drying system since the running time is shorter and the model is not so complicated. Jindal et al. (1996) was developed the software for simulation of grain drying in deep beds based on the near equilibrium model. However, with the recent advance of powerful computing, the non-equilibrium model may be applicable due to no any limitation.

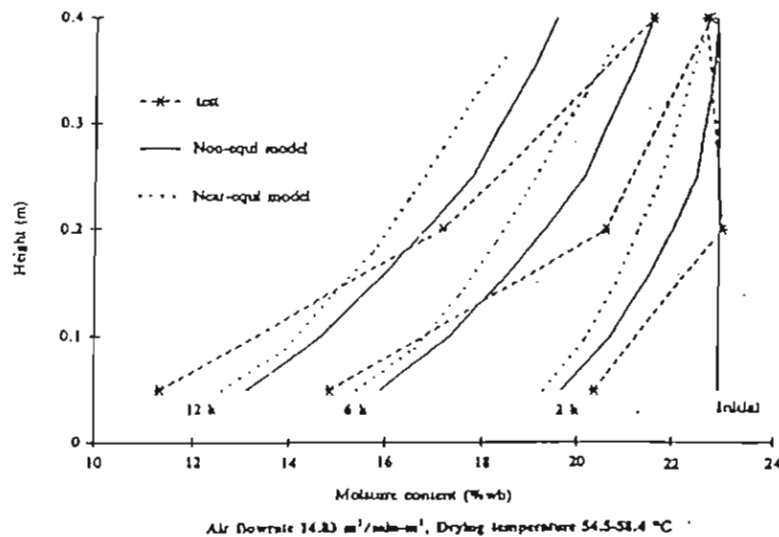


Figure 2 Comparisons of predicting moisture content between non-equilibrium and near equilibrium models (Nathakaranakule and Soponronnait, 1991)

Soponronnarit et al. (1995) employed the near equilibrium model to establish the charts in order to facilitate in designing in-store drying system for which both intermittent and continuous air ventilation are regarded. The important criterion used for obtaining the design charts for paddy was that the dry matter loss should not be higher than 0.5 or 0.75%. These values are certainly safe for acquiring an acceptably preferred quality of paddy.

Dry matter loss is an index indicated whether the dried grain has a good quality or not. If its value is high, it means the mass of grain would be lost significantly. It is dependent strongly on the time, temperature and moisture content. The dry matter loss equation for paddy developed by Seib et al.(1980) is calculated as followed:

$$DML = 1 - \exp(-TERM) \quad (7)$$

Where $TERM = A(V/1000)^C \exp[D(1.8\theta - 28)] \exp[E(M_w - 0.14)]$

t = elapse time

θ = grain temperature

M_w = moisture content of paddy

A, C, D and E = constant

When dry matter loss equation was included in the deep-bed drying model, its prediction approached the experimental results (Soponronnarit et al., 1995). These are clearly indicated in Figure 3, showing that the model included heat from the respiration predict satisfactorily in particular at the top layer in which it is dried latest whilst the prediction from the model excluding the respiration effect deviates largely. In contrast, when the initial moisture content is relatively lower than 18% wet-basis, the respiration effect will not be pronounced notably due to low activity of respiration, thus calculating the reduced moisture content from such two cases insignificantly different.

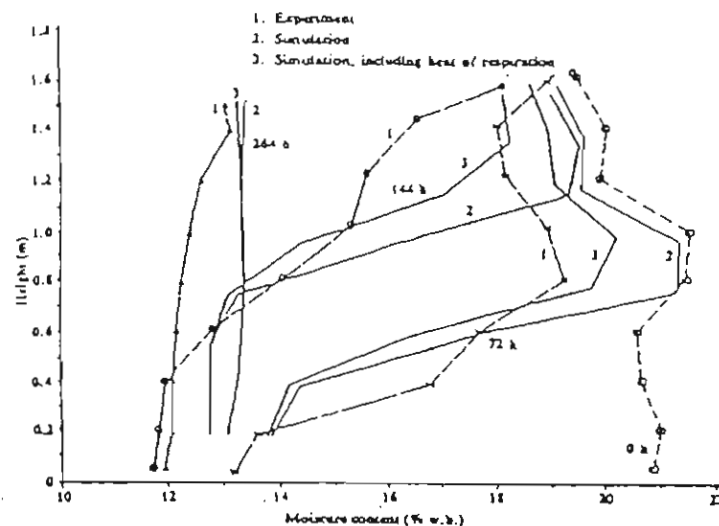


Figure 3 Accuracy of model in predicting moisture content (Soponronnarit et al., 1995)

3. In-Store Drying Strategy

Works on in-store drying have been intensively interested in finding the appropriate ways in which can conserve the energy consumption and minimise the moisture gradient in the bin. Installing a stirrer in the natural-air dryer allows the relative improvement of the drying performance. By vertically mixing grain in a bin, stirrer can simultaneously decrease the overdrying at the bottom layers that are the first ones to be contacted with drying air and the spoilage chance on the top when compared to the system with no stirrer. So far, it has more potential capability in reducing the drying time, electric-energy use. The lower airflow rate might subsequently be obtained with large energy savings 83.1% for 20% wet-basis initial moisture content of corn and 51.5% for 24% wet-basis moisture content (Wilcke and Bern, 1986).

The use of ambient air for in-store drying process offers much better both grain quality and energy efficiency than that of high temperature. The ambient-air drying uses a fan to ventilate ambient air through the bin. Heat from the fan is added to the air stream providing a small increase in temperature and increasing relatively a capability of air in removing the grain moisture content. The powerful success of such an approach depends on decreasing the grain moisture content so quickly enough that the significant deterioration does not occur. Airflow is therefore very important. Fan management strategies for continuous humidistat and time-clock controlled operation were investigated by Morey et al. (1979) and Szrednicki (1995). The influences of different management techniques on the performance obtained by low-temperature drying were studied by means of computer simulations and experiments (Lynch and Morey, 1989; Shove, 1983-1984; Morey and Peart, 1971; Soponronnarit and Chinsakolthanakom, 1990). Previous tests were shown that grain could be dried safely for storage under certain conditions without significant mass losses or changes in quality. Furthermore, the important factors affecting the drying time, energy consumption and equipment cost were the initial moisture, the grain bed depth, the airflow rate and the temperature and relative humidity of the ambient air.

Similarly, Cheigh et al. (1985) studied in-bin drying of paddy with ambient air under Korean weather conditions. The results was shown that it was possible to dry paddy to safe storage conditions within 5 to 17 days with no deterioration quality, depending upon the initial moisture contents of grain (19.2%-25.5% wet-basis), the bed depths (1.1-3.5 m) and the airflow rates ($3.0-6.9 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy). Besides, the energy requirement was considerably lower comparing to the conventional high-temperature drying. However, for lower initial grain moisture content of 20% wet-basis, the use of low airflow rate provided the energy utilisation relatively more effective than that of high airflow rate in spite of using longer drying time (Soponronnarit, 1988). In addition, Soponronnarit et al. (1995) also suggested that in hot and humid conditions, the ambient airflow should be used between $0.5-1.0 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy and the bed depth allowed to be varied from 3 to 4 m. Such conditions can only be applied for paddy possessing initial moisture contents between 18% and 19% wet-basis. Beside that, in order to save economically the energy consumption, the air should be ventilated only when the relative humidity was not higher than 75%, corresponding to paddy moisture equilibrium between 14 and 15% wet-basis (Laytong, 1987). However, if the ventilated air with the property of relative humidity higher than 75% is flown through the grain layer, then some proportions of paddy which had already dried to low moisture

contents will adsorb the moisture from the air stream, thereby causing seriously lower strength of grain, higher yellowing and rapid growth of micro-organisms (Yap et al., 1988 and Phillips et al., 1989, Kunze, 1995). In order to prevent such a situation, the slightly supplemental heat may essentially be required and this is certainly sure that the grain quality can be maintained although it encounters the worst weather condition.

4. Grain Quality

The preferred grain quality achieved after the final stage of moisture removal does not depend only on the drying approach, but also on the previous grain history, such as harvesting conditions, grain varieties and transportation. Different grain products possess different quality standards. The general quality applicable to a wide range of grain types is the dry matter loss, as previously mentioned. This factor can be determined by measuring the amount of carbon dioxide produced, assuming the respiration process has been considered principally as the complete oxidation of carbohydrates into carbon dioxide and water vapour (Steele et al., 1970; Seib et al., 1980).

However, for paddy, the important criteria to characterise the quality to be preserved during drying process are the head rice yield and the colour, besides the dry matter loss. The head rice yield, defined as the rice having the long grain size as 8/10 of the fully complete grain, is reasonably sensitive to condition of drying process and is usually employed in evaluating the success or failure of paddy drying system. Numerous factors are influence to head rice yield. In tropical region, the paddy is harvested at average moisture content between 20% wet-basis and 25% wet-basis, relying on the harvesting methods and the paddy varieties. In general, harvest at higher moisture levels provided effectively a high yield of head rice, giving a maximum head rice yield at moisture content of 24-25% wet-basis (Chinsakolthanakorn, 1987; Suwansathit, 1989), due to the fact that the paddy rarely experiences the processes of rewetting and drying occurring repeatedly in the field. In addition, it is also relatively dependent on the paddy variety in which the medium and short grain usually provided higher head rice yields than the long grain variety (Brooker et al., 1992).

Besides such factors, the effect of tropical environmental conditions on head rice yield during milling is also important. The head rice yield decreased relatively from 3.5% to 1.6% for increased temperature of 20-35 °C at 40%, 60% and 80% relative humidities, respectively (Noomhorm and Yubai, 1991). The highest head rice yields ranging from 55.3 up to 56.0% were obtained at 70-80% relative humidities corresponding to the 20-25°C temperature range. The cause of reducing head rice yield during milling conditions can be explained by the fact that the dried grain adsorbs moisture from the air stream to which it was exposed (Kunze, 1995), hence the grain responds dynamically and physically to moisture change in its environment. Moisture adsorbed through the grain surface causes the starch cells to expand and produce compressive stresses. Since the grain is free body, the compressive stress is balanced with the opposite tensile strength of the grain at its centre. When the compressive stress is higher than the tensile strength of the grain, a fissure develops, leading to the grain breakage during the milling.

Such a phenomenon of grain adsorption can also be happened during stored grains in particular on the top. This is due to the temperature gradients in grain bulk giving rise to moisture migration. However, the temperature gradients in the bulk when the grain was stored at lower temperatures were less severe than when stored at higher temperatures, hence the natural convection was not remarkable and the air stream then carried less moisture from the warm regions of the grain storage to the cooler surfaces (Griffith, 1964). Properly ventilating air through the grain bulk can discourage the moisture migration. Soponronnarit et al. (1997a) studied the field trial of in-store drying and storage using ambient temperature and airflow rate of $0.57 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy. During experiment, the weather conditions were average temperature of 27.7°C and relative humidity of 67%. In their work, the paddy was dried initially at moisture content of 17% wet-basis down to 11.6% wet-basis within 9 weeks and then followed with storage period for 19 weeks. In the period of storage, the air ventilation was taken twice a week. Paddy qualities obtained in terms of colour and head rice yield were still acceptable when compared to reference sample.

For rapid drying process, Kunze (1995) explained the cause of head rice yield reduction during the removal of moisture owing to the fact that the convective drying technique produces a steep moisture gradient inside the grain. As the gradient reduces after drying, the grain surface receives moisture from the interior and expands, whilst the grain interior loses moisture and contracts. As this combination of stresses, that is compressive at the surface and tensile at the centre, develops with time, the grain fails in tension by pulling itself apart at its centre. The head rice yield is therefore decreased. Such phenomenon was not occurred at end of drying period but it took place after drying: a certain time interval after drying was necessary before the fissures developed (Kunze, 1979). This also can be logically described why we do not operate grain milling immediately after the paddy is dried.

In the fixed bed drying system, the drying rate is usually not very high, resulting in insignificant change of head rice yield. Srihawong (1988) recommend for this system that to maintain the head rice yield throughout the bed, the inlet temperature should not be higher than 49°C for reducing moisture content from 19-20% wet-basis to 14% wet-basis.

Another quality index of great commercial importance, which is used as the criteria of considering the price, besides the head yield, is the rice yellowing. If the rice has intense yellow, the price would be dropped noticeably. The yellowing is frequently found in the areas where the weather has humidity and temperature relatively high. Rice yellowing is therefore a major problem in humid tropics, especially in Southeast Asia. Thrashing and drying delays may cause the yellowing of rice (Mendoza and Rigor, 1982). It was found in the moist paddy levels of more than 20% wet-basis, corresponding to the water activity of more than 0.96. The resulting rapid microorganism growth occurred and the grain then heated up to temperatures of $45\text{-}60^\circ\text{C}$. The yellow grain associated with high temperature was often noticed at the central area of the paddy bulk within 2-3 days (Phillips et al., 1989) whereas the surface of moist paddy bulk yielded fewer yellow. The mechanism of yellowing is not well known. A large number of investigations have been attempted to pursue this cause. Pioneering work by Schroeder (1963) was stated that rice discolouration can occur without heating of grains. A similar statement was made by Wolk (1913) in

relation to yellowing of rice kernels. These reinforced the observations of previous workers that yellowing can result from slow drying of moist rice without substantial heating (Phillips et al., 1988).

Later, some researchers (Quitco, 1982; Christensen and Kaufmann, 1965; Indudhara Swamy et al., 1971; Phillips et al., 1989) attributed the yellowing of rice that it was mainly caused by the greater metabolic activities of microbial at the above-mentioned conditions. The subsequent high temperature could be reached

However, in order to better understand the yellowing, Yap et al. (1988) minimised the role of microorganisms to yellowing phenomenon in study by surface sterilisation of samples. For each variety of rice, the significant progressive yellowing of milled rice and rough rice was much higher at 60°C than at 30°C. They reported that both high temperature and high moisture content were necessary for yellowing. The yellowing of rice produced inside the kernels was not uniform, decreasing a degree of yellow from the exterior to the interior layers. This occurrence correlated consistently with the non-uniform distribution of reactants involving non-enzymatic browning or Maillard reaction, such as reducing sugars, epsilon-amino group of lysine and terminal amino acid in proteins and free amino acids.

Recently, A quantitative study of influences of the water activity, temperature and storage atmosphere on the yellowing of grain has been of increasingly interest. Some workers (Gras et al., 1989; Bason, et al., 1990) summarised that the water activity, and the temperature strongly affected the degrees of yellowing whilst the O_2 was very less significant. In addition, the degrees of yellowing obtained from paddy and milled rice had values insignificantly different. Equation for predicting the rate of yellowing proposed by Gras et al. (1989) is as follows: $k = \alpha \cdot e^{\beta/T} (a_w)^\gamma [O_2]^\delta$ where k = rate of yellowing (Hunter b unit/day), T = absolute temperature(K), a_w = water activity, O_2 = oxygen content (mol/m^3) and δ , β , α and γ are constants. By contrast, Soponronnarit et al. (1998a) found that the yellowing rate was found to follow the zero order kinetics. The proposed predictive model was given by $\ln k = \alpha - \delta a_w - \epsilon/T + (\gamma a_w)/T$ where δ , ϵ , α and γ are constant values. The apparent activation varied in a range from 130 to 145 kJ/mol, depending upon the water activity.

As above-mentioned quality aspect, the inherent characteristic of in-store drying technique usually using ambient air temperature or slightly additional heat may not detrimentally affect the reduction of head rice yield. In this system, drying zone initially starts at the bottom and then slowly move upward to the top. Drying time would be taken more than a week and thus, it definitely encounter a serious problem of yellowing if the paddy with high moisture content is filled. However, this does not inherently imply that the in-store drying technique will not appropriate for such moisture level although the drying rate is relatively low. As already known that the paddy would be deteriorated within 2 or 3 days due to either microorganisms or non-enzymatic browning reaction, it therefore reach to the questions how to apply the suitable technique for in-store drying under such condition in order to dry paddy safely. The layer drying technique seems to be an appropriate solution. Using such an approach, many questions should be asked, for example, airflow rate, bed depth and type of drying air (natural air and supplemental heat). All these questions are worth to be pursuing and exploring further.

5. Conclusions

1) The near equilibrium model can predict satisfactorily the moisture removal only at the low airflow rates whilst the non-equilibrium model is applicable to wider range. The heat from the respiration and the fan should be included in the models, both having the significant effect when moisture content of grain is relatively high and the natural air is employed. In addition, the adsorption and quality models should be added. This leads to realise reasonably how the grain quality can be deteriorated during the complex interchange of heat and mass throughout the grain bed.

2) Improvement of drying performance via installing the stirrer and using low-temperature drying air approves to have a favourable effect on energy saving and grain quality. Computer simulations using long term of the weather data for tropical conditions recommended that air should be ventilated when the relative humidity was not higher than 75%. If necessary, slightly additional heat might be required essentially.

3) In hot and humid conditions, the in-store drying technique using low airflow rate and ambient temperature can suitably be applied for initial moisture contents of grain lower than 19% wet-basis. When the initial moisture content is relatively higher than 19% wet-basis, the higher natural airflow or supplemental heat is needed. However, it should be aware of larger pressure drop and high moisture gradient in the grain bed high due to very high bed depth, usually 3-4 m in practice, if the airflow rate or the inlet temperature is set up too high.

4) Three significant factors such as relative humidity, temperature and initial moisture level affect prominently the rice qualities. The adsorption and rapid drying caused mainly the head rice yield reduction. The suitable environmental condition for milling was 70-80% relative humidities corresponding to 20-25°C temperatures. Both microorganism and environmental conditions were dominant noticeably to the yellowing of rice.

Acknowledgement

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and the JIRCAS for their financial support.

References

- Amatachaya, P., Soponronnarit, S., Prachayawarakom, S., Nathakarankule, A. and Inchan, S., 1997, Evaluation in Product Quality and Potential of In-Store Corn Drying, *Kasetsart J.*, 18, 73-85
- Bason, M.L., Gras, P.W., Banks, H. J. and Esteves, L.A., 1990, A Quantitative Study of the Influence of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Paddy Endosperm, *J. Cereal Science*, 9, 77-89.
- Brooker D.B., Bakker-Arkema, F.W. and Hall, C.W., 1992, *Drying and Storage of Grains and Oilseeds*, Van Nostrand Reinhold Publisher. New York.
- Cheigh, H.S., Muhlbauer, W., Rhim, J-W and Shin, M_G, 1985, In-Bin Drying of Paddy with Ambient Air: Influence of Drying Parameters on Drying Time, Energy Requirements and Quality, *Korean J. Food Sci. Technol.*, 17(1), 25-32.

- Chinsakolthanakom, S., 1987, the Study of In-Store Paddy Drying at Third Stage, Master Thesis, King Mongkut's Institute Of Technology Thonburi, Thailand
- Christensen, C.M. and Kaufmann, H.H., 1965, Deterioration of Stored Grains by Fungi, *Ann. Rev. Phytopathol.*, 3, 69-84.
- Giner, S. A., Bruce, D.M. and Mortimore, S., 1998, Two-Dimensional Simulation Model Of Steady-State Mixed-Flow Grain Drying, Part 1: The Model, *J. Agric. Engng. Res.*, 71, 37-50
- Gras, P.W., Banks, H.J., Bason, M.L., and Arriola, L.P., 1989, A Quantitative Study of the Influence of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice, *J. Stored Prod. Res.*, 9, 77-89.
- Griffith, H.J., 1964, Bulk Storage of Grain: A Summary of Factors Governing Control of Deterioration, Melbourne, Australia, CSIRO Division of Mechanical Engineering, Report ED8.
- Indudhara Swamy, Y.M., Ali, S.Z. and Bhattacharya, K.R., 1971, Relationship of Moisture and Temperature to Discoloration of Rice During Storage, *J. Food Sci. Technol.* 8:150-152.
- Jindal V.K., Martinez, R.C. and Le Van Diep, 1996, Drying Simulation: a PC-Based, User-Oriented Decision Support System for In-Store Drying and Aeration of Grains, *Proceedings of an International Conference Held at the FAO Regional Office for Asia and the Pacific, Bangkok, Thailand, October 17-20, ACIAR Proceedings*, 71, 282-283
- Kunze, O. R., 1995, Effect of Drying on Grain Quality, *International Conference on Grain Drying East Asia, Bangkok, 17-20 October*.
- Kunze, O. R., 1979, Fissuring of the Rice Grain after Heated Air Drying, *Transactions of the ASAE*, 22, 1197-1201, 1207
- Laytong, C., 1987, The Study of Thermophysical Properties of Paddy, MSc. Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi.
- Lynch, B.E. and Morey, R. V., 1989, Control Strategies for Ambient Air Corn Drying, 32(5), *Transactions of the ASAE*, 1727-1731
- Noomhorm, A. and Yubai, C., 1991, Effect of Tropical Environmental Conditions on Rice Kernel Breakage during Milling, *J. Sci Food Agric*, 521-528.
- Mendoza, E.E. and Rigor Jr., A.C., 1982, Grain Quality Deterioration in On-Farm Level of Operation, In *Proceedings of the 5th Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology*, 101-107.
- Morey, R.V. and Pearl, R.M., 1971, Optimum Horsepower and Depth for a Natural Air System, *Transactions of the ASAE*, 14(5), 930-934.
- Morey, R.V., Cloud, H.A., Gustafson, R.J. and Petersen, D.W., 1979, Management of Ambient Air Drying Systems, *Transactions of the ASAE*, 22(6), 1418-1425.
- Nathakaranakule, A. and Soponronnrait, S., 1991, Comparative Study of Mathematical Models of Corn Drying, *The Kasetsart J.*, 25(3), 345-357.
- Phillips, S., Widjaja, S., Wallbridge, A. and Cooke, R., 1988, Rice Yellowing during Post-Harvest Drying by Aeration and During Storage, *J. Stored Prod. Res.*, 24, 173-181.
- Phillips, S., Mitfa, R. and Wallbridge, A., 1989, Rice Yellowing During Drying Delays, *J. Stored Prod. Res.*, 25(3), 155-164.
- Quitco, R.T., 1982, Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy, *Proc. GASGA Semin, Paddy Deterioration in the Humid Tropics*, Baguio, 1981, Philippines, 52-56, GTZ, Eschborn
- Schroeder, H.W., 1963, The Relation between Storage Moulds and Damage in High Moisture Rice in Aerated Storage, *Phytopathol.*, 53, 804-808.
- Seib, P.A., Pfost, H. B., Sukaboi, A., Rao, V.S. and Burroughs, R. B., 1980 Spoilage of Rough Rice as Measured by Carbon Dioxide Evaluation, *Proceedings of the 3rd Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology*, Kuala Lumpur, 29-30 Jan.
- Shove, G. C., 1983-1984, Energy Consumed in Low Temperature Corn Drying, *Drying Technology*, 2(4), 503-511.

- Soponronnarit, S., 1988, Energy Model of Grain Drying System, *ASEAN Jour. on Sci. and Technol. for Dev.* 5(2), 43-68.
- Soponronnarit, S. and Chinsakolthanakorn, S., 1990, Effect of Heat and Water from Respiration on Drying Rate and Energy Consumption, *ASEAN Journal on Science & Technology for Development*, 7 (2), 65-83.
- Soponronnarit, S., Wongvirojtana, P., Nathakarakakule, A. and Chinsakolthanakorn, S., 1995, Design Charts for In-Store Paddy Drying under Hot and Humid Climates, *Agri. Engineering J.*, 4, 147-162.
- Soponronnarit, S., Amatachaya, P., Prachayawarakorn, S., Nathakarakakule, A. and Inchan, S., 1997, Field Trial of In-Store Drying and Storage, *The Kasetsart J.*, 18, 86-100.
- Soponronnarit, S., Kittiporn, K. and Prachayawarakorn, S., 1997b, Appropriate Operating Parameters for Fluidized Bed Corn Drying, *RERIC International Energy J.*, 19(1), 1-13.
- Soponronnarit, S., Srisubati, N. and Yoovidhya, T., 1998a, Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy, *J. Stored Prod. Res.*, 34(4), 323-330.
- Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T., Kittiporn, K. and Vitsutdipat, S., 1998b, Performance Testing of Industrial-Scale Fluidized Bed Corn Dryer, , 6. *Proc 13th CIGR Processing*, 6, 307-314.
- Srihawong, R., 1988, Paddy Drying Experiments, *Thai Agricultural Engineering J.*, 3(1), Jan-Apr.
- Szrednicki, G.S., 1995, Control Systems for Aeration and Drying of Grain, *International Conference on Grain Drying East Asia*, Bangkok, 17-20 October.
- Szrednicki, G.S. and Driscoll, R.H., 1995, Adoption of In-Store Drying Technology in Southeast Asia, Paper Presented at 17th ASEAN Technical Seminar on Grain Postharvest Technology, Lumut, Malaysia, 25-27 July
- Suwansathit, R., 1989, The Study of Paddy Drying in a Small On-Farm Storage Barn at Chinat Province, Master Thesis, Mahidol University, Bangkok
- Steele, J.L., Saul, R.A. and Hukill, W.V., 1969, Deterioration of Shelled Corn as Measured by Carbon Dioxide Production, *Transactions of the ASAE*, 12(5), 685-689
- Thompson, T.L., 1972, Temporary Storage of High Moisture Shelled Corn Using Continuous Aeration. *Transactions of the American Society of Agricultural Engineers.*, 15(2), 333-337.
- Wilcke, W.F. and Bern, C. J., 1986, Natural-Air Corn Drying with Stirring: II. Dryer Performance, *Transactions of the ASAE*, 29(3), 860-867.
- Wolk P.C. van der, 1913, *Protascus Colorans*, a new Genus and a New Species of the Protascineae Group, the Source of Yellow Grains in Rice, *Myc. Centralbl*, 3, 153-157.
- Yap, A.B., Juliano, B.O. and Perez, C.M., 1988, Artificial Yellowing of Rice at 60°C, *Proceedings of 11th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-Harvest Technology*, Kuala Lumpur, 23-26 Aug.

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อจลนศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพเมล็ดข้าวโพด Study of Parameters Affecting Drying Kinetics and Quality of Corns

สมบูรณ์ เวชกามา¹ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์¹ อติศักดิ์ พงษ์กุลผลศักดิ์¹
วุฒิภัต ดันติเวส² และ สุภรัตน์ โษษิตเจริญกุล³
Somboon Wetchacama¹, Somchart Soponronnart¹, Adisak Pongpullponsak¹,
Wuttat tuntiweisa² and Suparat Kositcharoeankul³

1. อาจารย์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี (มจธ.) 91 ถนนพระยาอุทิศ แขวงทุ่งครุ กรุงเทพฯ
Lecturer, King Mongkut's University of Technology (KMUTT), Pracha-utit Rd., Tungkr, Bangkok.
2. อดีตนักศึกษาระดับปริญญาโท คณะพลังงานและวัสดุ มจธ.
Former graduate student, School of Energy and Materials, KMUTT.
3. กองโรคพืชและจุลชีววิทยา ภาควิชาการเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ ถนนพหลโยธิน จตุจักร กรุงเทพฯ
Plant Pathology and Microbiology Division, Department of Agriculture, Kasetsart University, Bangkok.

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาปัจจัยที่มีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่มีความชื้นและอุณหภูมิอบแห้งสูงด้วยเทคนิคฟลูอิดไรเซชัน และพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้ในการทำนายอัตราการอบแห้ง โดยการทดลองอบแห้งมี 3 ขั้นตอน คือ 1) การอบแห้งอย่างรวดเร็วด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรเซชัน ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 130 - 170°C 2) การเก็บในที่อับอากาศ (tempering) ที่อุณหภูมิเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้ง และ 3) การเป่าเมล็ดข้าวโพดด้วยอากาศแวดล้อม จากการทดลองพบว่า ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งได้แก่ อุณหภูมิและอัตราการไหลจำเพาะของอากาศอบแห้ง ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ได้เปรียบเทียบผลการทำนายอัตราการอบแห้งที่ได้จากสมการอบแห้งกึ่งทฤษฎี (สมการของ Page, Wang-singh และ Lewis) กับผลการทดลอง พบว่า สมการ Page ให้ผลการทำนายสอดคล้องกับผลการทดลองมากที่สุด

สำหรับวัตถุประสงค์อีกข้อหนึ่งคือ เพื่อตรวจสอบคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังผ่านการอบแห้งแต่ละขั้นตอน โดยพิจารณาถึงคุณภาพ 3 อย่างคือ 1) ปริมาณสารแอฟลาทอกซินในเมล็ด 2) การแตกและการร้าว และ 3) สีของเมล็ด พบว่า ปริมาณสารแอฟลาทอกซินไม่มีการเปลี่ยนแปลงตามสภาวะเงื่อนไขการทดลอง การแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพดขึ้นอยู่กับความชื้นหลังการอบแห้ง ซึ่งอุณหภูมิอากาศอบแห้งและระยะเวลาการ tempering ส่งผลกระทบน้อยมาก ปัจจัยหลักที่ส่งผลต่อการเปลี่ยนสีของเมล็ดข้าวโพดคือ ระยะเวลาการ tempering ซึ่งความชื้นหลังการอบแห้งและอุณหภูมิอากาศอบแห้งส่งผลน้อยมาก

คำสำคัญ: คุณภาพ / จลนศาสตร์การอบแห้ง / เมล็ดพืช

Abstract

The objectives of this research were to investigate factors affecting on drying rate of high moisture corn at high temperature with fluidization technique and to develop a mathematical model for predicting drying rate. There were three steps of drying process as follows: 1) rapid drying using fluidized bed dryer at inlet drying air temperature of 130-170°C, 2) corn tempering at temperature of corn after drying from step 1, in tempering period of 40-180 minutes, and 3) drying with ambient air. It was found that the drying rate was affected by Inlet air temperature and specific air flow rate. Among three semi-empirical drying equations (Wang and Singh, Page and Lewis), it was found that Page's equation provided the best prediction.

This study also aimed at investigating the quality of corn dried in each step. Corn qualities in terms of *Aflatoxin* content, percentages of breakage and stress crack, and colour change were considered. Experimental results showed that *aflatoxin* content in dried corn did not change; breakage and cracking depended on final moisture content, and did not rely on inlet air temperature and tempering period. The colour of dried corn depended on tempering period, while final moisture content as well as inlet air temperature have no effect on the colour.

Key words: drying kinetics / grain / quality

1. บทนำ

แอฟลาทอกซิน (*Aflatoxin*) เป็นสารพิษซึ่งเกิดจากเชื้อราที่มีอยู่ทั้งในดินและอากาศ เป็นสารพิษชนิดหนึ่งที่ทำให้เกิดการกลายพันธุ์ก่อให้เกิดมะเร็ง และทำให้เกิดอาการอื่นได้อย่างเฉียบพลันและเรื้อรัง เชื้อราที่สร้างสารพิษนี้ที่พบเสมอคือ *Aspergillus flavus* และ *Aspergillus Parasiticus* การศึกษาเกี่ยวกับพิษของ *Aflatoxin* ต่อร่างกายมนุษย์ไม่สามารถทำการทดลองได้โดยตรง แต่จะทำการศึกษาจากความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณ *Aflatoxin* ที่ตรวจพบในอาหารกับอาการของโรคที่เกิดหลังการรับประทานและปริมาณที่ตรวจพบในอวัยวะต่างๆ ของผู้ป่วยที่เสียชีวิต อาการที่พบคือ คับอึกเสบ คับแข็ง มะเร็งที่ตับ และ สมองบวมน้ำ ซึ่งเป็นอาการแบบเฉียบพลันที่พบในเด็ก

ปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่อการเกิดสาร *Aflatoxin* มีดังนี้

1. ชนิดของเชื้อรา เชื้อราแต่ละชนิดมีความสามารถในการสร้างสาร *Aflatoxin* ได้แตกต่างกัน
2. ชนิดของอาหาร เชื้อราแต่ละชนิดมีความสามารถสร้างสาร *Aflatoxin* ได้แตกต่างกันในผลิตภัณฑ์และชนิด หรือแม้แต่นิดเดียวกันแต่ต่างพันธุ์

3. ความชื้นในผลิตภัณฑ์และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ เป็นปัจจัยที่สำคัญมาก ปกติความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศต่ำสุดที่เชื้อรา *A.flavus* และ *A.parasiticus* จะเจริญเติบโตได้คือ 80% และต้องการถึง 85% ในการสร้างสปอร์ ซึ่งเป็นส่วนแพร่พันธุ์ สำหรับเมล็ดข้าวโพดระดับความชื้นที่ปลอดภัยจากการเจริญเติบโตของเชื้อรา *A.flavus* และ *A.parasiticus* อยู่ที่ระดับ 13% หรือต่ำกว่า

4. อุณหภูมิ เชื้อรา *A.Flavus* สามารถเจริญเติบโตและสร้าง *Aflatoxin* ได้ในช่วงอุณหภูมิ 12 - 41°C โดยช่วงที่เหมาะสมที่สุด คือ 25 - 32°C

5. เวลา เมื่อสภาวะแวดล้อมทุกอย่างเหมาะสม เชื้อรา *A.flavus* และ *A.parasiticus* สามารถสร้างสาร *Aflatoxin* ได้ภายใน 48 ชั่วโมง

6. การเสียหายของเมล็ดพืช เกิดจากแรงกระทบจากภายนอกและการเข้าทำลายของแมลงจะส่งเสริมการเกิดสาร *Aflatoxin* ได้ 2 ทาง คือ เปิดทางเชื้อราเข้าเมล็ดพืชได้ง่าย และส่งผลให้เกิดอุณหภูมิและความชื้นเมล็ดพืชสูงขึ้นด้วย ซึ่งเหมาะสมต่อการเจริญเติบโตของเชื้อรา

จากที่กล่าวมาสรุปได้ว่า ความชื้นเมล็ดพืชหลังการเก็บเกี่ยวเป็นปัจจัยที่สำคัญตัวหนึ่งที่สามารถควบคุมการสร้างสาร *Aflatoxin* ได้ โดยระดับความชื้นของเมล็ดข้าวโพดที่ปลอดภัย คือ 13.5% wet basis (w.b.) ดังนั้นการอบแห้งลดความชื้นเมล็ดข้าวโพดให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยจึงถือเป็นสิ่งที่สำคัญมาก ซึ่งการลดความชื้นโดยวิธีตากลานจะใช้เวลานาน และไม่สามารถทำการลดความชื้นได้เมื่อมีฝนตก หรือความชื้นแสงแดดไม่เพียงพอ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการทดลองศึกษาการอบแห้งเมล็ดข้าวโพด ด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซน เพื่อความรวดเร็วในการอบแห้ง และทดลองหาสภาวะการอบแห้งที่เหมาะสม เพื่อลดหรือหยุดการเจริญเติบโตของเชื้อราชนิด *A.flavus* และ *A.parasiticus* พร้อมกับพิจารณาถึงคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังการ อบแห้งให้อยู่ในระดับที่ยอมรับได้

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 อุปกรณ์การทดลอง

อุปกรณ์อบแห้งที่ใช้ในงานวิจัยนี้คือ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซน ประกอบด้วย ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอก ทำด้วยเหล็กกล้าไร้สนิม เส้นผ่านศูนย์กลาง 20 cm สูง 140 cm เครื่องทำความร้อนโดยใช้ไฟฟ้า ขนาด 3 kW จำนวน 4 ตัว สามารถแยกควบคุมได้ และพัดลมหยอชิงชนิดใบพัดโค้งกลับ (backward-curve-blade centrifugal fan) เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.45 m จำนวน 12 ใบ ขนาดมอเตอร์ 1.5 kW ความเร็วรอบ 2870 rpm สามารถควบคุมอัตราการไหลของอากาศได้ ทั้งระบบหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน และมีการย้อนกลับอากาศอบแห้งมาผสมกับอากาศใหม่ เพื่อประหยัดพลังงานในการอบแห้ง อุณหภูมิอบแห้งควบคุมด้วยเครื่อง PID Controller ค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$

2.2 การทดลอง

2.2.1 การทดลองศึกษาจลนศาสตร์การอบแห้ง

สภาวะเงื่อนไขการทดลองมีดังนี้ อุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง $150 - 170^{\circ}\text{C}$ และความสูงเบด 4, 6 และ 8 cm โดยการอบแห้งมี 3 ขั้นตอน ดังนี้

- 1). อบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไอเซน
 - 2) การเก็บเมล็ดข้าวโพดในที่อับอากาศ (tempering) ในช่วงเวลา 40 – 180 นาที และโดยใช้อุณหภูมิเดียวกับอุณหภูมิเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งจากขั้นตอนที่ 1 และ
 - และ 3) เป่าชั้นเมล็ดข้าวโพดด้วยอากาศแวดล้อม
- การทดลองในแต่ละกรณีได้ทำซ้ำ 3 ครั้ง

2.2.2 การพัฒนาสมการทำนายการอบแห้ง

ทำการพัฒนาโดยการเปรียบเทียบผลการทำนายอัตราการอบแห้ง ในรูปของอัตราส่วนความชื้นจากสมการกับผลการทดลอง สมการที่นำมาใช้ในการคำนวณเปรียบเทียบผลมี 3 รูปแบบดังนี้

$$\text{สมการ Wang-Singh[1]} \quad MR = a \cdot \exp(-bt) \quad (1)$$

$$\text{สมการ Page[2]} \quad MR = \exp(-bt^n) \quad (2)$$

$$\text{สมการ Lewis[3]} \quad MR = \exp(-bt) \quad (3)$$

$$\text{เมื่อ} \quad a = A_1 + A_2T + A_3S_p + A_4T \cdot S_p + A_5 \ln(S_p) \quad (4)$$

$$b = B_1 + B_2T + B_3S_p + B_4T \cdot S_p + B_5 \ln(S_p) \quad (5)$$

โดย MR คือ อัตราส่วนความชื้นเมล็ดข้าวโพด

$$= \frac{M(t) - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}}$$

$M(t)$ คือ ความชื้นของเมล็ดข้าวโพดที่เวลา t

M_{eq} คือ ความชื้นสมดุลของเมล็ดข้าวโพด

M_{in} คือ ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดข้าวโพด

S_p คือ อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ

T คือ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง

t คือ ระยะเวลาการอบแห้ง

A_{1-5} และ B_{1-5} คือ ค่าคงที่

ค่าคงที่ต่าง ๆ ของแต่ละสมการสามารถคำนวณได้จากโปรแกรม SPSS (Statistical Package for the Social Science) โดยการป้อนข้อมูล MR, S_p , T , และ t , ที่ได้จากการทดลองให้กับโปรแกรม แล้วจะทำการคำนวณหาโดยใช้เทคนิค non-linear regression

2.2.3 การทดสอบคุณภาพเมล็ดข้าวโพด

คุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังผ่านการอบแห้งในแต่ละขั้นตอน ที่พิจารณามี 3 อย่าง ดังนี้

1). ปริมาณสาร *Aflatoxin* ทำการตรวจวัดทั้งสามขั้นตอนการอบแห้ง โดยตรวจวัดซ้ำ 3 ครั้ง ในการทดลองแต่ละกรณี และใช้ทฤษฎีวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance, ANOVA) มาประยุกต์ใช้ในการวิเคราะห์ปริมาณการเปลี่ยนแปลงของสาร *Aflatoxin*

2). การแตกและการร้าวของเมล็ด

และ 3). สีของเมล็ด

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 ผลการศึกษาปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการอบแห้ง

จากผลการทดลอง ที่ระยะเวลาการอบแห้งต่าง ๆ พบว่า ปัจจัยหลักที่ส่งผลต่อการอบแห้งคือ อุณหภูมิและอัตราการไหลจำเพาะของอากาศ เมื่อมีค่าสูงจะสามารถลดความชื้นเมล็ดข้าวโพดได้มากกว่ากรณีที่อุณหภูมิและอัตราการไหลจำเพาะของอากาศต่ำ ดังแสดงในรูปที่ 2 และ 3

3.2 ผลการพัฒนาสมการอธิบายการอบแห้ง

จากผลการคำนวณค่าคงที่ต่าง ๆ ของสมการ (1), (2) และ (3) และนำไปแทนค่าในสมการ (4) และ (5) จะได้สมการคำนวณค่า a และ b ของแต่ละสมการ ดังนี้

สมการ Wang-Singh

$$a = 0.3019 - 0.0002000T + 2.001S_p + 0.002000T \cdot S_p - 0.2112 \ln(S_p)$$

$$b = 0.09332 + 0.0005000T - 0.6088S_p + 0.003900T \cdot S_p + 0.04171 \ln(S_p)$$

$$(\text{ค่า } R^2 = 0.9782)$$

สมการ Page

$$\begin{aligned} a &= -3.089 - 0.001000T + 2.703S_p + 0.1474T \cdot S_p - 1.586 \ln(S_p) \\ b &= 0.6017 + 0.002100T + 0.07010S_p - 0.01790T \cdot S_p + 0.2510 \ln(S_p) \\ &(\text{ค่า } R^2 = 0.9832) \end{aligned}$$

สมการ Lewis

$$\begin{aligned} b &= 737 + 0.0006000T - 0.8420S_p + 0.003700T \cdot S_p + 0.06590 \ln(S_p) \\ &(\text{ค่า } R^2 = 0.9778) \end{aligned}$$

เมื่อนำผลการคำนวณทำนายอัตราการอบแห้งเปรียบเทียบกับผลการทดลอง ดังแสดงไว้ในรูปที่ 4 และ 5 พบว่า สมการของ Page (2) ให้ผลสอดคล้องมากที่สุด

3.3 คุณภาพเมล็ดข้าวโพด

จากการทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวโพด ที่ความชื้นเริ่มต้น 30% w.b. ความเร็วอากาศในเบด 3.0 m/s ความสูงเบด 8 cm และอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 130 - 170°C ผลการตรวจสอบคุณภาพข้าวโพดมีดังนี้

3.3.1 ปริมาณสารแอฟลาทอกซิน

จากการวิเคราะห์เปรียบเทียบปริมาณสาร *Aflatoxin* ระหว่างก่อนและหลังการอบแห้ง และระหว่างหลังการอบแห้งกับการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม พบว่า ไม่มีการเปลี่ยนแปลงของปริมาณ *Aflatoxin* ในช่วงดังกล่าว ทุกสภาวะการทดลอง

3.3.2 เปอร์เซ็นต์การแตก

รูปที่ 6 และ 7 แสดงผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งและระยะเวลาการ tempering ต่อการแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพดหลังผ่านขั้นตอนการอบแห้ง พบว่า กรณีที่ข้าวโพดมีความชื้นหลังการอบแห้ง 19% w.b. มีเปอร์เซ็นต์การแตกน้อยมาก โดยไม่ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิอากาศอบแห้ง แต่เมื่อลดความชื้นลงเหลือ 14% w.b. เปอร์เซ็นต์การแตกมีค่ามากขึ้น และเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งที่ 170°C เมล็ดข้าวโพดจะแตกบานเหมือน pop corn และจากรูปที่ 7 พบว่า การเปลี่ยนแปลงระยะเวลาการ tempering (ในช่วง 40 - 180 นาที) ไม่ส่งผลต่อเปอร์เซ็นต์การแตกของเมล็ดข้าวโพดมากนัก

3.3.3 เปอร์เซ็นต์การร้าว

จากรูปที่ 6 และ 7 พบว่า ที่ความชื้นหลังการอบแห้งและระยะเวลา tempering เดียวกัน ความชื้นหลังการอบแห้งมีผลต่อการร้าวของเมล็ดข้าวโพด กล่าวคือ เมื่อความชื้นหลังการอบแห้งลดลง การร้าวของเมล็ดจะสูงขึ้น และพบว่า อุณหภูมิอากาศอบแห้งในช่วง 150 - 170°C และระยะเวลาการ tempering ในช่วง 40 - 180 นาที ส่งผลต่อการร้าวในเมล็ดข้าวโพดน้อยมาก

3.3.4 สีของเมล็ดข้าวโพด

จากผลการทดสอบพบว่า ระยะเวลาการอบอากาศ (tempering time) ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดข้าวโพด กล่าวคือ เมื่อระยะเวลาการ tempering มากขึ้น ค่าความสว่าง (L) และ ค่าสีเหลือง (b) ของเมล็ดมีค่าลดลง แต่ค่าสีแดง (a) มีค่ามากขึ้น ที่ระยะเวลาการ tempering 120 และ 180 นาที เมล็ดข้าวโพดจะมีสีคล้ำมาก ค่ากว่าเกณฑ์มาตรฐานเมื่อเทียบกับที่ระยะเวลา 40 นาที ซึ่งผลที่ได้สอดคล้องกับงานวิจัยของ พงศ์เทพ [4] กรณีที่ระยะเวลาในการ tempering เท่ากัน (40 นาที) แต่มีความชื้นหลังการอบแห้ง หรืออุณหภูมิอบแห้งต่างกัน พบว่า สีเมล็ดข้าวโพดมีค่า a, b และ L ใกล้เคียงกัน ทั้ง ๆ ที่สังเกตเห็นได้ชัดว่าสีของเมล็ดข้าวโพดที่ผ่านการอบแห้งจนเหลือความชื้นต่ำ หรือใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงจะมีสีที่คล้ำกว่าก็ตาม อาจอธิบายได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดข้าว

โพดหลังการ tempering (ค่า b และ L ลดลง และค่า a สูงขึ้น) มีค่าสูงกว่า เมื่อความชื้นเมล็ดข้าวโพดก่อนการ tempering มีค่าต่ำกว่า

รูปที่ 8 และ 9 แสดงการเปลี่ยนสีของเมล็ดข้าวโพด กรณีที่มีระยะเวลาการ tempering และอุณหภูมิอากาศอบแห้ง แตกต่างกัน ตามลำดับ

4. สรุป

จากการศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อจลนศาสตร์การอบแห้ง การพัฒนาสมการทำนายการอบแห้ง และคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้ง ในที่สภาวะการทดลองต่าง ๆ สรุปได้ดังนี้

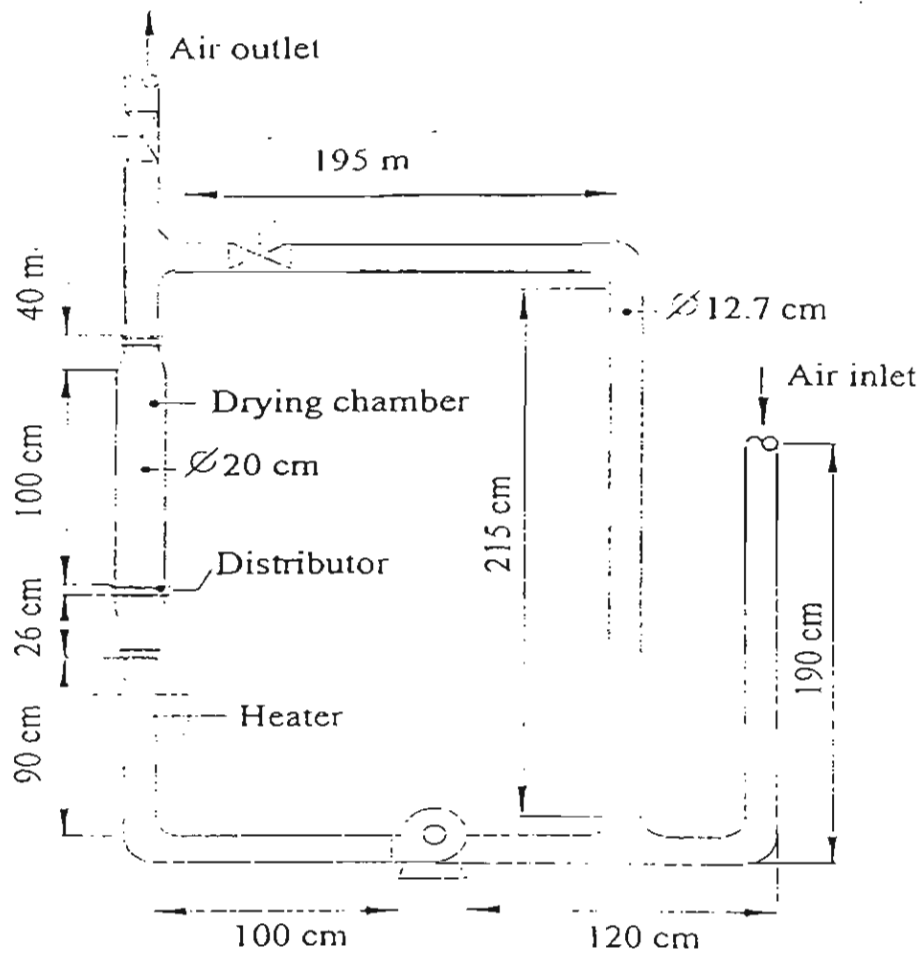
1. ปัจจัยที่ส่งผลต่ออัตราการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยเทคนิคฟลูอิดาเซชันคือ อุณหภูมิ และอัตราการไหลจำเพาะของอากาศอบแห้ง
2. จากการพัฒนาสมการ Page, Wang-singh และ Lewis เพื่อใช้คำนวณทำนายอัตราการอบแห้งข้าวโพดพบว่า สมการ Page ให้ผลการคำนวณสอดคล้องกับผลการทดลองมากที่สุด
3. จากการตรวจสอบคุณภาพข้าวโพดหลังการอบแห้ง ในแต่ละสภาวะการทดลอง ได้ผลดังนี้
 - การแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพดขึ้นอยู่กับความชื้นหลังการอบแห้ง ซึ่งอุณหภูมิมอบแห้งหรือระยะเวลาการ tempering ส่งผลกระทบน้อยมาก
 - ปริมาณสาร *Aflatoxin* ในเมล็ดข้าวโพดในช่วงก่อนและหลังการอบแห้งเปลี่ยนแปลงน้อยมาก
 - ปัจจัยหลักที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดข้าวโพด (ค่า a , b และ L) คือ ระยะเวลาการ tempering ซึ่งความชื้นหลังการอบแห้ง หรืออุณหภูมิมอบแห้ง ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีน้อยมาก

กิตติกรรมประกาศ

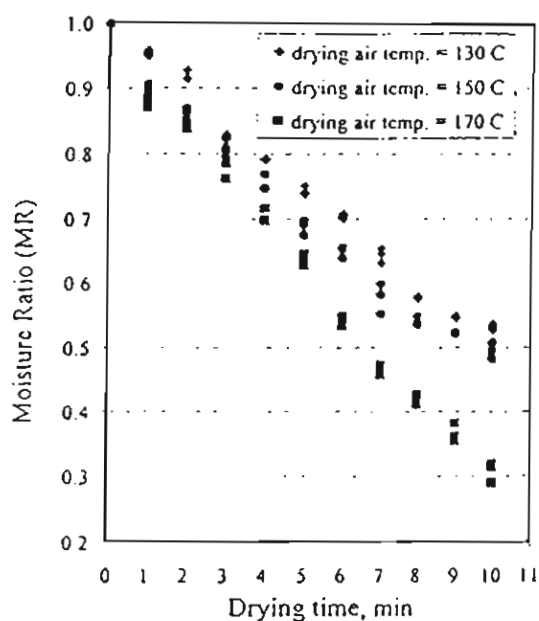
ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนงานวิจัย และขอขอบคุณกองโรคพิษและจุลชีววิทยา กรมวิชาการเกษตร ที่กรุณาให้ความช่วยเหลือและแนะนำการตรวจวัดปริมาณสารพิษ การเพาะเชื้อราเตรียมสารพิษ และด้านอื่น ๆ ซึ่งถือเป็นส่วนสำคัญในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

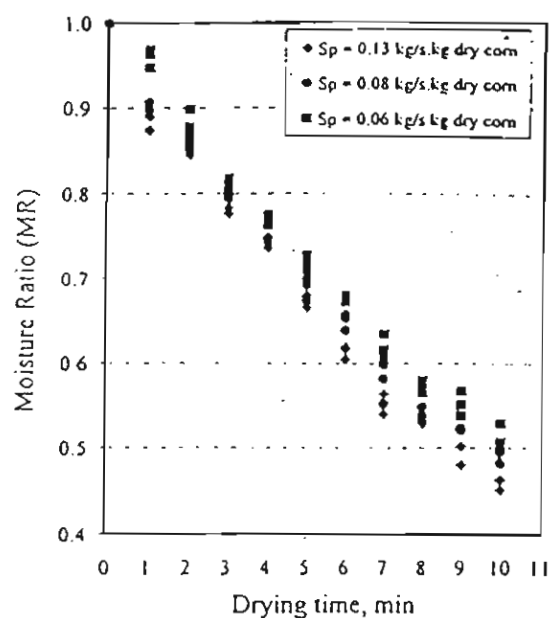
1. Wang, C.Y. and Singh, R.P., 1978, A Single Layer Drying Equation for Rough Rice, ASAE, No. 78-3001, St. Joseph, MI.
2. Page, G.E., 1952, Factor Influencing the Maximum Rate of Drying Shell Corn in Layer, Thesis, Master of Science, Purdue University, pp. 33 - 452.
3. Lewis, W.K., 1921, The Rate of Drying of Solid Materials, The Journal of Ind. and Eng. Chem., Vol. 13, No. 5, pp. 427 - 432.
4. พงศ์เทพ โชติจักรดิกุล, 2540, การจัดการข้าวโพดชื้นโดยการอบแห้งแบบฟลูอิดาเซชัน การเทมเปอร์ และการเป่าอากาศแวดล้อม, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, หน้า 28 - 88.



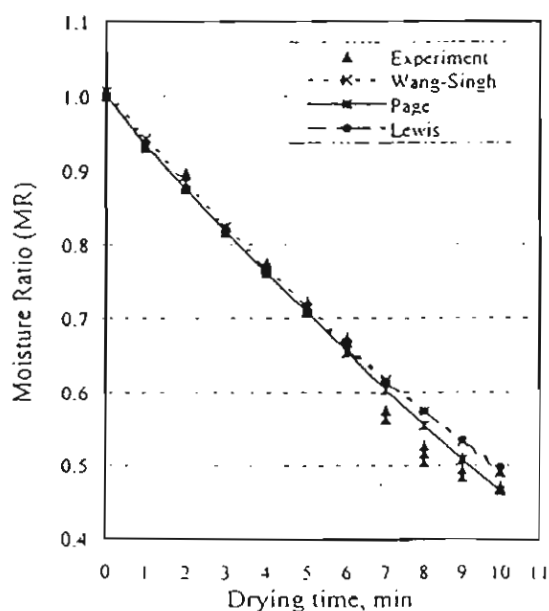
รูปที่ 1 ไดอะแกรมระบบเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด



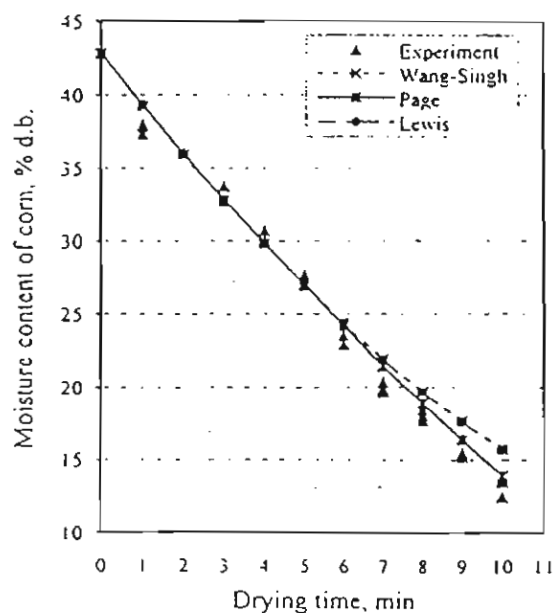
รูปที่ 2 ผลของอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้งต่อความชื้นเมล็ดข้าวโพด (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 43% d.b., ความเร็วอากาศในห้องอบแห้ง 3 m/s และความสูงเบด 6 cm)



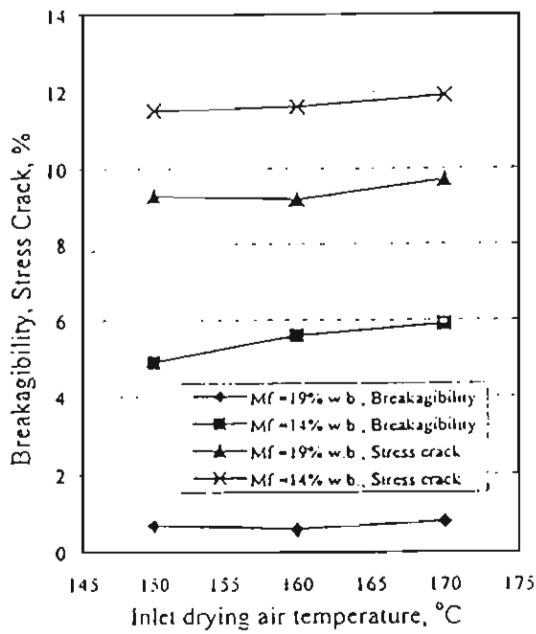
รูปที่ 3 ผลของอัตราการใช้เมล็ดข้าวโพดต่อความชื้นเมล็ดข้าวโพด (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 43% d.b., ความเร็วอากาศในห้องอบแห้ง 3 m/s และอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง 150°C)



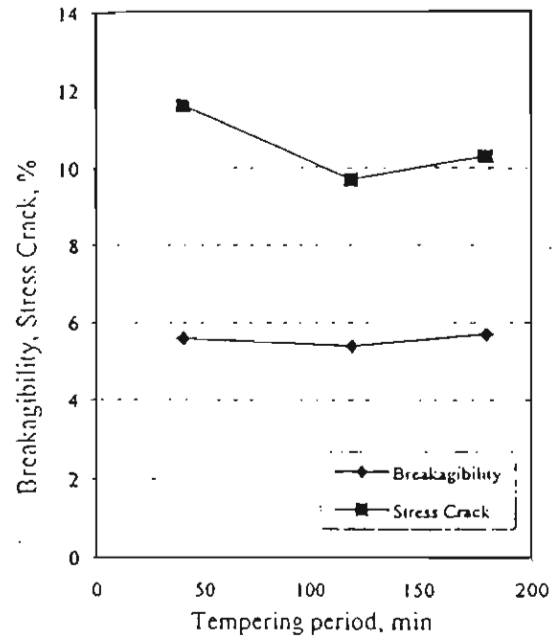
รูปที่ 4 การเปรียบเทียบผลการทำนายความชื้นเมล็ดข้าวโพดระหว่างแบบจำลองต่าง ๆ กับผลการทดลอง (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 43% d.b., ความเร็วอากาศในห้องอบแห้ง 3 m/s, ความสูงเบด 4 cm และอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง 130°C)



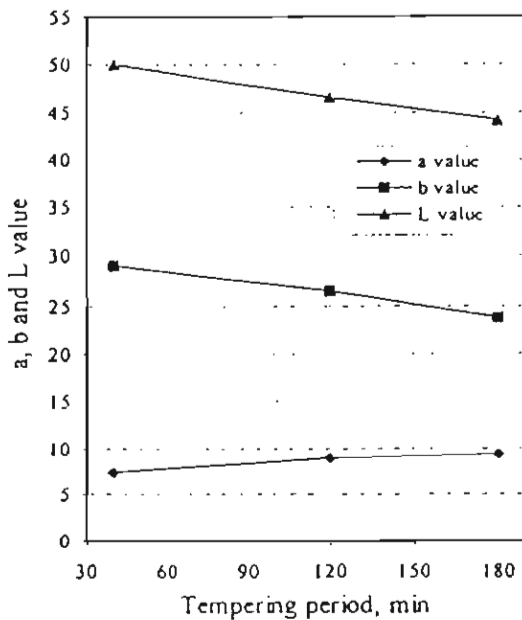
รูปที่ 5 การเปรียบเทียบผลการทำนายความชื้นเมล็ดข้าวโพดระหว่างแบบจำลองต่าง ๆ กับผลการทดลอง (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 43% d.b., ความเร็วอากาศในห้องอบแห้ง 3 m/s, ความสูงเบด 6 cm และอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง 170°C)



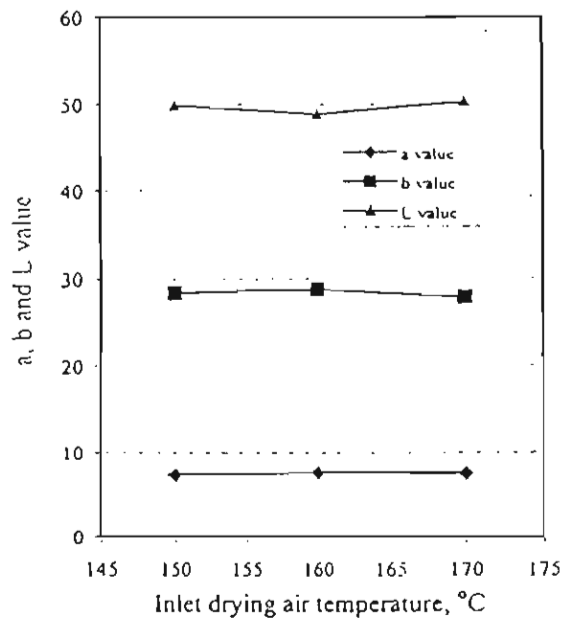
รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพดกับอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 30% w.b.)



รูปที่ 7 ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพดกับระยะเวลาการอบอากาศ (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 30% w.b., อุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง 160°C)



รูปที่ 8 ความสัมพันธ์ระหว่างค่า a, b และ L ของเมล็ดข้าวโพดกับระยะเวลาการอบอากาศ (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 30% w.b., อุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง 160°C)



รูปที่ 9 ความสัมพันธ์ระหว่างค่า a, b และ L ของเมล็ดข้าวโพดกับอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง (ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 30% w.b., ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ย 19% w.b. และระยะเวลาการอบอากาศ 40 min)

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

อิทธิพลของการเก็บในที่อับอากาศที่มีต่อการอบแห้งข้าวเปลือก
ด้วยเทคนิคฟลูอิดาเซชัน

Effect of Tempering Process on Paddy Drying by Fluidization Technique

ณัฐพล ภูมิสะอาด สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และ อภิชาติ เทอดโยธิน
Nattapol Poomsa-ad, Somchart Soponronnarit and Apichit Terdyothin
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
School of Energy and Materials King Mongkut's University of Technology Thonburi

บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาอิทธิพลของการเก็บในที่อับอากาศ (tempering) ที่มีต่อสมรรถนะของระบบอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดาเซชัน โดยการอบแห้งแบ่งออกเป็นสองขั้นด้วยกระบวนการ tempering สมการที่ใช้ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่ออธิบายการเปลี่ยนแปลงความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกเป็นสมการเชิงอนุพันธ์ของการถ่ายเทมวลภายในปริมาตรควบคุมซึ่งพิจารณาให้ข้าวเปลือกมีรูปร่างแบบทรงกระบอกสั้น และใช้เทคนิค Finite difference ในการแก้ปัญหา พบว่า แบบจำลองที่พัฒนาขึ้นสามารถทำนายได้สอดคล้องกับการทดลองเป็นอย่างดี และอัตราการอบแห้งในครั้งที่สองเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเมื่อมีการ tempering ระหว่างการอบแห้ง ระยะเวลาในการ tempering ที่เหมาะสมคือ 15 นาที และระยะเวลาเพื่อให้มีดัชนีการ tempering เท่ากับ 0.95 เพิ่มขึ้นตามความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก แต่ลดลงตามระยะเวลาและอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง
คำสำคัญ: การอบแห้ง / การแพร่ / ฟลูอิดาเซชัน / เมล็ดพืช / การเก็บในที่อับอากาศ

Abstract

The objective of this research is to study the effect of tempering on the performance of paddy drying by fluidization technique. The drying was divided into two passes in which the tempering period is between them. The simulation describing the moisture movement inside the paddy kernel during drying and tempering process was modeled with the differential equation of mass balance in control volume that considered the grain shape as a finite cylinder. The explicit method based on finite difference was used to solve the equation. The results show that the simulation can predict satisfactorily the effect of tempering on moisture reduction during the second drying pass and the drying rate during the second pass of drying is significantly improved when the tempering is available. The tempering period of 15 minute is recommend. The required time for the 0.95 tempering index increases with the initial moisture content but decreases with drying air temperature and drying time.

Key words: Diffusion / Drying / Fluidized Bed / Grain / Tempering

1. Introduction

At the present, paddy drying by fluidization technique is widely used in several countries. The advantages of this technique are as follows: rapid drying, small dryer size and uniform final moisture content. If the product quality in terms of head rice yield and whiteness is to be maintained, the fluidized bed dryer should not reduce the grain moisture content down to safe storage level at 16.3% dry basis by a single drying pass. Several researchers [Steffe *et al.* (1978), Zhang and Litchfield (1991) and Sopornronnarit *et al.* (1999)] suggested to temper the grain between each drying pass in order to improve the drying performance and the product quality.

Tempering times used in the commercial rice drying vary widely. It is essentially important to know the tempering time for different drying processes and different drying conditions. Steffe and Singh (1980) simulated the multipass drying of rough rice to determine the effect of drying variables on tempering time and the influence of tempering on the second drying pass. The results showed that the drying air temperature was the main parameter affecting the tempering time. For the temperatures between 35-55°C, tempering was 95% completed in less than 2 hours and was fully completed in less than 5 hours. Sopornronnarit *et al.* (1999) introduced the tempering and the ambient air ventilation as the processes after fluidized-bed paddy drying. It was found that the maximum rate of moisture reduction during the ambient air ventilation was obtained when the tempering time was 15 minutes or longer. In addition, the quality in terms of head rice yield was improved as compared to that without tempering.

In the simulation of drying system with including of the tempering effect between each drying pass, the moisture profile in the grain kernel at the end of each drying pass must be known. However, the moisture profile cannot be predicted with the empirical drying equation. It can be determined only by using the theoretical drying equation. The differential equation with boundary and initial conditions for a paddy considered as a finite cylinder can be written as follows:

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

$$\begin{aligned} t = 0, 0 \leq r \leq r_0 & \quad M = M_{in} \\ -\ell \leq z \leq +\ell & \quad M = M_{in} \\ t > 0, r = r_0 & \quad M = M_{eq} \\ z = \pm \ell & \quad M = M_{eq} \\ t > 0, r = 0 & \quad \frac{\partial M}{\partial r} = 0 \end{aligned}$$

During the tempering process, the moisture inside the paddy kernel migrates to the surface. The moisture profile is not uniform at the onset of tempering. The moisture distribution inside the kernel can be described again by Eqn. (1) with the new boundary conditions as follows:

$$t = 0, \quad M = M(r, z)$$

$$\begin{array}{ll}
 t > 0, \quad r = r_0 & \frac{\partial M}{\partial r} = 0 \\
 z = \pm \ell & \frac{\partial M}{\partial z} = 0 \\
 t > 0, \quad r = 0 & \frac{\partial M}{\partial r} = 0
 \end{array}$$

Due to the very complexity of boundary conditions the analytical solution is not practical. The numerical method can thus be employed to obtain the solution of moisture profile.

The objective of this research is to study the effect of tempering on the performance of paddy drying by fluidization technique. The drying was divided into two passes in which the tempering period is between them

2. Materials and Methods

2.1 Experimental Apparatus

In this study, an experimental batch fluidized bed dryer (FIGURE 1) comprises of a cylinder shaped drying chamber with a dimension of 20 cm in diameter and 140 cm in height, a 12 kW electrical heater and a backward curved-blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. A mechanical variable speed unit can regulate air flow rate. All drying conditions were performed at constant bed air velocity (2.2 m/s) and bed thickness (1.5 cm). The temperature of grain, drying air and ambient air were measured by thermocouple type K connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The moisture contents of paddy were determined by an air oven at temperature of 103°C for 72 hours. It was estimated that the error was approximately $\pm 0.1\%$ dry basis.

Paddy used in all experiment was rewet, mixed and kept in a cold storage at the temperature of $3-5^\circ\text{C}$ for 5-7 days. Before starting of the experiment, the paddy was kept in ambient air until grain temperature was close to the ambient temperature.

2.2 Experiments on Drying and Tempering

To study the effect of tempering on the drying performance, drying was divided into two passes in which the tempering is between them. During the tempering, paddy was placed into a sealed container and kept in an oven at the temperature equal to the paddy temperature obtained after the first drying pass. The experiment conditions were as follows: initial moisture contents of 24.0 and 29.5% dry basis, drying air temperatures of 130 and 150°C and tempering times of 0, 5, 15 and 30 minutes.

2.3 Numerical Solution for Moisture Profile

In this study, the simulation describing the moisture movement inside the paddy kernel during both drying and tempering processes was modeled with the differential equation of mass balance in a small control volume. The explicit method based on the finite difference was used to solve it.

The effective moisture diffusivity in this study is modified by using the experimental data conducted by Poomsa-ad *et al.* (1999). It can be described as a function of drying temperature. It is written as :

$$D = 121.76 \exp (-3433.8/T_{\text{abs}}) \quad (2)$$

For studying the effect of tempering on the moisture reduction during the following drying pass, several researchers used the parameter called as a tempering index which is a guideline for the tempering time. It is defined as follows:

$$I_c = \frac{(M_{s,t} - M_{s,t=0})}{(M_{s,t=\infty} - M_{s,t=0})} \quad (3)$$

where the subscript s refers to the kernel surface. The average moisture content of the kernel surface of a short cylinder can be determined by the following equation:

$$M_{s,av} = \frac{\sum M_i A_i + \sum M_j A_j}{\sum A_i + \sum A_j} \quad (4)$$

where i and j refer to the curve surface and the plane surface, respectively.

3. Results and Discussion

FIGURE 2 shows the experimental and predicted results of tempering effect on moisture reduction during the fluidized bed drying. Drying rate during the second pass improves when the tempering is included. The drying curve for 15 minute tempering approaches to that of 30 minute tempering. Similar results were obtained for different drying conditions. It can be seen that the simulation can predict satisfactorily the effect of tempering on moisture reduction during the second drying pass.

The predicted moisture distribution inside the paddy kernel during tempering is shown in FIGURE 3 (grain temperature of 100°C). The moisture content becomes more uniform after a certain period of tempering. At the grain surface, The curve surface has faster change of moisture content than that of the plane surface.

Considering the calculated tempering index, it was found that the tempering index changed rapidly at the early period of tempering. The tempering indexes after the tempering periods of 5, 15 and 30 minutes were 0.78, 0.90 and 0.95, respectively. Tolaba *et al.* (1999) reported that for tempering index more than 0.95, the drying curve approached the drying curve of complete tempering. From the drying and tempering simulation, the predicted equation of tempering time for tempering index of 0.95 was established as shown in Eqn. (5)

$$t_t = 39.266 - 0.12125 T_{\text{abs}} + 0.77167 M_n - 5.74167 t_d \quad (5)$$

$$R^2 = 0.943$$

The above equation is applicable to the range of drying air temperature of 383 – 443 K, 20% dry basis $\leq M_n \leq 30\%$ dry basis, and 1 minute $\leq t_d \leq 5$ minutes.

The required time for 0.95 tempering index increases with initial moisture content but decreases with drying air temperature and drying time. Steff and Singh (1980) reported that tempering time of 120 minutes was required for the tempering index of 0.95 (drying air temperature was 35-55°C). It was observed

that tempering paddy at high temperature requires much shorter time as compared to the case of low temperature. Consequently, the capacity of tempering bin can be reduced significantly.

4. Conclusions

1. Drying rate during the second pass is improved when the tempering is included. It is recommended that tempering period of 15 minutes is sufficient for tempering at high temperature.

2. The required time for the 0.95 tempering index increases with the initial moisture content but decreases with drying air temperature and drying time. The tempering time for grain dried at high temperature is much shorter than that at low temperature.

Nomenclature

A	Surface area, mm ²
D	Effective diffusion coefficient, mm ² /minute
I_c	Tempering Index
ℓ	Half height of the cylinder, mm
M	Moisture content, % dry basis
R^2	Correlation coefficient
r	Distance along the cylinder radius, mm
r_o	Radius of the cylinder, mm
T	Temperature, K
t	Time, minute
z	Distance along the cylinder axis, mm

Subscripts

abs	Absolute
av	Average
d	Drying
eq	Equilibrium
i	Curve surface
in	Initial
j	Plane surface
s	Kernel surface
t	Tempering

Acknowledgements

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

References

1. Poomsa-ad, N., S. Soponronnarit and A. Terdyothin, 1999, Diffusion model of paddy drying by fluidization technique. Proceedings of the Engineering Technology Exhibition and Symposium., Bangkok Thailand November 1-2, 268-273. (In Thai)
2. 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.
3. Steffe, J.F. and R.P. Singh, 1980, Theoretical and practical aspects of rough rice tempering, *Trans. of the ASAE*, 23(3): 775-782.
4. 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.
5. 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.
6. Tolaba, P., R. J. Aguerre and C. Suarez. 1999, Drying simulation of corn with tempering. *Drying Technology*, 17(6): 1081-1093.

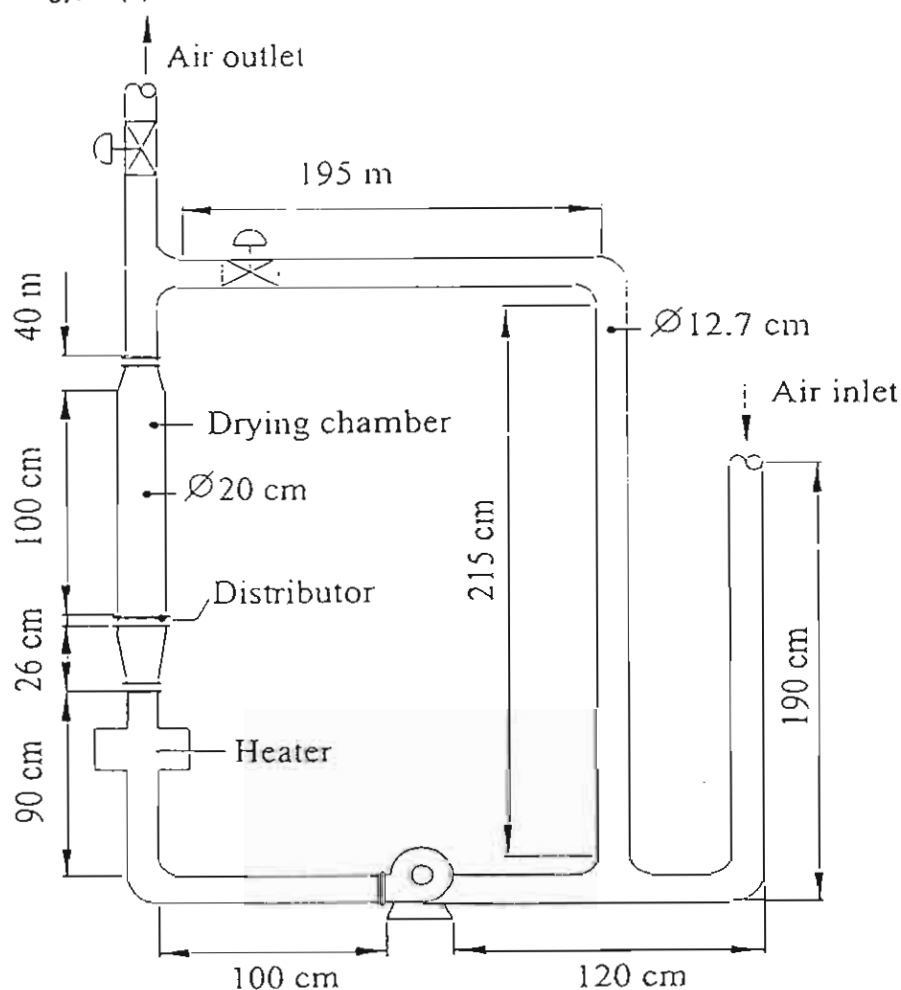


FIGURE 1 Diagram of experimental fluidized bed dryer.

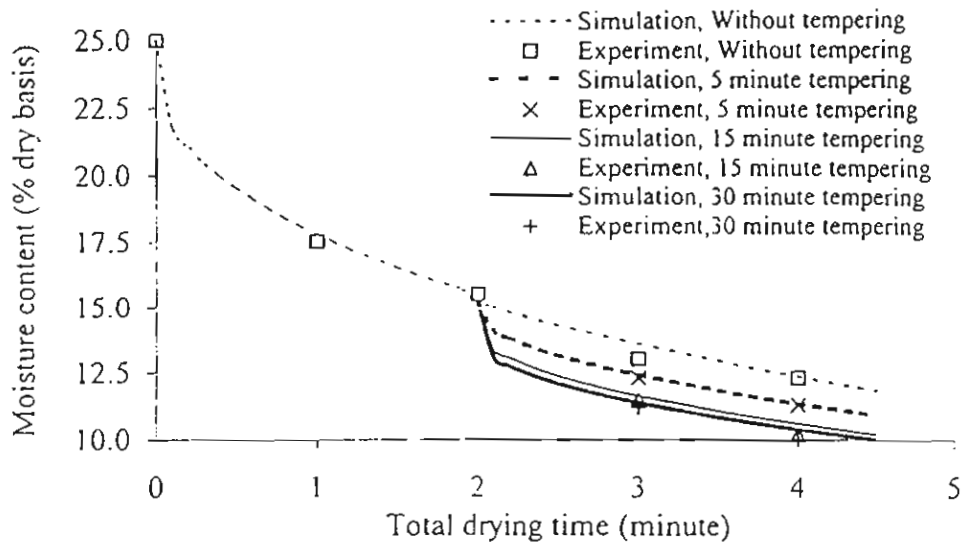


FIGURE 2 Effect of tempering time on the second drying pass. (Initial moisture content, 25.0% dry basis; the first drying pass time, 2 minutes and drying temperature, 130°C)

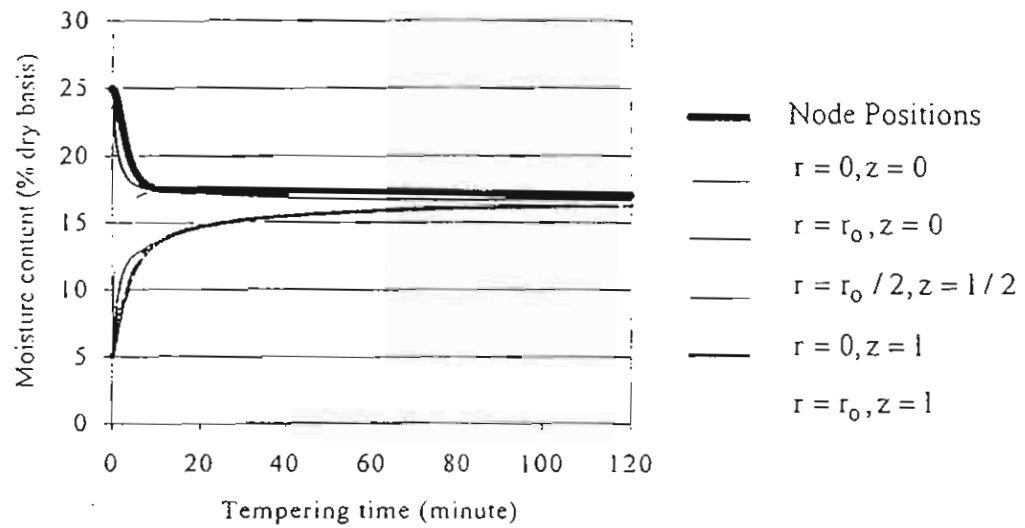


FIGURE 3 Simulated moisture changing inside paddy kernel during tempering. (Initial moisture content, 25.0% dry basis; the first drying pass time, 2 minutes and drying temperature, 130°C)

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

การอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคสเปาเด็ดเบดสองมิติ Soybean Drying by Two-Dimensional Spouted Bed Technique

ทรงชัย วิริยะอำไพวงศ์ สมชาติ โสภณธนฤธี และสมเกียรติ ปรีชญาวรรการ
Songchai Wiriyapalwong, Somchart Soponronnarit, Somkiat Patchyawarakorn

1. นักศึกษาปริญญาเอก คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี (มจร.)
Ph.D. student, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi
2. อาจารย์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
Lecturer, King Mongkut's University of Technology Thonburi

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาแนวทางการอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคสเปาเด็ดเบดสองมิติ โดยทำการทดลองที่ความเร็วอากาศอยู่ในช่วง 20.2-20.5 m/s และปริมาณถั่วเหลืองในห้วงอบแห้ง (hold-up) 25 กิโลกรัม ความชื้นเริ่มต้นในช่วง 28-32% dry basis ความชื้นสุดท้ายประมาณ 12-17% dry basis และอุณหภูมิอบแห้งในช่วง 120-150°C จากผลการทดลองพบว่า เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นและความชื้นเพิ่มขึ้น อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น คุณภาพของเมล็ดถั่วเหลืองเมื่อพิจารณาในรูปของการร้าว การแตก การเปลี่ยนแปลงค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH change or urease activity) และความสามารถการละลายโปรตีน (protein solubility) ในสารละลายโพตัสเซียมไฮดรอกไซด์ 0.2% พบว่า ร้อยละของการร้าวและการแตกขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและความชื้นสุดท้าย มีค่าอยู่ในช่วง 50-60% และ 6-24% ตามลำดับ การเปลี่ยนแปลงค่าความเป็นกรด-ด่าง และความสามารถการละลายโปรตีนของถั่วเหลือง หลังอบแห้งจะลดลงถึงเกณฑ์มาตรฐานที่ยอมรับได้ โดยคุณภาพโปรตีนก่อนและหลังอบแห้งเปลี่ยนแปลงเล็กน้อย

คำสำคัญ: การเปลี่ยนแปลงค่าความเป็นกรด-ด่าง / ความสามารถในการละลายโปรตีน / เมล็ดพืช

Abstract

Drying of soybean using a two-dimensional spouted bed dryer has been studied. Air velocity was varied in a small interval of 20.2-20.5 m/s, with a fixed hold-up of 25 kg. The soybean with initial moisture levels varying between 28 and 32% dry basis was dried to 12-17% dry basis, using inlet temperatures of 120-150°C. The experimental results indicate that higher temperatures and higher moisture contents provide faster moisture reduction rate.

The qualities of soybean have also been considered in terms of stress crack, breakage, urease activity and protein solubility in 0.2% KOH. It is shown that the percentages of stress crack and breakage depend on the temperature and the final moisture content with showing in a range of 50-60% and of 6-24%, respectively. The urease activity and protein solubility can possibly be reduced to a standard level with slightly changing the protein quality.

Key words: Grain / pH change / Protein solubility

1. บทนำ

การอบแห้งเมล็ดพืชหลังจากการเก็บเกี่ยวเพื่อลดความชื้นในเมล็ดพืช ทำให้สามารถเก็บรักษาเมล็ดพืชไว้ได้นานขึ้น ทั้งยังลดการสูญเสียและรักษาคุณภาพของเมล็ดพืชไว้ได้นาน การอบแห้งโดยเทคนิค สเปาเต็ดเบดสองมิติเป็นทางเลือกหนึ่งที่ใช้ลดความชื้นเมล็ดพืชซึ่งให้อัตราการอบแห้งสูงและใช้เวลาในการอบแห้งสั้น การอบแห้งเมล็ดพืชซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรได้แก่ เมล็ดถั่วเหลือง ข้าวสาลี ข้าวโพด โดย Kalwar *et al.* (1991) พบว่าอุณหภูมิอากาศหลังอบแห้งสูงกว่าอุณหภูมิเมล็ดข้าวสาลีประมาณ 10°C แสดงว่า ช่วงเวลาที่อยู่ในสเปาเร็วเกินกว่าที่จะเกิดสภาวะสมดุลความร้อน สำหรับผลของความเร็วแกสต่อการลดความชื้นในเมล็ดพืชพบว่า ไม่มีผลต่ออัตราการอบแห้งแต่อย่างใด เนื่องจากการอบแห้งอยู่ในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง ความชื้นที่ลดลงถูกควบคุมโดยการแพร่ของโมเลกุลน้ำภายในเมล็ดพืช แต่เมื่ออุณหภูมิการอบแห้งเพิ่มขึ้น และความกว้างบริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง (slot width) มากขึ้น อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มขึ้นของระยะ slot width เท่ากับเป็นการเพิ่มอัตราการหมุนเวียนของอนุภาค cycle time สั้นลง (ในขณะที่ residence time เท่าเดิม) เวลาที่เกิดการถ่ายเทความร้อนและมวลใน draft plate นานขึ้น จึงทำให้อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น

นอกจากอุณหภูมิอากาศเข้า และระยะ slot width จะส่งผลต่อการลดความชื้นของอนุภาคแล้ว ความสูงเบด (bed height) ก็เป็นปัจจัยที่ส่งผลต่อการลดความชื้น (Kalwar *et al.*, 1993) โดยที่ความสูงเบดเพิ่มขึ้นอัตราการอบแห้งจะลดลง เนื่องจากเบดที่มีความสูงมาก อนุภาคจะใช้เวลาอยู่ใน downcomer ทำให้ cycle time นานขึ้น เวลาที่อยู่ในสเปา (spout) สั้นลง อัตราการอบแห้งจึงลดลง จากผลการศึกษาและพัฒนาแบบจำลองการอบแห้งของ (Kalwar *et al.*, 1991) พบว่า สมการของ page (1949) สามารถอธิบายการ อบแห้งชั้นบางของเมล็ดพืชได้เป็นอย่างดี และได้เสนอรูปแบบสมการไว้ดังนี้

$$\frac{x - x_{eq}}{x_o - x_{eq}} = \exp(-kt^n) \quad (1)$$

โดยที่ค่า k และ n ได้จากผลการทดลองเป็นฟังก์ชันของมิติต่าง ๆ ของสเปาเต็ดเบดสองมิติ อุณหภูมิเริ่มต้นของเมล็ดพืช อุณหภูมิอากาศที่ทางออกห้องอบ ความชื้นสมดุลของอากาศ และ cycle time

เป็นที่ทราบกันดีว่าเมล็ดถั่วเหลืองดิบยังไม่สามารถใช้บริโภคหรือใช้เลี้ยงสัตว์ได้ทันที เนื่องจากเมล็ดถั่วเหลืองดิบประกอบไปด้วยสารหลายชนิดซึ่งขัดขวางการใช้ประโยชน์ของสารอาหาร (antibutritional substances) และบางชนิดมีโทษต่อผู้บริโภค จึงจำเป็นต้องทำลายฤทธิ์สารเหล่านี้เสียก่อนโดยการให้ความร้อนแก่เมล็ดถั่วเหลืองหรือทำให้เมล็ดถั่วเหลืองสุก แล้วจึงนำไปบริโภคหรือใช้เลี้ยงสัตว์ แต่ถึงอย่างไรความร้อนที่ให้แก่ถั่วเหลืองก็ไม่ควรมากเกินไปอาจทำให้ถั่วเหลืองไหม้และคุณค่าทางอาหารของโปรตีนลดลง

การศึกษาการให้ความร้อนแก่เมล็ดถั่วเหลืองด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรด และการเอ็กทруд ที่มีผลต่อน้ำหนักตัวที่เพิ่มขึ้น ประสิทธิภาพการใช้อาหาร ค่าการย่อยได้ของไขมันในการทดลองเลี้ยงกับลูกไก่ (White *et al.*, 1967) และในการทดลองเลี้ยงกับลูกสุกร (Faber and Zimmerman, 1973) พบว่า ทั้ง 2 วิธีให้น้ำหนักตัวที่เพิ่มขึ้น ประสิทธิภาพการใช้อาหารดีขึ้นเมื่อเทียบกับอาหารผสมกากถั่วเหลืองกับน้ำมันถั่วเหลือง นอกจากนี้ พบว่า การทำอาหารให้เป็นเม็ดช่วยปรับปรุงประสิทธิภาพของการเลี้ยงลูกไก่ (White *et al.*, 1967) โดยเฉพาะอย่างยิ่งกับผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการเอ็กทрудจะให้ไถหนักตัวที่เพิ่มขึ้นสูงสุดเมื่อเทียบกับถั่วเหลืองที่ผ่านกระบวนการแผ่รังสีอินฟราเรด เนื่องจากการทำเป็นเม็ดไปเพิ่มความหนาแน่นในอาหาร ทำให้น้ำหนักตัวเพิ่มขึ้น

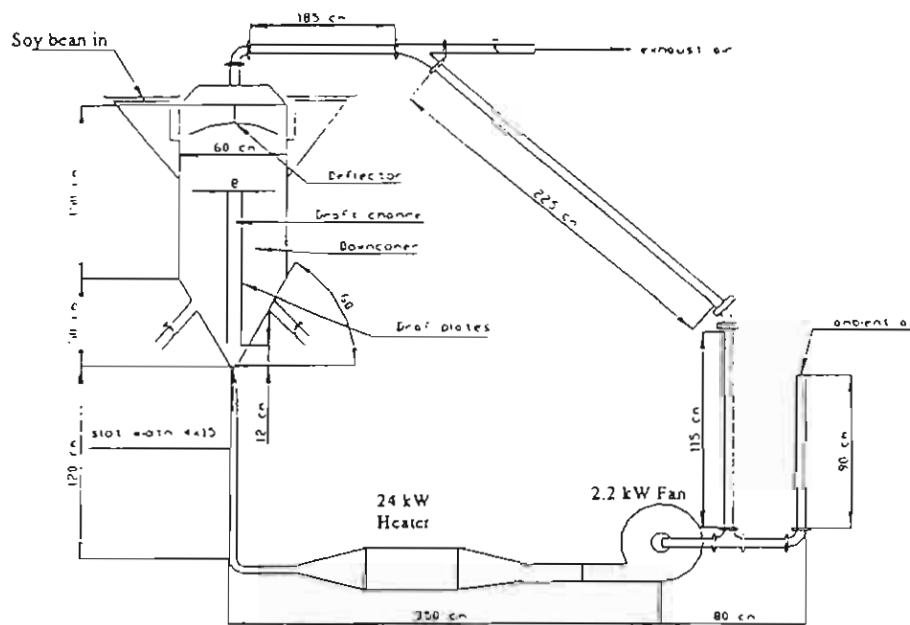
นอกจากการให้ความร้อนด้วยการเอ็กทрудและการแผ่รังสีอินฟราเรดแล้ว การอบแห้งโดยเทคนิค ฟลูอิดไรซ์เบดก็เป็นเทคนิคหนึ่งที่สามารถให้ความร้อนแก่เมล็ดถั่วเหลือง เพื่อลดความชื้นและลดสารขัดขวางการใช้ประโยชน์สารอาหารในเมล็ดถั่วเหลืองได้ (วิวัฒน์ วุฒิวิวัฒน์ชัย 2541) โดยใช้ค่า Urease activity เป็นวิธีทดสอบทางอ้อม เพื่อ

บ่งชี้ถึงระดับปริมาณสาร Trypsin inhibitor ในรูปของการเปลี่ยนแปลงค่าพีเอช (ΔpH) จากผลการศึกษาพบว่า ค่า ΔpH ลดลง เมื่อค่าความชื้นสุดท้ายลดลง และค่าอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้น 32-33% dry basis (d.b.) จนเหลือความชื้น 12.2-14.4% d.b. ด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชเบด อุณหภูมิของอากาศร้อนต้องสูงถึง 120°C ระดับการเปลี่ยนแปลงค่า pH จึงจะต่ำกว่าเกณฑ์มาตรฐานที่ยอมรับได้ (ΔpH ต่ำกว่า 0.3) และระดับโปรตีนที่ละลายได้ในสารละลาย 0.2 % KOH อยู่ระหว่าง 70-85 %

จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่า ในการอบแห้งถั่วเหลืองที่พิจารณาถึงคุณภาพของเมล็ดถั่วเหลืองหลังการอบแห้งมีเพียงเทคนิคฟลูอิดไชเบด โดยอุณหภูมิที่เหมาะสมอยู่ในช่วง $120-150^{\circ}\text{C}$ และความชื้นสุดท้ายไม่ต่ำกว่า 18-19 % w.b. เพื่อให้เมล็ดมีคุณภาพอยู่ในเกณฑ์มาตรฐาน ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงสนใจศึกษาการอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคสเปาเจ็คเบดสองมิติโดยพิจารณาถึงอัตราการอบแห้งและคุณภาพของเมล็ดถั่วเหลืองหลังอบแห้ง

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งสเปาเจ็คเบดสองมิติชนิด draft plate (สุชาติ, 2538) ดังแสดงไว้ในรูปที่ 1 ซึ่งประกอบด้วยห้องอบแห้งรูปทรงสี่เหลี่ยมขนาดกว้าง 60 cm สูง 150 cm หน้า 15 cm อุปกรณ์ให้ความร้อนขนาด 15 kW พร้อมชุดควบคุมอุณหภูมิชนิดเปิด-ปิด (on/off temperature controller) พัดลมแบบเหวี่ยงใบโค้งหลัง (backward curve blade) ขับด้วยมอเตอร์ขนาด 2.2 kW พร้อมชุดควบคุมความเร็วรอบของพัดลมสามารถปรับอัตราการไหลของอากาศได้



รูปที่ 1 ไดอะแกรมแสดงเครื่องอบแห้งสเปาเจ็คเบดสองมิติชนิดแผ่นกัน (draft plate)

เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ใช้สำหรับวัดอุณหภูมิอากาศโดยต่อเข้ากับเครื่องเก็บข้อมูล (data logger) ค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ ความดันลดคร่อมเบดวัดด้วย U-tube manometer ความเร็วของอากาศวัดด้วยเครื่องวัดความเร็วลมแบบขดลวดร้อน (hot - wire anemometer) ค่าความถูกต้อง $\pm 4\%$ Pilot static tube และ U-tube manometer ใช้วัดความเร็วของอากาศภายในสเปาและทางเข้าห้องอบแห้ง

การเตรียมความชื้นของเมล็ดถั่วเหลือง ให้พรมน้ำลงในถังที่บรรจุถั่วเหลือง 25 กิโลกรัม คลุกเคล้าให้ความชื้นกระจายให้ทั่ว ปิดฝาดังให้สนิท แล้วเก็บไว้ในห้องเย็นอุณหภูมิ $8-10^{\circ}\text{C}$ จนกระทั่งได้ความชื้นของเมล็ดถั่ว

เหลือง 28% และ 32% d.b. จากนั้นเตรียมสภาพห้องอบโดยปรับความเร็วรอบพัดลมจนได้ความเร็วที่ทำให้เกิดสภาวะสเปาที่เหมาะสม และปรับอุณหภูมิอากาศที่ทางเข้าห้องอบเป็น 120, 130, 140, 150°C แล้วจึงป้อนเมล็ดถั่วเหลืองที่เตรียมไว้เข้าห้องอบแห้ง เก็บตัวอย่างเมล็ดถั่วเหลืองก่อนทำการอบแห้ง และตัวอย่างขณะทำการอบแห้งทุก 5, 10, 15, 20, 25 และ 30 นาที โดยเก็บตัวอย่างครั้งละ 250 กรัม เพื่อหาปริมาณความชื้น และคุณภาพเมล็ดถั่วเหลืองในด้านร้อยละของการแตก ร้อยละของการร้าว Urease Activity และ Protein Solubility ใน 0.2% KOH นำถั่วเหลืองที่อบแห้งเสร็จแล้วมาปล่อยให้เย็นลงที่อุณหภูมิห้องประมาณ 20-30 นาที แล้วนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมภายในเครื่องอบแห้งแบบถาดจนถั่วเหลืองได้ความชื้นประมาณ 14% w.b. เพื่อป้องกันการเกิดเชื้อราบนเมล็ดถั่วเหลืองก่อนนำไปวิเคราะห์หาความชื้นและวิเคราะห์คุณภาพ

การวิเคราะห์หาความชื้นของถั่วเหลืองใช้ตู้อบไฟฟ้าอบตัวอย่างถั่วเหลืองที่สุ่มมา 80 กรัม ที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง ตามมาตรฐานของ Association of Official Agricultural Chemists (Anon, 1960) การวิเคราะห์หา Urease Activity เพื่อบ่งชี้การลดลงของสาร Trypsin inhibitor ในรูปของการเปลี่ยนแปลงค่า pH ตามวิธีมาตรฐานของ AACC Method (1976) และการวิเคราะห์หา Protein Solubility ใน 0.2% KOH โดยคิดเป็นปริมาณโปรตีนในเมล็ดถั่วเหลืองที่ละลายในสารละลาย KOH เทียบกับปริมาณโปรตีนที่มีอยู่ในถั่วเหลืองก่อนละลายในสารละลาย KOH เพื่อตรวจสอบว่าถั่วเหลืองได้รับความร้อนมากเกินไปจนทำให้โปรตีนในถั่วเหลืองอาจเสื่อมคุณค่าตามวิธีของ Kjeldahl มาตรฐาน AOAC ด้วยเครื่องวิเคราะห์ปริมาณไนโตรเจน รุ่น VAPODEST 12 semiautomatic model ยี่ห้อ Gerhardt

ร้อยละของการร้าวและการแตกหาได้โดยนำเมล็ดถั่วเหลืองจำนวน 200 g มาส่องไฟเพื่อตรวจเลือกจำนวนของเมล็ดถั่วเหลืองที่เกิดการร้าวและการแตกแล้วนำไปชั่งน้ำหนัก เพื่อกำหนดร้อยละของการร้าวและการแตกของเมล็ดถั่วเหลืองโดยน้ำหนัก ดังสมการต่อไปนี้

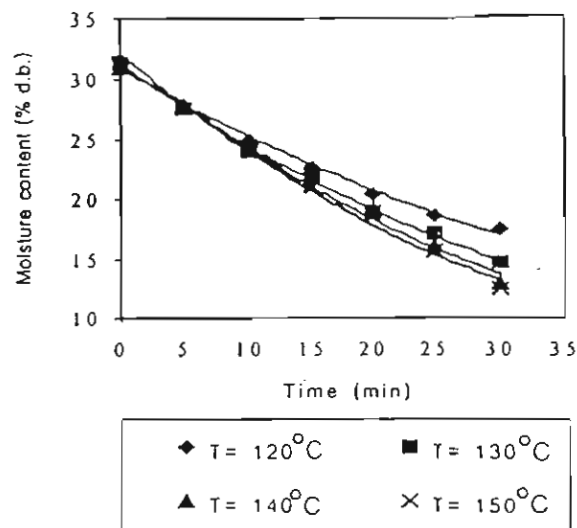
$$\text{ร้อยละของการร้าว (\% โดยน้ำหนัก)} = \frac{\text{น้ำหนักเมล็ดที่ร้าว} \times 100}{200 \text{ g}} \quad (2)$$

$$\text{ร้อยละของการแตก (\% โดยน้ำหนัก)} = \frac{\text{น้ำหนักเมล็ดที่แตก} \times 100}{200 \text{ g}} \quad (3)$$

3. ผลและวิจารณ์

3.1 อิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อการอบแห้งในสเปาเค็ดเบดสองมิติ

จากการทดลองอบแห้งถั่วเหลืองด้วยอุณหภูมิอากาศร้อน 120-150°C ความชื้นเริ่มต้น 28-32% d.b. ความสูงเบด 65 cm และความเร็วของอากาศ 20.2-20.5 m/s รูปที่ 2 และ 3 แสดงอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อการอบแห้งพบว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิสูง ทำให้การลดลงของความชื้นเร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของความชื้นของถั่วเหลืองสูงขึ้น ส่งผลให้การเคลื่อนที่ของโมเลกุลน้ำจากภายในเนื้อวัสดุมายังผิวเร็วขึ้น ดังนั้นอัตราการอบแห้งจึงสูงขึ้น



รูปที่ 2 อิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้น 31-32% d.b.

3.2 คุณภาพของผลิตภัณฑ์

งานวิจัยนี้แบ่งการพิจารณาคูณภาพของผลิตภัณฑ์เป็น 2 ส่วน คือ ร้อยละของการร้าว และร้อยละของการแตก กับค่า Urease Activity และค่า Protein Solubility

3.2.1 ร้อยละของการร้าวและร้อยละของการแตก

การอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคสเปาเต็คเบดของงานวิจัยนี้ ใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงกว่า 120°C ทำให้เปลือกเมล็ดแตกเป็นรูปตัววี ซึ่งการแตกของเปลือกในลักษณะนี้ เป็นการแตกในลักษณะเดียวกับงานวิจัยของ วิวัฒน์ (2541) และ Overhults *et al.* (1973)

ความเสียหายที่เกิดขึ้นกับผลิตภัณฑ์ ในรูปของการร้าวและการแตก รูปที่ 3 ถึงรูปที่ 6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างร้อยละของการร้าวและร้อยละของการแตกกับค่าความชื้นสุดท้าย ที่ความชื้นเริ่มต้นต่างกัน พบว่าเมื่ออุณหภูมิของอากาศสูงขึ้น ร้อยละของการร้าวและร้อยละของการแตกจะมากขึ้น เนื่องจากอัตราการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลขึ้นอยู่กับอุณหภูมิของอากาศ เมื่ออุณหภูมิสูงจึงส่งผลให้อัตราการอบแห้งสูงตามด้วย ทำให้บริเวณผิวของเมล็ดถั่วเหลืองสูญเสียความชื้นไปรวดเร็วกว่าถั่วเหลืองที่อบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ แต่การเคลื่อนที่ของน้ำภายในเนื้อวัสดุถูกจำกัดด้วยการแพร่ภายในเนื้อวัสดุ ทำให้โมเลกุลน้ำเคลื่อนที่มาที่ผิวไม่ทัน ผิวนอกจึงแข็งตัวและอุณหภูมิที่ผิวของถั่วเหลืองจะสูงขึ้น ดังนั้นความชื้นที่ผิวเมล็ดจึงสูงขึ้น ส่งผลให้เมล็ดร้าวและแตกในลักษณะเป็นรูปตัววีมากขึ้น และเมื่อใช้เวลาในการอบแห้งนานขึ้น ความชื้นสุดท้ายก็จะต่ำลง ซึ่งทำให้การร้าวและการแตกเพิ่มมากขึ้นตามไปด้วย

4. สรุปและข้อเสนอแนะ

4.1 สรุป

จากการทดลองศึกษาตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อการอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคสเปาเด็ดเบด พบว่าอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบสูงขึ้น อัตราการอบแห้งจะเพิ่มขึ้น

ผลการวิเคราะห์ร้อยละการร้าวและการแตกของถั่วเหลืองหลังการอบแห้งพบว่า การร้าวและการแตกเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิอากาศร้อนก่อนเข้าห้องอบเพิ่มขึ้น ช่วงอุณหภูมิที่ทดลอง 120-150°C ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 28-32% d.b. ร้อยละการร้าวสูงถึง 50-60% และร้อยละการแตกสูงเกินกว่ามาตรฐานการรับซื้อของอุตสาหกรรมอาหารสัตว์ การแตกมีลักษณะเป็นรูปตัววี ซึ่งเป็นผลมาจากอิทธิพลของอุณหภูมิอบแห้ง และอีกประการหนึ่งคาดว่า อาจเกิดมาจากการที่ถั่วเหลืองลอยตัวขึ้นไปกระทบกับ deflector ด้านบนห้องอบแห้ง ทำให้เกิดการแตกร้าวของเมล็ดได้

ผลการวิเคราะห์ค่า Urease Activity และ Protein Solubility ของเมล็ดถั่วเหลืองพบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้ง 130-150°C สามารถลดค่า Urease Activity ได้ตามเกณฑ์มาตรฐานที่กำหนด และคุณภาพโปรตีนที่ใช้ประโยชน์ได้ ทั้งก่อนและหลังการอบแห้งมีค่าไม่แตกต่างกัน นั่นคือมีความเป็นไปได้ที่จะใช้เครื่องอบแห้งแบบสเปาเด็ดเบดสองมิติเป็นกระบวนการให้ความร้อนแก่เมล็ดถั่วเหลือง เพื่อลดปริมาณสารขัดขวางคุณค่าทางโภชนาการ โดยไม่สูญเสียคุณภาพในด้านโปรตีนที่ใช้ประโยชน์ได้หลังการอบแห้ง แต่อย่างไรก็ตามร้อยละของการแตกยังเกินเกณฑ์มาตรฐานการรับซื้อของอุตสาหกรรมอาหารสัตว์อยู่

4.2 ข้อเสนอแนะ

ควรศึกษาเพิ่มเติมในส่วนของการอบแห้งเพื่อพิสูจน์การแตกของเมล็ดถั่วเหลืองว่ามีสาเหตุหลักมาจากอุณหภูมิอบแห้งหรือการกระทบกับ deflector สำหรับเครื่องอบแห้งแบบสเปาเด็ดเบดสองมิติ

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอแสดงความขอบคุณบริษัท สหฟาร์ม จำกัด ที่ให้ความช่วยเหลือในด้านการวิเคราะห์คุณภาพผลิตภัณฑ์ ได้แก่ ค่า Urease Activity และค่า Protein Solubility และขอขอบพระคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนสนับสนุนการดำเนินงานวิจัยนี้จนสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

- Kalwar, M.I. and Ranghavan, G.S.V., 1993, "Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates, " *Drying Technology*, Vol. 11, No.2, pp. 339-354.
- Kalwar, M.I., Kudra, T., Raghavan, G.S.V. and Mujumdar, A.S., 1991, "Drying of Grains in Drafted Two Dimensional Spouted Bed, " *Journal of Food Process Engineering*, Vol. 13, pp. 321-332.
- White, C.L., Greene, D.E., Waldroup, P.W. and Stephenson, E.L., 1967, "The Use of Unextracted Soybeans for Chicks," *Poultry Science*, 46 :1180-1185.
- Faber, J.L. and Zimmerman, D.R., 1973, "Evaluation of Infrared-Roasted and Extruder-Processed Soybeans In Baby Pig Diets, " *Journal of Animal Science*, Vol. 36, No.5, pp.902-907.

- วิวัฒน์ วุฒิวิวัฒน์ชัย, 2541, แนวทางที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, หน้า 13-15.
- สุชาติ สุทธิเจริญพานิชย์, 2538, การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคสเปาแดดเบดสองมิติ, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมอาหาร สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 24 หน้า.
- Overhults, D.G., White, G.M., Hamilton, H.E. and Ross, I.J., 1973, "Drying Soybean With Heated Air, " *Trans. of the ASAE*, Vol. 16, No. 1, pp. 112-113.
- Page, G.E., 1949, Factors Influencing the Maximum Rate of Drying Shell Corn in Layers, Unpublished Master of Science Thesis, Purdue University.
- Anon, 1960. Official and Tentative Methods of Analysis of the Association of Official Agricultural Chemists, 9th ed. Published by the Association of Official Agricultural Chemists, P.O. Box 540, Benjamin Franklin Station, Washington, D.C.
- A.O.A.C. 1965. Official Methods of Analysis (10th Ed.). Association of Official Agricultural Chemists, Washington, D.C.

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

อิทธิพลของการเก็บในที่อับอากาศต่อคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้ง แบบฟลูอิดไชเบด

Effect of Tempering on Quality of Corn after Fluidized Bed Drying

คงศักดิ์ ชินนาบุญ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และ สมบูรณ์ เวชกามา
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
91 ถนนประชาอุทิศ บางมด กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อทดสอบศึกษานาระยะเวลาที่เหมาะสมในการเก็บเมล็ดข้าวโพดในที่อับอากาศ (tempering) หลังอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไชเบด โดยเมล็ดข้าวโพดมีความชื้นเริ่มต้น 27 และ 30% w.b. การอบแห้งแบ่งเป็น 2 ขั้นตอนคือ ตอนแรกอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไชเบดแบบงวดที่อุณหภูมิอากาศ 150°C จากนั้นนำไป tempering และขั้นตอนสุดท้าย นำเมล็ดข้าวโพดไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อม

จากผลการทดลองพบว่า การ tempering เมล็ดข้าวโพดจะช่วยลดความชื้นในช่วงการอบแห้งครั้งที่สองได้เร็วขึ้น เมื่อใช้ระยะเวลาการ tempering นานมากขึ้นจะทำให้เมล็ดคั่วมากขึ้น แต่ยังไม่สามารถสรุปได้ว่า การเก็บในที่อับอากาศมีส่วนช่วยทำให้เมล็ดมีการร้าวน้อยลง จากกระบวนการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม พบว่า ความเร็วของอากาศไม่มีผลต่อคุณภาพเมล็ดข้าวโพด (ได้แก่ปริมาณการร้าว และ คุณภาพทางด้านสี) ดังนั้นการเลือกความเร็วที่เหมาะสม (0.075-0.375 m/s) จึงขึ้นอยู่กับความหนาของชั้นเมล็ดข้าวโพด ถ้าหนามากควรใช้ความเร็วลมต่ำ แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่อุณหภูมิสูงแบบสองขั้นตอนโดยมีการ tempering สามารถทำนายค่าความชื้นที่ลดลงในช่วงของการอบแห้งครั้งแรกและครั้งที่สองได้ดีพอสมควร จากผลการจำลองและการทดลองทำให้ทราบว่าระยะเวลาที่เหมาะสมในการ tempering คือ 40 นาที โดยที่คุณภาพของเมล็ดข้าวโพดอยู่ในระดับที่ยอมรับได้
คำสำคัญ: การเก็บในที่อับอากาศ / การเป่าด้วยอากาศแวดล้อม / คุณภาพ / แบบจำลองการแพร่ / ฟลูอิดไชเบด

Abstract

The objective of this work is to investigate the influence of tempering period on the corn quality. Drying process was divided into two stages. Corn with initial moisture content of 27 and 30% wet basis was dried initially with a batch fluidized bed dryer using 150°C inlet air temperature and then followed with tempering period. At the final stage, corn was dried again with the ambient air.

The drying process including the tempering period between stages provides the moisture reduction remarkably faster than that with no tempering whereas the deterioration of corn quality due to stress crack is insignificantly improved. The corn colour is relatively darker with longer tempering time. The suitable velocity of ambient air for final drying stage varies between 0.075 and 0.375 m/s, depending on the bed depth. The ambient air ventilation does not affect the corn qualities, both stress crack and colour. The theoretical diffusion model for sphere has been used to quantify qualitatively the appropriate tempering period. The model can predict satisfactorily the evolution of moisture content throughout. Both

the experimental results and the simulation indicate consistently that the appropriate tempering period for corn, together with the acceptable corn, the drying process, quality, is approximately 40 minutes.

Key words: Ambient Air Ventilation / Diffusion Model / Fluidized Bed / Quality / Tempering

1. บทนำ

การอบแห้งเมล็ดข้าวโพดโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชด์เบดเป็นวิธีการอบแห้งอย่างรวดเร็ว ทำให้ความชื้นที่ผิวของเมล็ดถูกพาออกไปพร้อมกับลมร้อนด้วยอัตราที่มากกว่าการแพร่จากภายในใจกลางเมล็ดมายังผิวของเมล็ด ทำให้ความชื้นที่ผิวของเมล็ดมีค่าต่ำกว่าความชื้นภายในเมล็ดมาก เกิดเกรเดียนต์ความชื้น (moisture gradient) ภายในเมล็ด เมื่อนำไปอบแห้งครั้งที่สองหรือเป่าด้วยอากาศแวดล้อมทันที ความชื้นจะลดลงได้ช้า

การเก็บเมล็ดข้าวโพดในที่อับอากาศหลังจากอบแห้งแบบฟลูอิดไชด์เบด มีวัตถุประสงค์เพื่อให้ความชื้นจากภายในเมล็ดแพร่มายังผิวของเมล็ด ทำให้การอบแห้งครั้งที่สองหรือการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมมีอัตราการลดความชื้นมากขึ้น ซึ่งระยะเวลาที่ใช้ในการเก็บในที่อับอากาศ (tempering period) เป็นตัวแปรสำคัญที่จะทำการศึกษาในงานวิจัยนี้ เนื่องจากในการ tempering ไม่จำเป็นที่จะต้องทำจนสมบูรณ์ (ความชื้นภายในเมล็ดมีค่าเท่ากันตลอดทั้งเมล็ด) เพราะจะใช้เวลานานเกินไปและทำให้เมล็ดคั่ว คุณภาพของเมล็ดลดลง ดังนั้นจึงได้ศึกษาถึงระยะเวลาที่เหมาะสมในการทำ tempering เมล็ดข้าวโพด

Soponronnarit, Pongtornkulpanich and Prachayawarakorn [1] ศึกษาถึงคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไชด์ที่อุณหภูมิสูง โดยใช้อุณหภูมิอากาศสูงถึง 170°C พบว่า ไม่ได้ทำให้คุณภาพของเมล็ดข้าวโพดสูญเสียไปมากนัก จากการวิเคราะห์พบว่า เปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดข้าวโพดขึ้นอยู่กับค่าความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพดและอุณหภูมิของอากาศเข้า ที่อุณหภูมิของอากาศอบแห้ง 150 และ 170°C ไม่พบการแตกของเมล็ด แต่ที่อุณหภูมิของอากาศอบแห้ง 200°C การร้าวและแตกจะเริ่มเกิดขึ้นเมื่ออบแห้งไปแล้ว 2-4 นาที หลังจาก 4 นาทีผ่านไปเมล็ดข้าวโพดจะแตกทุกเมล็ดและเริ่มมีการแตกบานคล้ายกับข้าวโพด pop corn และจะกลายเป็นเมล็ดแตกบานทุกเมล็ดหลังจากอบแห้งไปแล้ว 15 นาที สีของเมล็ดข้าวโพดจะคล้ำมากขึ้นเมื่ออบแห้งนานขึ้น

พงศ์เทพ โชติจักรดิกุล [2] ศึกษาถึงแนวทางการจัดการข้าวโพดชื้นที่ประกอบด้วยการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไชด์ การเก็บเมล็ดข้าวโพดในที่อับอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม จากการทดลองพบว่า การร้าวหลายแนวของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งขึ้นอยู่กับค่าความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด และไม่ควรมีค่าต่ำกว่า 18.0% w.b. การเก็บเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งในที่อับอากาศมีระยะเวลาที่เหมาะสมประมาณ 40 นาที และการเป่าอากาศแวดล้อมผ่านกองเมล็ดข้าวโพด พบว่า ความเร็วอากาศแวดล้อมที่เหมาะสมมีค่าประมาณ 0.150 m/s โดยมีค่าการปริแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพดไม่เกิน 2 และ 5 % wt ตามลำดับ และสีของเมล็ดข้าวโพดไม่เปลี่ยนแปลงไปจากปกติมากนัก

ได้มีการวิจัยมาบ้างแล้ว แต่จะเป็นการอบแห้งในช่วงอุณหภูมิไม่สูงมากนัก ดังนั้นจึงทำให้อุณหภูมิที่ใช้ในการ tempering มีค่าไม่สูงตามไปด้วย แต่เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการ tempering เมล็ดข้าวโพดหลังจากอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไชด์เบด เป็นการอบแห้งที่อุณหภูมิสูง ดังนั้นจึงทำให้อุณหภูมิที่ใช้ในการ tempering มีค่าค่อนข้างสูงตามไปด้วย (มากกว่า 100°C) และยังได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายระยะเวลาที่เหมาะสมในการ tempering โดยเน้นพิจารณาถึงคุณภาพเมล็ดข้าวโพดและความสามารถในการลดความชื้นในช่วงการอบแห้งครั้งที่สองเป็นสำคัญ

2. การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งและการเก็บในที่อับอากาศ

ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งโดยใช้สมการอบแห้งแบบกึ่งทฤษฎี (Semi-empirical mathematical model) ดังการศึกษาของ Satayaprasert and Vanishsrivatana [3] ซึ่งสามารถทำนายได้เฉพาะความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งเท่านั้น ไม่สามารถทำนายการกระจายความชื้นภายในเมล็ดข้าวโพดได้ Steffe and Singh [4] ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกที่มีการ tempering ประกอบไปด้วย โดยสร้างแบบจำลองเพื่อหาระยะเวลา tempering ที่เหมาะสม พบว่า แบบจำลองที่ใช้ในการทำนายการ tempering ควรใช้รูปแบบของ liquid diffusion model สมมติฐานที่ใช้ในการพัฒนาแบบจำลอง คือการให้เมล็ดข้าวโพดมีลักษณะเป็นทรงกลมทั้งในส่วนของการอบแห้งและการ tempering ดังการศึกษาของ Steffe and Singh [4] และ Tolaba *et al.* [5] สมมติฐานอื่นๆ ได้แก่ เนื้อภายในเมล็ดเป็นเนื้อเดียวกัน (homogeneous) ความชื้นก่อนการอบแห้งมีลักษณะสม่ำเสมอตลอดเมล็ด ไม่มีการสูญเสียความชื้นในระหว่างการ tempering ไม่มีการหดตัวของเมล็ดในขณะที่มีการอบแห้งและการ tempering จากกฎของ Fick จะได้สมการการแพร่ความชื้นภายในวัสดุทรงกลม ดังนี้

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

เมื่อ D คือ สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของเมล็ดข้าวโพด, m^2/s

M คือ ความชื้นของเมล็ดข้าวโพด, d.b.

r คือ รัศมีใด ๆ ภายในเมล็ดข้าวโพด, m

t คือ เวลา, s

เพื่อให้การวิเคราะห์สะดวกมากยิ่งขึ้น ทำได้โดยการกำหนดให้

$$R = \frac{r}{a} \quad (2)$$

และ

$$T = \frac{Dt}{a^2} \quad (3)$$

เมื่อ a คือรัศมีของทรงกลม ดังนั้นจากสมการ (1) จะได้ว่า

$$\frac{\partial M}{\partial T} = \frac{\partial^2 M}{\partial R^2} + \frac{2}{R} \frac{\partial M}{\partial R} \quad (4)$$

เงื่อนไขเริ่มต้นและเงื่อนไขขอบเขตในการวิเคราะห์การอบแห้งมีดังนี้

$$T = 0, \quad 0 \leq R \leq 1, \quad M = M_{in}$$

$$T > 0, \quad R = 0, \quad \frac{\partial M}{\partial R} = 0$$

$$T > 0, \quad R = 1, \quad M = M_{eq}$$

หลังจากที่ได้วิเคราะห์ในช่วงของการอบแห้งแล้ว จะทำให้สามารถทราบถึงลักษณะการกระจายความชื้นภายในเมล็ด ซึ่งจะใช้เป็นเงื่อนไขเริ่มต้นในการ tempering ต่อไป โดยมีเงื่อนไขเริ่มต้นและเงื่อนไขขอบเขต ดังนี้

$$T=0, 0 \leq R \leq 1, M=M(R)$$

$$T>0, \quad R=0, \quad \frac{\partial M}{\partial R}=0$$

$$T>0, \quad R=1, \quad \frac{\partial M}{\partial R}=0$$

จากสมการ (4) สามารถหาผลเฉลยทั้งในช่วงของการอบแห้งและการ tempering ได้โดยใช้ระเบียบวิธีของ แกรงก์-นิโคลสัน (Crank-Nicolson method) ซึ่งเป็นระเบียบวิธีเชิงตัวเลขแบบปริยาย (implicit numerical method) วิธีหนึ่ง ถ้าแบ่งให้ช่วงการคำนวณของ R มีทั้งหมด N ช่อง ดังนั้น i จะมีค่าตั้งแต่ 1 ถึง $N+1$ โดยที่ $i=1$ คือตำแหน่งจุดศูนย์กลางของเมล็ด ($R=0$) และ $i=N+1$ คือตำแหน่งที่ผิวของเมล็ด ($R=1$) ผลเฉลยที่ได้จะอยู่ในรูปของระบบสมการแบบสามแนวทแยง (tridiagonal system) ดังนี้

$$\begin{array}{c} \text{ช่วงการอบแห้ง} \\ \left[\begin{array}{ccccccc} 1+\alpha & -\alpha & 0 & \cdots & \cdots & 0 & 0 \\ 0 & 1+2\alpha & -\alpha(2) & & & & 0 \\ \vdots & -\alpha\left(\frac{1}{2}\right) & 1+2\alpha & -\alpha\left(\frac{3}{2}\right) & & & \vdots \\ \vdots & & \ddots & \ddots & \ddots & & \vdots \\ \vdots & & & \ddots & \ddots & \ddots & \vdots \\ 0 & & & & -\alpha\left(\frac{N-2}{N-1}\right) & 1+2\alpha & -\alpha\left(\frac{N}{N-1}\right) \\ 0 & 0 & \cdots & \cdots & 0 & \alpha\left(\frac{2}{N}\right) & 1-\frac{2\alpha}{N} \end{array} \right] \begin{Bmatrix} M_1 \\ M_2 \\ M_3 \\ \vdots \\ M_N \\ M_{N+1} \end{Bmatrix} = \begin{Bmatrix} M_1 \\ M_2 \\ M_3 \\ \vdots \\ M_N \\ M_{N+1} \end{Bmatrix} \end{array}$$

$$\left[\begin{array}{c} (1-6\alpha)M_1 + (6\alpha)M_2 \\ (1-2\alpha)M_2 + \alpha(2)M_3 \\ \alpha\left(\frac{1}{2}\right)M_2 + (1-2\alpha)M_3 + \alpha\left(\frac{3}{2}\right)M_4 \\ \vdots \\ \alpha\left(\frac{N-2}{N-1}\right)M_{N-1} + (1-2\alpha)M_N + \alpha\left(\frac{N}{N-1}\right)M_{N+1} \\ \alpha\left(-\frac{2}{N}\right)M_N + \left(1+\frac{2\alpha}{N}\right)M_{N+1} \end{array} \right]$$

(5)

ช่วงการทำเทมเปอร์

$$\begin{bmatrix}
 1+6\alpha & -6\alpha & 0 & \cdots & \cdots & 0 & 0 \\
 0 & 1+2\alpha & -\alpha(2) & & & & 0 \\
 \vdots & -\alpha\left(\frac{1}{2}\right) & 1+2\alpha & -\alpha\left(\frac{3}{2}\right) & & & \vdots \\
 \vdots & & \ddots & \ddots & \ddots & & \vdots \\
 \vdots & & & \ddots & \ddots & \ddots & \vdots \\
 0 & & & & -\alpha\left(\frac{N-2}{N-1}\right) & 1+2\alpha & -\alpha\left(\frac{N}{N-1}\right) \\
 0 & 0 & \cdots & \cdots & 0 & -2\alpha & 1+2\alpha
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 M_1 \\
 M_2 \\
 M_3 \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 M_N \\
 M_{N+1}
 \end{bmatrix}^{t+1}$$

$$\begin{bmatrix}
 (1-6\alpha)M_1 + (6\alpha)M_2 \\
 (1-2\alpha)M_2 + \alpha(2)M_3 \\
 \alpha\left(\frac{1}{2}\right)M_2 + (1-2\alpha)M_3 + \alpha\left(\frac{3}{2}\right)M_4 \\
 \vdots \\
 \vdots \\
 \alpha\left(\frac{N-2}{N-1}\right)M_{N-1} + (1-2\alpha)M_N + \alpha\left(\frac{N}{N-1}\right)M_{N+1} \\
 (2\alpha)M_N + (1-2\alpha)M_{N+1}
 \end{bmatrix}^t$$

(6)

การหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของเมล็ดข้าวโพด (D) สามารถหาได้จากกราฟทดลองอบแห้ง โดยนำข้อมูลมาวิเคราะห์เข้ากับผลเฉลยทางทฤษฎีของสมการ (1) ดังแสดงในสมการ (7)

$$MR = \frac{6}{\pi^2} \sum_{p=1}^{\infty} \left(\frac{1}{p^2} \right) \exp \left[- p^2 \pi^2 \left(\frac{D}{r^2} \right) t \right] \quad (7)$$

เมื่อ MR คือ อัตราส่วนความชื้น, ไร้นิยาม

จากสมการ (7) ในเทอมของ $\frac{D}{r^2}$ สามารถเขียนให้อยู่ในรูปแบบของสมการ Arrhenius ได้ โดยจะเป็น

ฟังก์ชันของอุณหภูมิอากาศอบแห้ง (T) อย่างเดียว หรืออุณหภูมิอากาศอบแห้งและความชื้นเฉลี่ยของเมล็ดข้าวโพด (M) ซึ่งแสดงอยู่ในรูปของแบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของเมล็ดข้าวโพด (Model 1 ถึง 4) ดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 แบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของเมล็ดข้าวโพด

Model	รูปแบบ
1	$\frac{D}{r^2} = A_1 \exp\left[-B_1/(273 + T)\right]$
2	$\frac{D}{r^2} = A_2 \exp(B_2 \cdot M) \exp\left[-C_2/(273 + T)\right]$
3	$\frac{D}{r^2} = A_3 \exp\left\{[B_3(273 + T) + C_3] \cdot M\right\} \exp\left[-D_3/(273 + T)\right]$
4	$\frac{D}{r^2} = A_4 \exp(B_4 M + C_4 M^2) \exp\left[-D_4/(273 + T)\right]$

3. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

เครื่องอบแห้งฟลูอิดไรซ์เบดที่ใช้ในการทดลองเป็นเครื่องอบแห้งแบบเป็นวงวนซึ่งพัฒนาโดย Soponronnarit and Prachayawarakorn [6] สภาวะที่ใช้ในการทดลองมีดังนี้ ความสูงของชั้นเมล็ดข้าวโพด 2 cm ความเร็วอากาศในห้องอบแห้ง 3 m/s ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดข้าวโพด 27 และ 30% w.b. ในการทดลองเพื่อหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น ใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 90, 110, 130, 150 และ 170°C ระยะเวลาในการอบแห้ง 0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 15, 20, 25 และ 30 นาที รวมข้อมูลที่จะใช้ในการวิเคราะห์หาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ 150 ข้อมูล

ในการทดลองหาระยะเวลาที่เหมาะสมในการ tempering และเปรียบเทียบกับผลการทำนายจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ได้พัฒนาขึ้น เมล็ดข้าวโพดความชื้นเริ่มต้น 27 และ 30% w.b. อบแห้งที่อุณหภูมิอากาศ 150°C ใช้เวลาอบแห้งครั้งแรก 4 และ 6 นาที ตามลำดับ จากนั้นนำเมล็ดไปทำเหมเปอริง โดยทำการเก็บเมล็ดข้าวโพดที่ผ่านการอบแห้งจากเครื่องฟลูอิดไรซ์เบดในขวดแก้วทึบความดัน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12 cm สูง 10 cm นำขวดแก้วมาเก็บไว้ในตู้อบที่ควบคุมอุณหภูมิของอากาศให้มีค่าเท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไรซ์เบด โดยใช้เวลา 10, 20, 30, 40 และ 50 นาที ตามลำดับ และอบแห้งครั้งที่สอง 5 นาที โดยใช้อุณหภูมิอบแห้ง 150°C เท่าเดิม

ในการทดลองหาความเร็วที่เหมาะสมในกระบวนการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม เมล็ดข้าวโพดความชื้นเริ่มต้น 27 และ 30% w.b. อบแห้งที่อุณหภูมิอากาศ 150°C ใช้เวลาอบแห้งครั้งแรก 4 และ 6 นาที ตามลำดับ จากนั้นนำเมล็ดไป tempering โดยใช้เวลา 40 นาที ขั้นตอนสุดท้ายคือการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็ว 0.075, 0.150, 0.225, 0.300 และ 0.375 m/s วิเคราะห์คุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้ง

เมล็ดข้าวโพดที่ใช้ในการทดลองถูกสุ่มเพื่อหารัศมีสมมูล โดยการแทนที่ปริมาตรด้วย Toluene พบว่า รัศมีสมมูลมีค่าเฉลี่ย 4.0 mm และนำไปใช้คำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นภายในเมล็ดข้าวโพด

4. ผลการทดลองและวิจารณ์

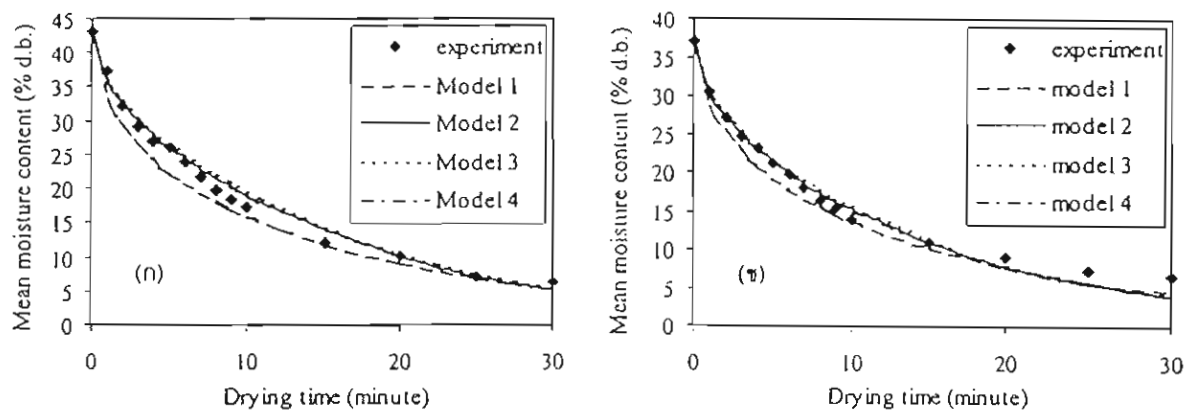
4.1 การศึกษาหาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของเมล็ดข้าวโพด

ผลจากการนำ Model 1 ถึง 4 ไปแทนลงในสมการ (3) แล้วใช้โปรแกรม STATISTICA ช่วยในการวิเคราะห์โดยใช้วิธีการถดถอยแบบไม่เชิงเส้น (nonlinear regression) จะได้ค่าสัมประสิทธิ์ต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ค่าสัมประสิทธิ์ต่าง ๆ ของ แบบจำลองสัมประสิทธิ์การแพร่ทั้ง 4 รูปแบบ

Model	A	B	C	D	R^2
1	12.45172	4983.278	-	-	95.68
2	2.935665	-2.971230	4171.267	-	97.34
3	322.511	-0.0590156	21.6134	6145.43	97.74
4	2.923734	-2.488338	-1.268766	4185.298	97.34

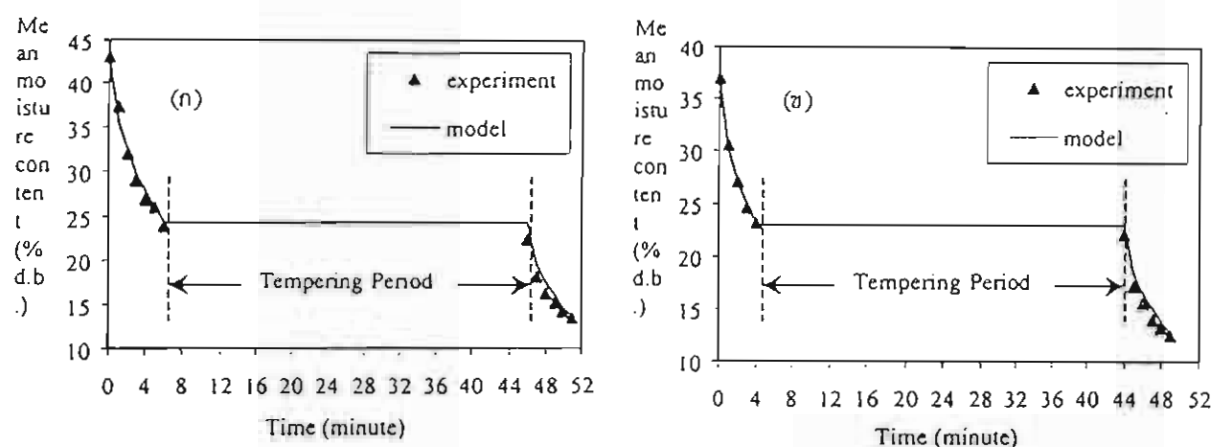
จากการนำค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ที่ได้จาก Model 1 ถึง 4 ไปแทนในสมการ (3) แล้วหาผลเฉลยของระบบสมการ (5) ซึ่งเป็นผลเฉลยในช่วงของการอบแห้ง แล้วนำมาเปรียบเทียบกับค่าที่ได้จากการทดลอง ดังแสดงในรูปที่ 1-2 พบว่า ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ที่ได้จาก Model 2 และ Model 4 มีความใกล้เคียงกับผลการทดลองมากที่สุด แต่รูปแบบของ Model 2 เป็นรูปแบบที่สั้นและกระชับมากกว่า ดังนั้นจึงเลือกค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ที่ได้จาก Model 2 เป็นค่าที่ใช้ในแบบจำลองทั้งในส่วนของการอบแห้งและการทำเหมเปอริง ต่อไป



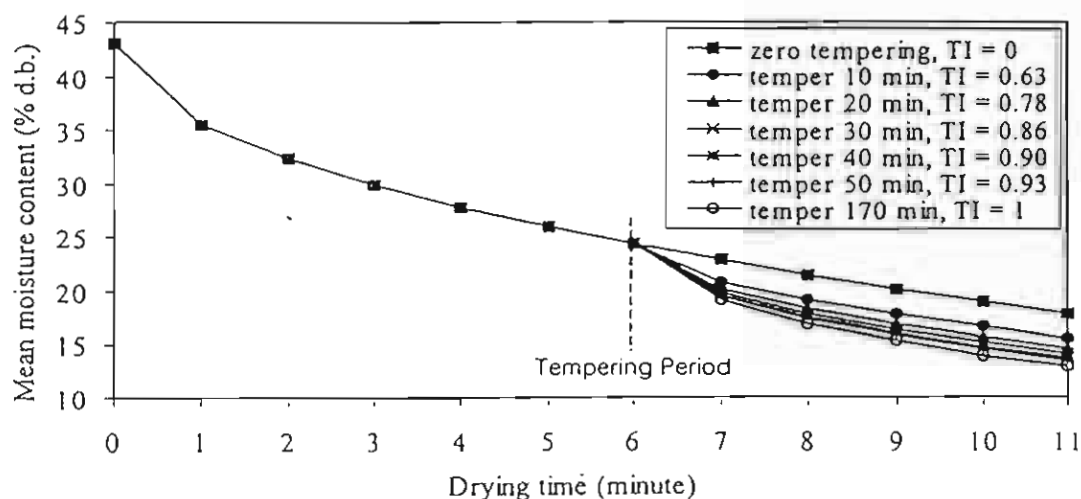
รูปที่ 1 เปรียบเทียบผลการทำนายความชื้นเมล็ดข้าวโพดที่ได้จากการทดลองกับผลจากการแทนค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ใน Model 1 ถึง 4 ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C (ก. ความชื้นเริ่มต้น 43% d.b. และ ข. ความชื้นเริ่มต้น 37% d.b.)

4.2 ผลของระยะเวลาการ tempering ต่อการลดความชื้นเมล็ดข้าวโพดในช่วงการอบแห้งครั้งที่สอง

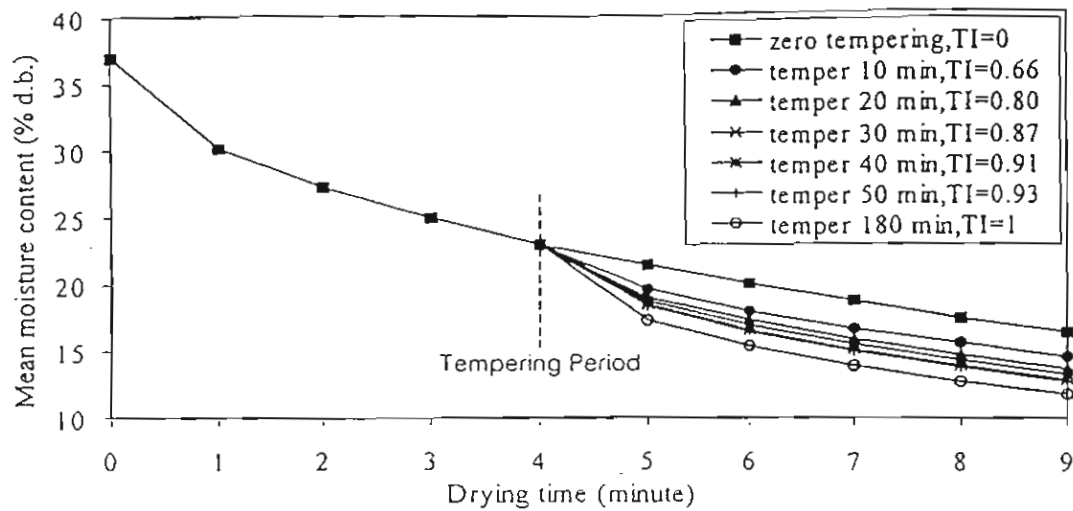
จากการเปรียบเทียบผลการทำนายระยะเวลาการ tempering ระหว่างที่ได้จากการทดลองกับผลจากการจำลองให้ผลสอดคล้องกันดี คือ การ tempering มีส่วนช่วยลดระยะเวลาการอบแห้งครั้งที่สองให้สั้นลงเมื่อเปรียบเทียบกับที่ค่าความชื้นสุดท้ายค่าเดียวกัน จากแบบจำลองของการอบแห้งแบบสองขั้นตอน (two-passes drying with tempering) ดังแสดงในรูปที่ 2 เมื่อนำมาพลอตเฉพาะเวลาอบแห้ง (drying time) โดยละเว้นในส่วนของการระยะเวลาการ tempering (tempering period) ดังแสดงในรูปที่ 3 และ 4 พบว่า การลดลงของความชื้นในการอบแห้งครั้งที่สองที่ tempering period 40 และ 50 นาที แทบจะไม่แตกต่างกันแล้ว ดังนั้นเวลาที่เหมาะสมในการทำเหมเปอริงเมื่อพิจารณาในส่วนของการลดลงของความชื้นในการอบแห้งครั้งที่สอง ก็คือ 40 นาที



รูปที่ 2 เปรียบเทียบการอบแห้งแบบ 2 ขั้นตอนระหว่างแบบจำลองกับผลการทดลองโดยใช้ tempering period 40 นาที อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C (ก. ความชื้นเริ่มต้น 43% d.b. และ ข. ความชื้นเริ่มต้น 37% d.b.)



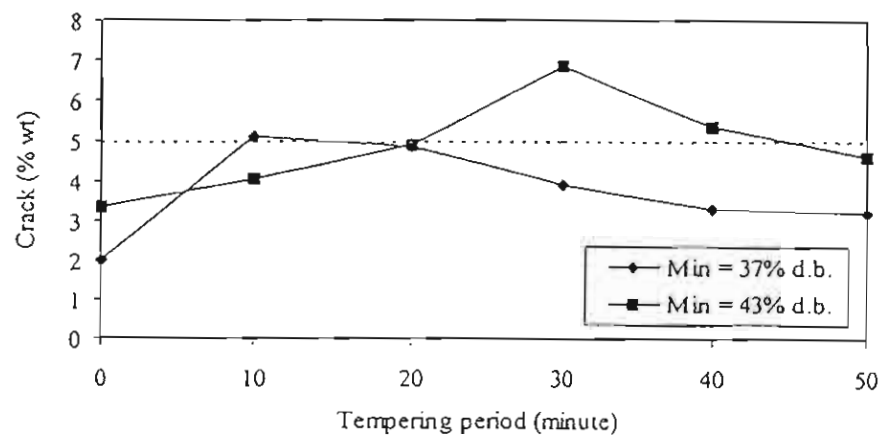
รูปที่ 3 เปรียบเทียบผลการจำลองการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดแบบ 2 ขั้นตอนที่มี tempering period ต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C และความชื้นเริ่มต้น 43% d.b.



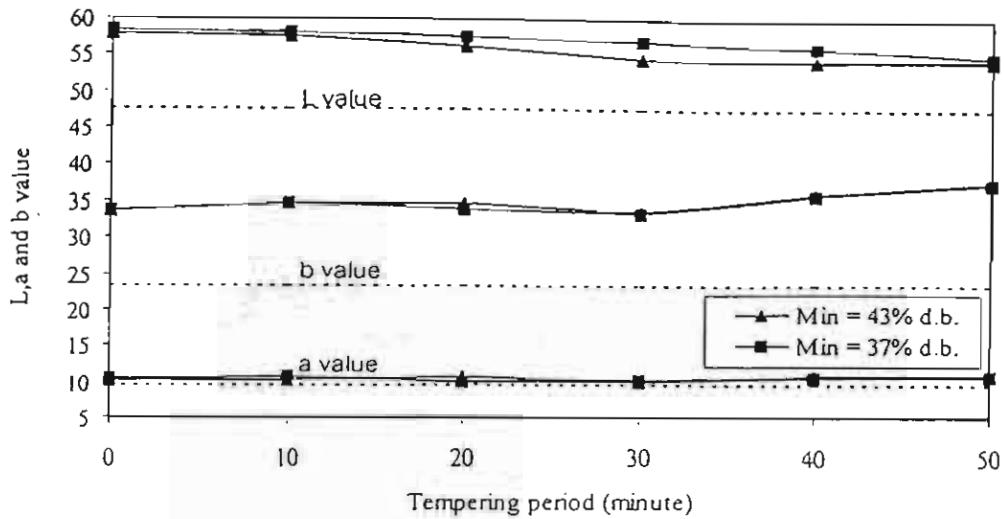
รูปที่ 4 เปรียบเทียบผลการจำลองการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดแบบ 2 ชั้นตอนที่มี tempering period แตกต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C และความชื้นเริ่มต้น 37% d.b.

4.3 ผลของการเก็บในที่อับอากาศที่มีต่อคุณภาพเมล็ดข้าวโพด

ผลของการ tempering ที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด พบว่า การ tempering ไม่ส่งผลให้การร้าวของเมล็ดมีค่าลดลง ดังแสดงในรูปที่ 5 ส่วนการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดข้าวโพดหลังการ tempering พบว่า เมล็ดข้าวโพดจะมีสีคล้ำมากขึ้นเมื่อใช้เวลาในการ tempering นานขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 6



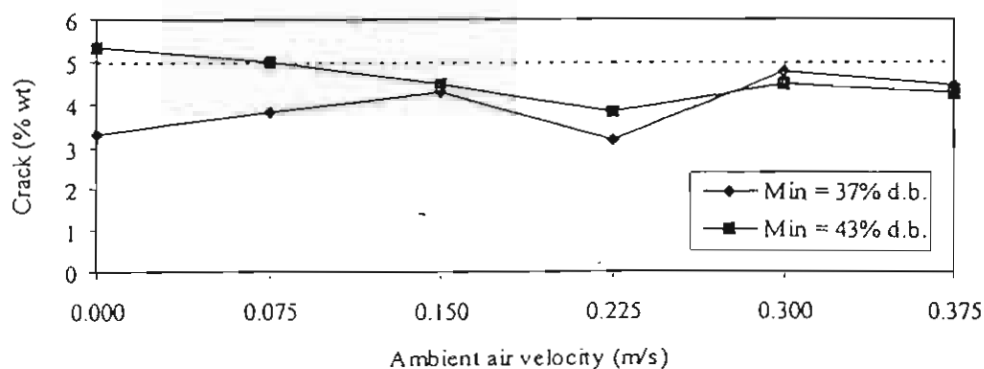
รูปที่ 5 เปอร์เซนต์การร้าวโดยน้ำหนักของเมล็ดข้าวโพดที่เวลาการ tempering ต่าง ๆ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C , ความชื้นเริ่มต้น 43 และ 37% d.b.)



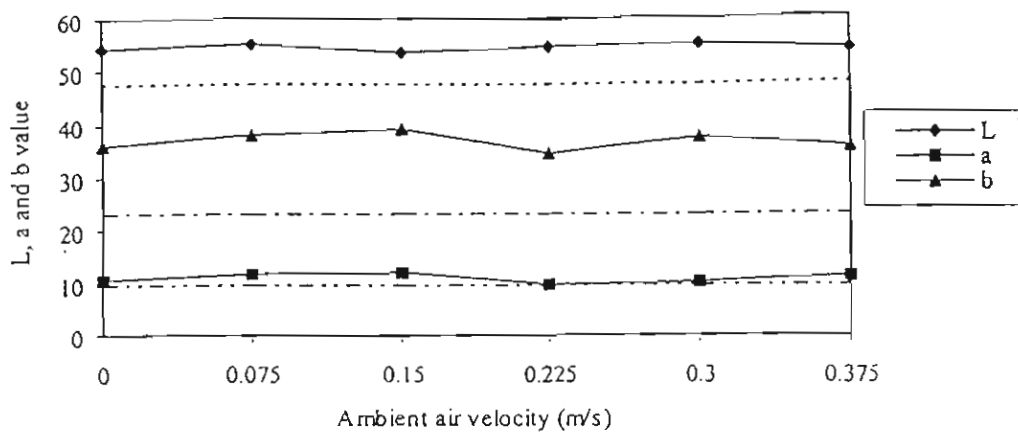
รูปที่ 6 คุณภาพทางด้านสีของเมล็ดข้าวโพดที่เวลาการ tempering ต่าง ๆ
(อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C, ความชื้นเริ่มต้น 43 และ 37% d.b.)

4.4 ความเร็วอากาศแวดล้อมที่เหมาะสมในการเป่าเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งและการทำเหมเปอริง

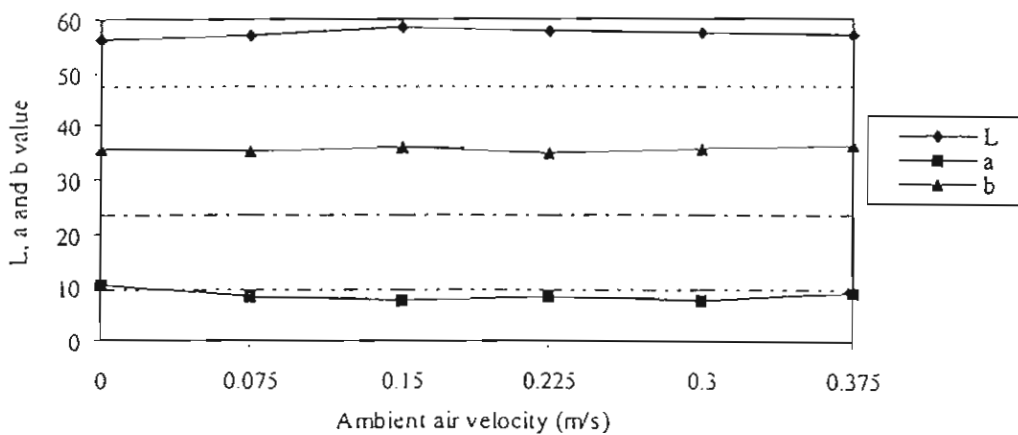
เมื่อเมล็ดข้าวโพดผ่านการอบแห้งด้วยฟลูอิดไบทและทำการ tempering แล้ว กระบวนการต่อมาจะทำการลดอุณหภูมิของเมล็ดข้าวโพดโดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม ซึ่งจะสามารถช่วยลดความชื้นของเมล็ดข้าวโพดลงได้อีกด้วย ผลของความเร็วอากาศแวดล้อมในกระบวนการเป่าลมเย็นที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งแบบฟลูอิดไบทและทำการ tempering พบว่า การร้าวของเมล็ดข้าวโพดและคุณภาพทางด้านสีไม่ได้ขึ้นอยู่กับความเร็วของอากาศแวดล้อม ดังแสดงในรูปที่ 7-9 ดังนั้นความเร็วที่เหมาะสมในกระบวนการเป่าลมเย็น ก็คือ 0.075-0.375 m/s ซึ่งการที่จะเลือกใช้ความเร็วค่าใดให้เหมาะสมนั้นจะขึ้นอยู่กับความหนาของชั้นเมล็ดข้าวโพดที่ใช้ในกระบวนการเป่าลมเย็น ถ้าชั้นเมล็ดข้าวโพดมีความหนามากควรใช้ความเร็วลมต่ำ เพื่อไม่ให้เกิดการสูญเสียความดันหรือมีความดันตกคร่อมเบด (pressure drop) มากเกินไป



รูปที่ 7 เปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดข้าวโพดหลังการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็วต่าง ๆ เป็นระยะเวลา 40 นาที (ความชื้นเริ่มต้น 43 และ 37% d.b., อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C และ tempering period 40 min)



รูปที่ 8 คุณภาพทางด้านสีของเมล็ดข้าวโพดหลังการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็วต่าง ๆ เป็นระยะเวลา 40 นาที (ความชื้นเริ่มต้น 43% d.b., อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C, เวลาอบแห้ง 6 นาที, tempering temp. 114°C และ tempering period 40 min)



รูปที่ 9 คุณภาพทางด้านสีของเมล็ดข้าวโพดหลังการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็วต่าง ๆ เป็นระยะเวลา 40 นาที (ความชื้นเริ่มต้น 37% d.b., อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C, เวลาอบแห้ง 4 นาที, tempering temp. 110°C และ tempering period 40 min)

5. สรุป

1. จากการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่อุณหภูมิสูงแบบ 2 ขั้นตอน โดยมีการ tempering กันกลางระหว่างขั้นตอน (high temperature two-passes drying with tempering) เพื่อศึกษาถึง moisture profile ภายในเมล็ดในระหว่างกระบวนการอบแห้ง และกระบวนการ tempering โดยการเขียนโปรแกรมคอมพิวเตอร์ (ภาษาปาสคาล) เพื่อใช้ในการหาผลเฉลย ผลที่ได้จากการศึกษามีดังต่อไปนี้

1.1 สามารถทำนายค่าความชื้นที่ลดลงในระหว่างช่วงการอบแห้งครั้งแรก และครั้งที่สอง (ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C) ได้ดีพอสมควร

1.2 จากผลการทำนายระยะเวลาในการ tempering เมล็ดข้าวโพดเมื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลองพบว่า ระยะเวลาที่เหมาะสม คือ 40 นาที

2. จากการศึกษาถึงผลของการ tempering ต่อคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้ง พบว่า มีส่วนช่วยลดความชื้นในระหว่างการอบแห้งครั้งที่สอง ทำให้ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยลง จึงช่วยลดความสิ้นเปลืองพลังงานในกา

รอบแห้ง ส่วนผลทางด้านคุณภาพยังไม่สามารถสรุปได้ว่า การ tempering มีส่วนช่วยทำให้เมล็ดมีการร้าวน้อยลง และถ้าใช้เวลาในการ tempering นานขึ้นจะทำให้เมล็ดข้าวโพดกล่ำมากขึ้น เมื่อพิจารณาคุณภาพเมล็ดข้าวโพดและความสามารถในการลดความชื้นในช่วงการอบแห้งครั้งที่สองจะได้ว่า ระยะเวลาในการทำเทมเปอริงที่เหมาะสม คือ 40 นาที

3. จากการทดลองหาความเร็วอากาศที่เหมาะสมในการเป่าเมล็ดข้าวโพด พบว่า การเพิ่มความเร็วทำให้การลดลงของความชื้นมีค่ามากขึ้น แต่ไม่ได้มีผลต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพด (ได้แก่ปริมาณการร้าว และคุณภาพทางด้านสี) ความเร็วที่เหมาะสมในกระบวนการเป่าลมเย็น คือ 0.075-0.375 m/s ซึ่งขึ้นอยู่กับความหนาของชั้นเมล็ดข้าวโพด ถ้าชั้นเมล็ดข้าวโพดมีความหนามากควรใช้ความเร็วลมต่ำ เพื่อไม่ให้เกิดการสูญเสียความชื้นมากเกินไป

คำขอบคุณ

ผู้ทำวิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนสนับสนุนงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Soponronnarit, S., Pongtomkulpanich, A. and Prachayawarakorn, S., 1997, " Corn Quality after Drying by Fluidization Technique at High Temperature, " *Drying Technology*, Vol. 15, No. 10, pp. 2577-2586.
2. พงศ์เทพ โชติจักรดิกุล, 2540, การจัดการข้าวโพดชื้นโดยการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชัน, การเทมเปอ์ และการเป่าอากาศแวดล้อม, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตร มหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, หน้า 41-88.
3. Satayaprasert, C. and Vanishriwatana, V., 1992, " Drying Corn in Fluidized Bed, " *Thailand Engineering Journal*, Vol. 44, No. 12, pp. 76-79.
4. Steffe, J.F. and Singh, R.P., 1980, " Theoretical and Practical Aspects of Rough Rice Tempering, " *Transaction of the American Society of Agricultural Engineers*, Vol. 23, No. 3, pp. 775-782.
5. Tolaba, M.P., Aguerre, R.J. and Suarez, C., 1999, " Drying Simulation of Corn with Tempering, " *Drying Technology*, Vol. 17, No. 6, pp. 1081-1093.
6. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1992, " Maintaining quality maximizing throughput and minimizing energy consumption in Fluidized bed paddy drying, " *Proceedings of the 15th ASEAN Seminar on Grain Post-Harvest Technology*, pp. 1-4.

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

การประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนในระดับอุตสาหกรรม
Performance Evaluation of Industrial-scale Heat Pump Dryer

อภิศัย โคตรสาร สมชาติ โสภณธนฤทธิ์ และ วารุณี เดีย
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
91 ถนนประชาอุทิศ บางมด กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ

การศึกษานี้เป็นประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนในระดับอุตสาหกรรม 2 เครื่องขณะใช้งานจริง และได้พิจารณาคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งและปัญหาในการใช้งานด้วย เครื่องอบแห้งเครื่องแรกเป็นแบบระบบเปิดใช้สำหรับอบแห้งเมล็ดพันธุ์ข้าวขนาด 8 ตัน อัตราการไหลเวียนเมล็ดพันธุ์ข้าวสูงสุด 6 ตันต่อชั่วโมง ผลการประเมินสมรรถนะพบว่าค่าเฉลี่ยสูงสุดของอัตราการอบแห้งเท่ากับ 25 kg water evap./h อัตราการดึงน้ำออกจำเพาะ (SMER) 1.9 kg water evap./kWh สัมประสิทธิ์สมรรถนะของปั๊มความร้อน (COP_h) 7 และอัตราส่วนประสิทธิภาพพลังงาน (EER_s) 3.9 kW_{in}/kW_{elec} ส่วนค่าเฉลี่ยความต้องการพลังงานจำเพาะต่ำที่สุด (SEC) เท่ากับ 1.9 MJ/ kg water evap. ปัญหาส่วนใหญ่ที่พบ คืออุณหภูมิลมร้อนที่ใช้ในการอบแห้งต่ำ มีการสะสมของฝุ่นที่อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน และมีน้ำแข็งเกาะที่เครื่องทำระเหยเมื่ออุณหภูมิอากาศแวดล้อมต่ำ ส่วนเครื่องอบแห้งที่ 2 เป็นแบบระบบปิดใช้อบผลิตภัณฑ์ทางเกษตรทั้งแบบสดและแปรรูป ห้องอบแห้งบรรจุรถเข็นได้ 4 คัน แต่ละคันมี 17 ถาด การใช้งานส่วนใหญ่จะใส่ผลิตภัณฑ์ไม่เต็มพิกัดและใส่หลายชนิด ผลจากการประเมินสมรรถนะพบว่ามีค่าเฉลี่ยอยู่ในช่วงดังนี้ อัตราการอบแห้ง 6 – 11.6 kg water evap./hr ค่า SEC 4.2 – 7.8 MJ/ kg water evap. ค่า SMER 0.5 – 0.9 kg water evap./kWh ค่า COP_h อยู่ในช่วง 3.8 – 4.7 และ ค่า EER_s อยู่ในช่วง 1.7 – 2.1 kW_{in}/kW_{elec} ปัญหาส่วนใหญ่ที่พบ คือ ในช่วงผลิตภัณฑ์ใกล้แห้งอุณหภูมิลมร้อนมีค่าสูงกว่าค่าที่ตั้งไว้ไม่สามารถควบคุมได้ มีลมรั่วออกจากห้องอบแห้งที่บริเวณขอบประตู และการลำเลียงรถเข็นเข้าห้องอบแห้งค่อนข้างลำบาก คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งทั้ง 2 เครื่องอยู่ในเกณฑ์ดีเป็นที่ยอมรับได้
คำสำคัญ : การอบแห้ง / เมล็ดพันธุ์ข้าว / ผลผลิตทางเกษตร

Abstract

The performance of two industrial-scale heat pump dryers under actual operating conditions in the sites was studied. The product quality and operating problem were considered. First dryer is the open loop system for rice seeds drying, which has capacity of 8 tons of rice seeds per batch and maximum batchwise seed circulation of 6 tons per hours. The maximum average value obtained of drying rate, SMER, COP_h and EER_s were 25 kg water evap./h, 1.9 kg water evap./kWh, 7 and 3.9 kW_{in}/kW_{elec} , respectively. For the average specific energy consumption, the minimum value was 1.9 MJ/kg water evap. Too low drying air temperature, the dust collection on the heat exchanger and frost forming at evaporator when the ambient temperature is too low were the main operating problems. The second dryer is closed loop system for various kinds of both fresh and processed agricultural products. The dryer chamber can accommodate 4 mobiles with 17 tlers each. The dryer is usually operated at part load with various kinds of product. The evaluation results were shown that the average value of drying rate, SEC, SMER, COP_h and EER_s were 6 -11.6 kg water evap./h, 4.2 - 7.8 MJ/kg water evap., 0.5 - 0.9 kg water evap./kWh, 3.8 - 4.7 and 1.7 – 2.1 kW_{in}/kW_{elec} , respectively. The problems that were found during operation drying were the higher drying air temperature than set point while the product is

nearly dry, air leakage at the edge of drying chamber and relatively difficult loading of mobiles. The product qualities obtained from both dryers are satisfactory.

Key words: Drying / Rice Seeds / Agricultural Products

บทนำ

เทคโนโลยีการอบแห้งสำหรับผลผลิตการเกษตรปัจจุบันนับว่าเป็นที่รู้จักกันอย่างแพร่หลาย ซึ่งในอดีตเครื่องอบแห้งจะมีขนาดเล็ก แต่ในปัจจุบันได้มีการพัฒนาให้มีขนาดใหญ่ขึ้นเป็นระดับอุตสาหกรรม เครื่องอบแห้งส่วนใหญ่จะใช้ลมร้อนในการอบแห้ง โดยใช้แหล่งความร้อนจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็งพวกถ่าน (เช่น แก๊สปิโตรเลียม) วัสดุเหลือทิ้งจากทางเกษตร (เช่น แกลบ) ความร้อนที่เหลือจากกระบวนการผลิต (เช่น ใช้น้ำความดันต่ำ) ความร้อนจากแสงอาทิตย์ และไฟฟ้า เป็นต้น

เนื่องจากการอบแห้งเป็นกระบวนการที่ใช้พลังงานมาก และผลิตภัณฑ์มักจะมีคุณภาพลดลงในช่วงเวลาอบแห้ง ดังนั้นการใช้เครื่องอบแห้งที่มีประสิทธิภาพดีจะช่วยลดต้นทุนด้านพลังงานได้ เครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนจัดว่าเป็นเครื่องอบแห้งแบบหนึ่งที่มีประสิทธิภาพเนื่องจากสามารถนำความร้อนกลับมาใช้งานได้ เช่น จากลมร้อนที่ออกจากห้องอบแห้ง และสามารถลดความชื้นอากาศสำหรับอบแห้ง นอกจากนี้จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่าผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งบีบความร้อนมีคุณภาพดี [1, 2, 3] และจากการศึกษาของ Chou et al.[4] พบว่าเครื่องอบแห้งบีบความร้อนมีประสิทธิภาพดีกว่าเครื่องอบแห้งที่ใช้ก๊าซเชื้อเพลิง หรือน้ำมันเชื้อเพลิงให้ความร้อน และ Prasertsan et al. [5] พบว่าการใช้เครื่องอบแห้งบีบความร้อนมีต้นทุนทางด้านค่าเงินต่ำกว่าเครื่องอบแห้งที่ใช้ไฟฟ้าให้ความร้อนโดยตรง และเครื่องอบแห้งที่ใช้น้ำมันเชื้อเพลิงให้ความร้อนแก่อากาศร้อน อีกด้วย

ปัจจุบันการใช้งานเครื่องอบแห้งบีบความร้อนในประเทศไทยยังไม่แพร่หลาย เริ่มมีการสร้างและใช้งานเครื่องอบแห้งบีบความร้อนขนาดใหญ่ ซึ่งยังไม่มีการศึกษาสมรรถนะในขณะใช้งานจริง ดังนั้นในการศึกษานี้จึงมีวัตถุประสงค์ที่ประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งบีบความร้อนขนาดใหญ่ รวมถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์และปัญหาที่เกิดขึ้นขณะใช้งานจริง เพื่อเป็นแนวทางในการพัฒนาเครื่องอบแห้งบีบความร้อนต่อไป

อุปกรณ์และวิธีดำเนินการ

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาเครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนจำนวน 2 เครื่อง ได้แก่ เครื่องอบแห้งสำหรับอบเมล็ดพันธุ์ ซึ่งมีการทำงานแบบวงจรอากาศเปิด ใช้อบแห้งเมล็ดพันธุ์ข้าวดอกมะลิ 105 ตั้งอยู่ที่ศูนย์ขยายพันธุ์พืชที่ 16 จังหวัดสุรินทร์ อบแห้งได้ครั้งละ 8 ตันโดยมีอัตราการหมุนเวียนเมล็ดพันธุ์สูงสุด 6 ตันต่อชั่วโมง ใช้งานมาแล้วประมาณ 3 เดือน โดยใช้อบแห้งประมาณปีละ 3 เดือน วันละ 10 - 12 ชั่วโมง ในช่วงเดือนพฤศจิกายนถึงมกราคมใช้อบแห้งเฉพาะข้าวนาปีเท่านั้น ลักษณะและส่วนประกอบที่สำคัญของเครื่องอบแห้งแสดงดังรูปที่ 1 ระบบบีบความร้อนใช้ R-22 เป็นสารทำความเย็นซึ่งประกอบด้วย เครื่องอัดไอแบบ Hermetic ชนิดลูกสูบพิกัดมอเตอร์ 3.7 kW จำนวน 2 ชุด เครื่องควบแน่นขนาด 20 kW สำหรับภายในจำนวน 2 ชุด และภายนอก 1 ชุด เครื่องทำระเหยขนาด 18 kW จำนวน 2 ชุด วาล์วขยายตัว จำนวน 2 ชุด พัดลมสำหรับเครื่องควบแน่นภายนอกขนาดพิกัดมอเตอร์ 200 W จำนวน 2 ชุด

สำหรับเครื่องอบแห้งที่ 2 เป็นเครื่องอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางเกษตร มีการทำงานเป็นวงจรอากาศแบบระบบปิด นอกจากใช้อบผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรแล้วยังใช้อบแห้งอาหารแปรรูปอีกด้วย ตั้งใช้งานอยู่ที่พุทธสถานศิระขอโลก จังหวัดศรีสะเกษ ใช้งานมาแล้ว 2 ปี โดยใช้งานวันละ 15 - 20 ชั่วโมง ลักษณะการใช้งานมีทั้งอบแห้งผลิตภัณฑ์หลาย

ชนิดพร้อมกัน และผลิตภัณฑ์ชนิดเดียว ลักษณะและส่วนประกอบสำคัญของเครื่องอบแห้งแสดงดังรูปที่ 2 ประกอบด้วย ห้องอบแห้งขนาด กว้าง 1 m ยาว 3.9 m และสูง 1.5 m ภายในบรรจุรถเข็น 4 คัน จำนวนถาดรวม 68 ถาด.แต่ละคัน บรรจุถาดได้จำนวน 17 ถาด ใช้พัดลมขนาด 5.5 kW และระบบปั๊มความร้อนใช้ R-22 เป็นสารทำความเย็นซึ่งประกอบด้วย เครื่องอัดไอบแบบ Hermetic ชนิดลูกสูบพิกัดมอเตอร์ 6.7 kW เครื่องควบแน่นสำหรับภายในขนาด 25 kW และสำหรับภายนอกขนาด 10.5 kW เครื่องทำระเหยขนาด 25 kW วาล์วขยายตัว พัดลมสำหรับเครื่องควบแน่นภายนอก พิกัดมอเตอร์ 200 W จำนวน 2 ชุด bypass air ข้าม evaporator อยู่ในช่วง 77-82%

ตำแหน่งวัดอุณหภูมิอากาศ อุณหภูมิและความดันสารทำความเย็นของเครื่องอบแห้งทั้ง 2 เครื่อง แสดงดังรูปที่ 3 และ รูปที่ 4 ตามลำดับ การวัดอุณหภูมิอากาศและสารทำความเย็นใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger การวัดความดันสารทำความเย็นใช้เกจวัดความดัน การวัดความเร็วลมของอากาศใช้ hot wire anemometer การวัดพลังงานไฟฟ้าใช้ kilowatt hour meter

วิธีดำเนินการทดลองและเก็บข้อมูลของเครื่องอบแห้งเมล็ดพันธุ์มีวิธีการดังนี้ ตั้งอัตราการหมุนเวียนของเมล็ดพันธุ์ 6 ครั้งต่อชั่วโมง และอุณหภูมิควบคุมอากาศที่ใช้ในการอบแห้งไว้ที่ 43°C ซึ่งเป็นอุณหภูมิสูงสุดที่ใช้ออบแห้งเมล็ดพันธุ์ นำเมล็ดพันธุ์ที่ผ่านเครื่องทำความสะอาดแล้วปล่อยลงในตู้ ทำการเก็บตัวอย่างเพื่อนำไปหาความชื้นเริ่มต้น และเริ่มการอบแห้ง บันทึกน้ำหนักของน้ำที่ควบแน่นจากเครื่องทำระเหย ค่าพลังงานทั้งหมดที่ใช้ในการอบแห้ง และค่าอุณหภูมิ และความดันทุก ๆ ชั่วโมง วัดความชื้นของข้าวเป็นระยะ ๆ เมื่อความชื้นลดลงได้ตามต้องการแล้ว จึงหยุดการเดินเครื่องอบแห้ง การเก็บตัวอย่างเพื่อนำไปหาความชื้นสุดท้ายและตรวจสอบคุณภาพ ได้แก่ ความงอก และความแข็งแรง ส่วนเครื่องอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางเกษตรมีวิธีการดังนี้ ตั้งอุณหภูมิควบคุมอากาศสำหรับอบแห้งไว้ที่ 55°C นำผลิตภัณฑ์วางลงในถาดและจัดให้มีความหนาสม่ำเสมอ ใส่ลงบนรถเข็นแล้วลำเลียงรถเข็นเข้าห้องอบแห้ง เริ่มอบแห้ง บันทึกข้อมูล เวลา ชนิด และน้ำหนักของผลิตภัณฑ์ และจำนวนถาดที่ใส่เข้าและออกจากห้องอบแห้ง อุณหภูมิ มวลของน้ำที่ควบแน่นจากเครื่องทำระเหย ค่าความดันของสารทำความเย็น และไฟฟ้าที่ใช้ทุก ๆ ชั่วโมง เนื่องจากมีการอบแห้งผลิตภัณฑ์หลายอย่างพร้อม ๆ กัน ผลิตภัณฑ์แต่ละชนิดจึงแห้งไม่พร้อมกัน ดังนั้นในช่วงระหว่างการอบแห้งแต่วันจึงมีการนำบางผลิตภัณฑ์ที่แห้งแล้วออกจากห้องอบแห้งก่อน และมีการใส่ผลิตภัณฑ์ใหม่เข้าห้องอบแห้ง บันทึกข้อมูลเมื่อมีการเปลี่ยนผลิตภัณฑ์ในห้องอบ รวมทั้งเก็บตัวอย่างเพื่อนำมาตรวจสอบคุณภาพทางด้าน สี โดยใช้ R.H.S colour chart และด้านปริมาณเชื้อจุลินทรีย์โดยจะส่งตรวจที่กระทรวงสาธารณสุข (เฉพาะสมุนไพร) สำหรับอัตราการอบแห้งจะพิจารณาจากผลรวมของปริมาณน้ำระเหยจากวัสดุอบแห้งในช่วงเวลาหนึ่ง เช่น 3 วัน 7 วัน ในการศึกษาถึงปัญหาการใช้เครื่องอบแห้งได้ทำการสอบถามจากผู้ใช้งาน และจากการสังเกตในระหว่างการทดลอง

การประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งจะประเมินจากอัตราการอบแห้ง ในหน่วย kg water evap./h ค่าความต้องการพลังงานจำเพาะ (Specific energy consumption, SEC) ในหน่วย MJ/kg water evap. และ อัตราการดึงน้ำออกจำเพาะ (Specific moisture extraction rate, SMER) ในหน่วย kg water evap./kWh ด้านระบบปั๊มความร้อนจะหาประสิทธิภาพสัมประสิทธิ์สมรรถนะของระบบปั๊มความร้อน (Coefficient of performance of heat pump, COP_n) ซึ่งหาจากอัตราความร้อนที่ระบายออกจากเครื่องควบแน่นทั้งหมดต่อกำลังงานที่ให้เครื่องอัดไอบ อัตราส่วนทางพลังงาน (Energy efficiency ratio of dryer system, EER_d) ซึ่งหาได้จากอัตราความร้อนที่ระบายออกจากเครื่องควบแน่นภายในต่อไฟฟ้าทั้งหมดที่ให้เครื่องอบแห้งหน่วย kW_u/kW_{elec.} และร้อยละของความร้อนที่ใช้ประโยชน์จากปั๊มความร้อน(Useful heat, %) ซึ่งประมาณจากอัตราความร้อนที่ระบายจากเครื่องควบแน่นภายในต่ออัตราความร้อนที่ระบายจากเครื่องควบแน่นทั้งหมด

ผลและวิจารณ์

1. เครื่องอบแห้งเมล็ดพันธุ์แบบบีบความร้อน

ผลการอบแห้งและประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งเมล็ดพันธุ์ข้าวแสดงในตารางที่ 1 พบว่าจากการอบแห้งเมล็ดพันธุ์ข้าวปริมาณ 4,922 – 8,250 kg/batch ที่ความชื้นในช่วง 15.4-13.5 % w.b. ถึง 12.7-11.2 % w.b. ได้อัตราการอบแห้งเฉลี่ยมีค่าระหว่าง 13.7-25 kg water evap./h ค่า SEC_{avg} มีค่าระหว่าง 1.93–3.60 MJ/kg water evap. ค่า SMER มีค่าระหว่าง 1-1.9 kg water evap./kWh ระบบบีบความร้อนทั้งสองเครื่องมีสมรรถนะใกล้เคียงกันโดยมีค่า COP_n ประมาณ 5.5 – 7 ค่า EER_n มีค่าระหว่าง 2.75–3.92 kW_{tr}/kW_{elec} และค่า Useful heat มีค่าอยู่ระหว่าง 91.5–100% จะเห็นได้ว่าการทดลองที่ 2 มีศักยภาพการอบแห้งสูงสุด เนื่องจากความชื้นเริ่มและปริมาณเมล็ดพันธุ์สูงและอุณหภูมิอากาศแวดล้อมสูง เนื่องจากเป็นระบบอบแห้งแบบจรรอากาศเปิดดังนั้นสภาวะอากาศแวดล้อมจึงมีอิทธิพลต่อการเพิ่มอุณหภูมิและการลดความชื้นของลมร้อนสำหรับอบแห้ง ด้านคุณภาพของเมล็ดพันธุ์หลังการอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ดี โดยมีค่าความงอกเฉลี่ยอยู่ระหว่าง 91-97% และค่าความแข็งแรงเฉลี่ยอยู่ระหว่าง 73–87% ซึ่งค่าความงอกและความแข็งแรงที่ทดสอบได้มีค่ามากกว่าค่ามาตรฐานของเมล็ดพันธุ์ คือค่ามาตรฐานความงอกต้องมากกว่า 85% และค่ามาตรฐานความแข็งแรงต้องมากกว่า 70%

ปัญหาที่พบจากการใช้เครื่องอบแห้ง ได้แก่ อุณหภูมิลมร้อนก่อนเข้าห้องอบแห้งต่ำ มีฝุ่นและเศษผงสะสมที่เครื่องทำระเหย และมีน้ำแข็งเกาะที่เครื่องทำระเหย เนื่องจากการออกแบบเครื่องอบแห้งบีบความร้อนแบบใช้อากาศแวดล้อมเป็นแหล่งความร้อน ได้ใช้ค่าสภาวะอากาศแวดล้อมที่อุณหภูมิ 30°C ความชื้นสัมพัทธ์ 70% ในการออกแบบ แต่สถานที่ใช้งานจริงมีอุณหภูมิอากาศแวดล้อมต่ำกว่าค่าที่ออกแบบ อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งที่ได้จึงต่ำกว่า อุณหภูมิควบคุมที่ตั้งไว้มาก นอกจากนั้นสถานที่ใช้เครื่องอบแห้งนี้มีฝุ่นมาก จึงทำให้มีสิ่งสกปรกเข้าไปสะสมเป็นจำนวนมากที่เครื่องทำระเหย มีผลทำให้ COP_n ค่อย ๆ ลดลง

แนวทางการแก้ไขปัญหานี้สามารถทำได้โดย ติดตั้งขดลวดความร้อนเสริมเพื่อเพิ่มอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งให้ถึง 43°C หรือ ออกแบบระบบบีบความร้อนใหม่โดยใช้อุณหภูมิอากาศแวดล้อมต่ำสุดในช่วงที่ใช้เครื่องอบแห้ง โดยไม่ต้องใช้ขดลวดความร้อน ติดตั้งแผ่นกรองอากาศบริเวณด้านหน้าเครื่องทำระเหยเพื่อกันฝุ่นและต้องติดตั้งในตำแหน่งที่สามารถถอดทำความสะอาดได้ง่ายเนื่องจากบริเวณใช้งานมีฝุ่นมากแผ่นกรองอากาศจะตันเร็ว และมันทำความสะอาดเครื่องทำระเหยและเครื่องควบแน่น จะทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนได้ดี

2. เครื่องอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางเกษตร

ผลการวิเคราะห์สรุปได้ดังตารางที่ 2 พบว่า อัตราการอบแห้งเฉลี่ย มีค่าระหว่าง 6–11.6 kg water evap./h อัตราการควบแน่นน้ำ (MER) เฉลี่ยมีค่าระหว่าง 5.4–10 kg water condensed/h ค่า SEC เฉลี่ย มีค่าระหว่าง 4.2–7.8 MJ/kg water evap. ค่า SMER เฉลี่ย มีค่าระหว่าง 0.5–0.9 kg water evap./kWh ค่า COP_n เฉลี่ยอยู่ระหว่าง 3.8–4.7 ค่า EER_n เฉลี่ยมีค่าระหว่าง 1.7–2.1 kW_{tr}/kW_{elec} และค่า Useful heat เฉลี่ยมีค่าอยู่ระหว่าง 64–97 % เนื่องจากมีการอบแห้งผลิตภัณฑ์หลายชนิดพร้อมกันและใส่ผลิตภัณฑ์ไม่เต็มพิกัด ดังนั้นสมรรถนะของเครื่องอบแห้งจึงขึ้นอยู่กับ ชนิด ปริมาณ และความชื้นของผลิตภัณฑ์กล่าวคือ เครื่องอบแห้งจะแสดงสมรรถนะที่ดีเมื่อมีการใส่ผลิตภัณฑ์ในห้องอบมาก ใกล้พิกัด และวัสดุอบแห้งมีความชื้นสูงและระเหยได้ง่าย สำหรับคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งแสดงดังตารางที่ 3 และจากการสอบถามผู้ใช้เครื่องและผู้บริโภคผลิตภัณฑ์พบว่ามีความพอใจมากโดยเฉพาะด้านสี เช่น กลัวย่นน้ำว่าจะมีสีค่อนข้างเหลืองอมส้ม ขณะออกจากห้องอบแห้งใหม่ ๆ และ สมุนไพรมีสีเข้มกว่าผลิตภัณฑ์ก่อนอบแห้งเล็กน้อย และจาก

การนำตัวอย่างสมุนไพร มาตรวจวิเคราะห์เพื่อหาการปนเปื้อนเชื้อจุลินทรีย์ (Microbial limits) ที่กรมวิทยาศาสตร์การแพทย์ ตามมาตรฐาน TP 1997 Category 6 ผลการตรวจวิเคราะห์พบว่าไม่มีค่าปนเปื้อนเชื้อจุลินทรีย์ไม่เกินเกณฑ์มาตรฐาน

ปัญหาจากการใช้เครื่องอบแห้งที่พบได้แก่ 1) มีลมรั่วออกจากห้องอบแห้งบริเวณขอบประตู โดยมีการรั่วเฉลี่ยประมาณ 11% ของปริมาณลมทั้งหมด แนวทางแก้ไขปัญหาคือ การออกแบบการซีลใหม่ที่ขอบประตูโดยเฉพาะบริเวณขอบด้านล่างซึ่งมีการรั่วค่อนข้างมากกว่าจุดอื่น 2) ควบคุมอุณหภูมิอากาศในช่วงผลิตภัณฑ์ใกล้จะแห้งไม่ได้ อุณหภูมิสูงเกินค่าที่ตั้งไว้ เนื่องจากในช่วงเวลาดังกล่าวภาวะความร้อนที่ใช้ในการอบแห้งค่อนข้างต่ำ ทำให้อุณหภูมิอากาศที่เข้าห้องอบแห้งสูง แต่เครื่องควบคุมแรงดันตัวนอกระบายความร้อนออกไม่ทัน แนวทางแก้ไขปัญหานี้ทำได้โดยการเพิ่มขนาดเครื่องควบคุมแรงดันตัวนอกซึ่งเดิมใช้ขนาดประมาณ 2/5 เท่าของเครื่องควบคุมแรงดันตัวใน เปลี่ยนเป็นขนาดประมาณ 1/2 เท่าของเครื่องควบคุมแรงดันตัวใน 3) การลำเลียงรถเข็นเข้าห้องอบค่อนข้างลำบาก เพราะวาล์วที่ใส่ผลิตภัณฑ์เต็มทุกถาด รถจะมีน้ำหนักค่อนข้างมาก เวลาที่นำรถเข็นเข้าห้องจะต้องเข็นขึ้นทางลาดที่หน้าห้อง และรถจะไปติดที่กั้นขึ้นทางลาด ทำให้ต้องใช้ผู้ปฏิบัติงานช่วยกันยก ซึ่งทำให้ไม่สะดวกอย่างยิ่ง แนวทางการแก้ไขปัญหานี้ทำได้โดยออกแบบทำทางลาดใหม่

สรุป

การประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งบีบความร้อนขณะใช้งานจริง 2 เครื่อง ได้แก่ เครื่องอบแห้งเมล็ดพันธุ์บีบความร้อนแบบวงจรอากาศเปิด และ เครื่องอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางเกษตรเป็นแบบวงจรอากาศปิด พบว่าเครื่องอบแห้งเมล็ดพันธุ์บีบความร้อนแบบวงจรอากาศเปิด มีการใช้งานในช่วงมากกว่าครึ่งถึงเต็มพิกัด สมรรถนะสูงสุดของเครื่องอบแห้งที่พบมีค่าดังนี้ อัตราการอบแห้งเฉลี่ย 25 kg water evap./h SEC เฉลี่ย 1.9 MJ/kg water evap. SMER เฉลี่ย 1.9 kg water evap./kWh EER_s เฉลี่ย 3.9 kW_{in}/kW_{cool} ค่า COP_s เฉลี่ย 7 และนำความร้อนจากบีบความร้อนมาใช้ประโยชน์ได้มากกว่า 90 % อุณหภูมิความร้อนที่ได้ค่อนข้างต่ำอยู่ในช่วง 23-33 °C เนื่องจากอุณหภูมิอากาศแวดล้อมในสถานที่ใช้งานต่ำกว่าค่าที่ออกแบบ และมีฝุ่นละอองมาก ดังนั้นในการออกแบบสำหรับเครื่องอบแห้งแบบวงจรอากาศเปิด ควรคำนึงถึงสภาพอากาศแวดล้อมของสถานที่ใช้งานด้วย ส่วนเครื่องอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางเกษตรเป็นแบบวงจรอากาศปิด อุณหภูมิความร้อนที่ได้อยู่ในช่วง 52-57°C เนื่องจากขณะใช้งานจริงมีการใส่ผลิตภัณฑ์หลายชนิดพร้อมกันและใส่ผลิตภัณฑ์ไม่เต็มพิกัด ดังนั้น ชนิด ปริมาณ และความชื้นของผลิตภัณฑ์จึงมีผลต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้ง ความร้อนที่นำมาใช้ประโยชน์ได้จากบีบความร้อนอยู่ในช่วง 64-97% อย่างไรก็ตามถ้ามีการจัดการวางแผนการใส่ผลิตภัณฑ์ที่ดีจะทำให้สมรรถนะดีขึ้นได้ เนื่องจากอุณหภูมิการอบแห้งต่ำดังนั้นคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องอบแห้งทั้งสองอยู่ในเกณฑ์ดีเป็นที่พอใจของผู้ใช้

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนการวิจัยนี้ บริษัทไร่เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ที่ให้ความร่วมมือเรื่องข้อมูลเครื่องอบแห้งและการแนะนำสถานที่เก็บข้อมูล ศูนย์ขยายพันธุ์พืชที่ 16 จังหวัดสุรินทร์ และพุทธสถานศิระโศโก จังหวัดศีระเกษ ที่ให้ความอนุเคราะห์สถานที่เก็บข้อมูลและที่พักตลอดจนการตรวจสอบคุณภาพของเมล็ดพันธุ์ และกองยา กรมวิทยาศาสตร์การแพทย์ กระทรวงสาธารณสุข ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการตรวจหาการปนเปื้อนเชื้อจุลินทรีย์ของสมุนไพรหลังการอบแห้ง

เอกสารอ้างอิง

1. Tia, W., Soponronarit, S., and Kaewassadom, W., Heat Pump Fruit Dryer for Small-Scale Industry, Proceedings of The First Regional Conference on Energy Technology Towards a Clean Environment, Chiang Mai, Thailand, December (2000), The Joint Graduate School of Energy and Environment. pp.67-69.
2. ชานินทร์ การภักดี, 2540, การอบแห้งเมล็ดพันธุ์ด้วยปั๊มความร้อน, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 124 หน้า.
3. ฐานิตย์ เมธิยานนท์, 2541, การอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนในระดับอุตสาหกรรม, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 263 หน้า.
4. Chou, S.K., Hawlader, M.N.A., Ho, J.C., Wijesundera, N.E., and Rajasekar, S., Heat Pump in the Drying of Food Products, International Journal of Energy Research, Vol.14, pp. 397-406.
5. Prasertsan, S. and Saen-saby, P., 1998, "Heat pump drying of agricultural materials," Drying Technology, Vol.16, pp.235-250.

ภาคผนวก

ตารางที่ 1 ผลการอบแห้งเมล็ดพันธุ์ข้าว

Description	Test nos.					
	1	2	3	4	5	6
Ambient condition						
Average temperature ($^{\circ}\text{C}$)	25	26	26	26	24	20
Average relative humidity (%)	59	62	57	55	51	44
Condition of paddy seed						
Average moisture content before drying (% w.b.)	15.4	15.4	14.0	14.7	13.5	13.8
Average moisture content after drying (% w.b.)	11.8	12.7	11.5	11.2	12.2	11.2
Initial weight (kg)	4,922	8,250	6,505	7,140	7,378	6,637
Drying air condition						
Average temperature ($^{\circ}\text{C}$)	31	33	32	32	30	23
Average relative humidity (%)	29	30	28	28	25	24
Specific air flow rate ($\text{m}^3 \text{ air}/\text{min} \cdot \text{m}^3 \text{ paddy}$)	13.62	8.13	10.17	8.79	8.39	9.32
Drying time (h)	10	10	12	14	8	5
Performance of heat pump dryer						
Average drying rate (kg water evap./h)	20.0	25.0	15.0	20.0	13.8	13.7
Average SMER (kg water evap./kWh)	1.55	1.87	1.14	1.49	1.04	1.00
Average COP_{h1}	6.87	6.65	6.94	6.93	6.99	5.47
Average COP_{h2}	6.96	6.46	6.54	6.37	6.85	5.46
Average EER_s ($\text{kW}_{\text{dr}}/\text{kW}_{\text{elec}}$)	3.92	3.71	3.76	3.61	3.73	2.75
Average useful heat (%)	99.8	100	100	98.1	98.0	91.5
Average SEC (MJ/ kg water evap.)	2.33	1.93	3.16	2.42	3.46	3.60
Seed quality						
Average germination test (%) (Standard >85%)	97	92	95	94	91	96
Average vigor test (%) (Standard >70%)	78	78	87	87	78	73

ตารางที่ 2 ผลการอบแห้งผลิตภัณฑ์เกษตร

Description	Test 1						Accumulated value	Test 2				Accumulated value	Test 3			Accumulated Value
	Day 1	Day 2	Day 3	Day 4	Day 5	Day 6		Day 1	Day 2	Day 3	Day 4		Day 1	Day 2	Day 3	
	53	55	54	52	52	52		53	54	55	54		57	57	56	
Average drying air temperature ($^{\circ}\text{C}$)	28.4	17.2	57	79	81	111.2	-	103.7	134	30	84.5	342.2	114.2	144.2	62	320.4
Moisture condensed (kg water condensed)	-	-	-	-	-	-	417.1	-	-	-	-	377.1	-	-	-	371.1
Moisture evaporated (kg water evap.)	12	8	9	15.5	12	13	69.5	14	20.75	2	10	46.75	11	14	7	32
Operation time (h)																
Performance of heat pump dryer																
Average Drying rate (kg water evap./h)	2.6	2.4	7.0	5.7	7.5	9.5	6	8.2	6.6	16.7	9.4	8.1	11.5	11.4	9.8	11.6
Average MER (kg water condensed/h)	2.37	2.15	6.33	5.1	6.75	8.55	5.38	7.41	5.98	15	8.45	7.32	10.38	10.3	8.86	10.01
Average SMER (kg water evap./kWh)	0.2	0.19	0.54	0.43	0.58	0.73	0.46	0.63	0.51	1.28	0.72	0.62	0.89	0.88	0.75	0.85
Average SEC (MJ/ kg water evap.)	17.81	19.61	6.55	8.27	6.24	4.93	7.84	5.59	7.05	2.81	5	5.8	4.06	4.09	4.76	4.23
Average COP _a	4.24	3.83	3.91	3.96	3.76	3.88	-	4.02	4.04	4.74	4.1	-	4.27	4.74	4.74	-
Average EER _a (kW/kW _{cool})	2.03	1.72	2	1.86	1.75	1.73	-	1.74	1.84	1.86	1.8	-	1.88	1.95	2.06	-
Average useful heat (%)	92	84	93	86	87	80	-	76	86	64	85	-	76	84	97	-

ตารางที่ 3 คุณภาพด้านสีของผลิตภัณฑ์

ผลิตภัณฑ์	กล้วยน้ำว้า	สมุนไพรหัวหนวดแมว	สมุนไพรขมิ้นชัน	เห็ดฉีก	ใบมะขาม	ใบเตย	ผักชี	ข้าวเกรียบเห็ด
R.H.S. chart colour code	Grayed-Orange 167 A	Green 137 C	Grayed-Orange 169 C	Grayed-Orange 177 A	Green 132 A	Green 132 D	Green 132 B	Black 202B
ลักษณะสี	เหลืองทอง	เขียวอ่อน	ส้มอมเหลือง	น้ำตาลเข้ม	เขียวเข้มมาก	เขียวอ่อน	เขียวเข้ม	เทา

รายงานการประชุมวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

A Non-EQUILIBRIUM MATHEMATICAL MODEL FOR BATCH GRAIN DRYING IN TWO-DIMENSIONAL SPOUTED BED

T. Madhyanon, S. Soponronnarit and W. Tia

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

Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand

Abstract

Two-region, non-equilibrium model of two-dimensional spouted bed dryer has been developed. The model, based on heat and mass transfer interactions between the spout and the downcomer, predicts the air and grain temperature and moisture content throughout each thin layer of grain at unsteady state. The model consists of a set of four differential equations, applied for each layer. Validation of the model was made by comparing predicted and experimental data for batch corn drying. Simulation clarify the physics of drying and lead to the simplification assumptions reasonably used for the downcomer. Drying and heating process are shown to occur mainly in both of the spout and the downcomer regions. Overall, the errors between experiment and simulation were considered acceptable.

Key Words: corn, drying, equilibrium model, isothermal bed

Introduction

To simulate model for spouted bed, macroscopic drying of the overall bed incorporating mass balance, energy balance and drying rate equation, which mechanism of drying for spout and downcomer regions are not assessed separately, is generally developed. Thermal equilibrium between the grain and the air leaving the bed and well mixed isothermal bed are usually assumed for simplifying model and thus the model does not deal with heat transfer equation (Becker and Sallans, 1960; Zurith and Singh, 1982; Zahed and Epstein, 1992; and Ngygen, 2000). Zurith and Singh (1982) developed a model for batch drying using a semi-theoretical of the heat desorption-vaporization as a function of temperature and moisture content. To predict the moisture content, they applied constant coefficient to the diffusion drying equation. Unlike Zurith and Singh (1982), Zahed and Epstein (1992) used an empirical equation relating the diffusion coefficient to temperature and moisture content. For continuous drying, Becker and Sallans (1960) and Zahed and Epstein (1992) incorporated a residence time distribution function into the drying equation. In a recent study, Jumah and Mujumdar (1996) developed a model for batch drying of corn in a novel rotating jet spouted bed under condition of constant and intermittent drying. Unlike prior related works as above-mentioned the thermal equilibrium and no temperature gradient inside the kernels assumptions were not employed in their model.

This paper presents the non-equilibrium and non-isothermal bed model that is validated by comparing to the experimental results of corn batch drying in two-dimensional spouted bed dryer

(proposed by Mujumdar (1984)). Unlike the previous studies, modeling for spout and downcomer regions are to be considered separately in order to better understanding the physics of drying.

MODEL DEVELOPMENT

Assumptions:

1. The following assumptions are made in the development of the mathematical model
2. The corn kernels are uniform in size and internally homogeneous, and can be approximated as isotropic spheres.
3. Internal moisture diffusion dominates the drying process, so that the external convective mass transfer resistance can be neglected and the surface moisture content of grains is assumed to reach instantaneous equilibrium with the drying air.
4. Moisture migration within the grain kernel is controlled by liquid diffusion.
5. Temperature gradients within the grain kernel are negligible.
6. The effects of heat conduction and moisture transfer between grains, heat losses and grain shrinkage are not accounted.
7. The accumulation rate of the thermal energy and water vapor of the air in the bed is negligible.
8. The airflow and grain flow are plug type in both regions and the co-currentflow and counterflow are assumed for spout and downcomer regions, respectively.

To simulated drying in the spout and the downcomer regions, the bed is assumed to be divided into a series of elementary layers (Figure 1) with differential thickness (Δy) and unit cross section area. The basic knowledge of mass and energy conservation with accounting for convective heat transfer (air-grain interface) and diffusion mass transfer within the kernel are employed to each thin layer drying which leads to the development of a set of differential equations.

Mass (moisture) balance:

Hence, assuming plug flow for both regions and by employing assumption (6), that accumulation rate of water vapor of the air within the elementary bed is not accounted, the physical meaning of mass conservation law can be written as:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Mass of moisture evaporated} \\ \text{from grain} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Change in mass of moisture in air} \\ \text{flowing through an element bed} \end{array} \right]$$

Which is mathematically expressed as follows:

$$G, \frac{dM}{dy} = \pm G, \frac{dW}{dy} \quad (1)$$

Eq.(1) is applied with the minus sign for the spout region with co-currentflow and with the positive sign for the downcomer with counterflow.

Energy (heat) balance of grain:

Energy balances employed for grain flowing into and exit an elemental bed of each region yield the relations that can be worded as explained below:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Heat transfer from} \\ \text{air to grain} \\ \text{by convection} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Enthalpy change} \\ \text{of grain} \\ \text{across element} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Energy used for} \\ \text{evaporation of} \\ \text{moisture leaving grain} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Energy to increase} \\ \text{temperature of moisture} \\ \text{leaving grain to} \\ \text{air temperature} \end{array} \right]$$

Which is mathematically expressed as:

$$\delta Q = (G_g c_p + G_g M_w c_w) \frac{dT_g}{dy} - G_g \lambda \frac{dM}{dy} - G_g c_v (T_a - T_g) \frac{dM}{dy} \quad (2)$$

Eq.(2) is applied for both regions of spout and downcomer.

Energy (heat) balance of air:

With the assumption (6) that accumulation rate of thermal energy of the air in bed can be negligible. Thus change in energy of air across an element and heat transfer rate gives a relationship as follows:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Heat transfer from} \\ \text{air to grain} \\ \text{by convection} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Enthalpy change} \\ \text{of air} \\ \text{across element} \end{array} \right]$$

Which is mathematically expressed as:

$$\delta Q = \pm (G_a c_a + G_a W c_w) \frac{dT_a}{dy} \quad (3)$$

Where the minus sign is applied for spout region and the positive sign is for downcomer.

Heat transfer rate equation:

Air-to-grain heat transfer rate by convection is:

$$\delta Q = h a_p (T_a - T_g) \quad (4)$$

which, when substituted into Eqs. (2) and (3) give the air and grain temperatures gradient with respect to depth of layer:

$$\frac{dT_g}{dy} = \frac{h a_p (T_a - T_g)}{G_g c_p + G_g M_w c_w} + \frac{\lambda + c_v (T_a - T_g)}{c_p + M_w c_w} \frac{dM}{dy} \quad (5)$$

$$\text{and} \quad \frac{dT_a}{dy} = \pm \frac{h a_p (T - \theta)}{G_a c_a + G_a W c_w} \quad (6)$$

Eq.(5) is applied for both of spout and downcomer region. The minus and plus signs presented in Eq.(6) are employed to the spout and the downcomer region, respectively.

To set the boundary conditions of Eqs.(5) and (6), we assume that the outlet conditions of grain for each region are the inlet conditions of the subsequent region and thus we obtain:

For spout region,

$$\begin{aligned} y = 0, \quad t = 0 & \quad T_p = T_{p,in} & \quad M = M_{in} \\ & \quad t > 0 & \quad T_p = T_p \text{ (ending of downcomer period)} \\ & & \quad M = M \text{ (ending of downcomer period)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y = 0, \quad t = 0 & \quad T = T_{a,in} & \quad W = W_{amb} \\ & \quad t > 0 & \quad T = T_{a,in} & \quad W = W_{mix} \end{aligned}$$

where W_{mix} is the humidity of recirculation air mixing to ambient air.

For downcomer region,

$$\begin{aligned} y = 0 & \quad T_p = T_p \text{ (ending of spouting period)} \\ & \quad M = M \text{ (ending of spouting period)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y = L, \quad t = 0 & \quad T_a = T_{a,in} & \quad W = W_{amb} \\ & \quad t > 0 & \quad T_a = T_{a,in} & \quad W = W_{mix} \end{aligned}$$

To develop two-region model as in this study, the rate of circulation of grain has to be determined in order to estimate the value of mass flux of corn (G_p) by dividing the grain circulation rate by the relative cross section area of an element bed. Katwar *et al.* (1993) have recently reported grain circulation rates in two-dimensional spouted bed which is employed for this study. The convective air-grain heat transfer coefficient is given by the correlation of Janevitsakul (2000) who has studied batch corn drying in two-dimensional spouted bed:

$$Nu = \frac{h_i D_p}{k_a} = 0.0220 H_b^{-0.1217} Re^{0.6278} Pr^{1/3} \quad (7)$$

An empirical overall bed heat transfer coefficient for two-dimensional spouted bed by Kundra *et al.* (1989) is used to estimate the convective heat transfer coefficient for the downcomer region.

Drying rate equation:

Assuming a constant diffusion coefficient, the equation of one-dimensional diffusion for spherical with initial and boundary conditions to describe the moisture transfer are:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D \left[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \left(\frac{2}{r} \right) \frac{\partial M}{\partial r} \right] \quad (8)$$

$$\begin{aligned} t = 0, \quad 0 \leq r \leq r_0 & \quad M = M_{in} \\ t > 0, \quad r = r_0 & \quad M = M_{eq} \\ & \quad r = 0 & \quad \frac{\partial M}{\partial r} = 0 \end{aligned}$$

which assumption (2) is applied for above boundary condition at the grain surface. D is effective diffusion coefficient, which has been determined by Chinnaboon (2000):

$$D = 2.82995(R_p)^y \exp(-4338.695 / T) \exp(-1.83838M) \quad (9)$$

The air leak-off rates into the downcomer region are obtained from the experimental results according to Janevijitsakul (2000).

The average moisture content $\bar{M}(t)$ of corn is obtained by integrating over the entire sphere volume.

$$\bar{M}(t) = \frac{4\pi}{V_p} \int_0^{r_p} r^2 M(r, t) dr \quad (10)$$

The heat transfer area for each region was obtained by:

$$A_p = 6(1 - \varepsilon)/D_p \quad (11)$$

Where the value of ε for the spout region was 0.93 and 0.40 for the downcomer region.

From knowing grain circulation rate ($\dot{M}_g$), the grain velocity could be determined by the equation:

$$V_g = \dot{m}_g / (\rho_s (1 - \varepsilon) A) \quad (12)$$

Drying time in the spout region was calculate as follow:

$$t_s = H_s / V_{g,s} \quad (13)$$

Where H_s and $V_{g,s}$ are spout height and grain velocity in the spout, respectively.

Similar to Eq. (12), the time accompanied by the grain in the downcomer could be determined corresponding to the bed height and grain velocity of the downcomer. The exit air temperature and humidity ratio are the mixed conditions of the air leaving the spout and the downcomer regions.

Properties equations:

Expressions for properties of product obtained from literature for corn are list in Table 1.

SOLUTION ALGORITHM

For modeling drying mechanism accompanied by two regions, it is considered that drying procedure consists of a series of drying in spout and downcomer regions. The grain drying alternates between drying in spout and downcomer regions until reaching the end of drying period. Thus, the grains leaving one region are used as input grains to another region. The procedure of solving involves the following:

For spout region:

1. The spout region is considered to consist of a group of thin layers stacked one upon another. For a given depth of thin layer, then for a fixed velocity of grain one can automatically determine a required time step. By applying diffusion drying equation (Eq.8), moisture profile inside the kernel and change in average moisture content respect to a given time step are determined. The equation is solved numerically using Crank-Nicholson implicit method.

2. Knowing the inlet air and grain conditions of any given layer, final conditions are calculated at the end of a required time step by solving Eqs.(5) and (6) using the 4th Runge-katta method. The outlet air

humidity can be determined with mass balance equation (Eq.(1)). The entire procedure is repeated for subsequent layers until reaching the top layer of spout height.

For downcomer:

1. The end grain conditions of the spout region are assumed as the inlet conditions for the downcomer region. The calculation starts at the top layer of downcomer bed, but only the inlet grain conditions are known. Under such as this problem, the initial conditions of air need to be guessed in order to determine the leaving conditions of air and grain for a given layer. Consider first iteration, the conditions of inlet air (at the entrance of dryer) are used as initial guess conditions and applied to each layer. In the manner analogous to that for the spout region, four differential equations i.e., Eqs.(8), (5) and (1) are sequentially solved by numerical method. Then, the final conditions of air for each layer are obtained and employed as initial conditions of a subsequent iteration. The entire procedure is repeated until the solution is converged.

2. Return to step 1 for next grain movement. The final grain conditions for a bottom layer of downcomer region are used as the initial conditions of the spout region for a subsequent cycle. The calculations are repeated until reaching the end of drying period.

RESULTS AND DISCUSSION

The simulation results are validated with experimental data for batch corn drying in two-dimensional spouted bed unit studied by Janevijitsakul (2000). The operating conditions and the fixed bed dimensions used to validate the model are presented in Tables 2 and 3, respectively. The model was simulated with layers having thickness of 0.01m for both regions.

Variation of moisture content:

Figure 2 presents the experimental and simulated moisture content for inlet temperature of 130, 140, and 150°C, corresponding to the operating conditions of the tests shown in Tables 2 and 3. In all these tests there was a close agreement between experimental and predicted values during drying period. Differences in computed and experimental moisture content were less than 1.5 percentage points and may be considered insignificant based on practical considerations. Data in Figure 3 also showed that the relationship of change in moisture content with time could be considered as near-to-linear trend. These results appeared to be supported by the works of Wetchakama *et al.* (1999) and Ngugen (2000).

Moisture profile and moisture distribution in the downcomer:

Figure 3 presents change in moisture profile inside the kernel with drying time corresponding to four of bed height. No moisture relaxation but gentle drying was observed during the grain movement from top to bottom of downcomer indicated by shifts in moisture profile which resulted in moisture reduction of 0.1-0.2 percentage point for each downcomer period (≈ 0.5 min). Integrating by volume of the moisture profiles at the end of downcomer period, we obtain the simulated average moisture content changed with drying time and consequently used for plotting moisture content curves of Figure 2.

Temperature distribution in the downcomer:

Figure 4 shows the temperature evolution inside the downcomer that the deepest bed is 0.75m in height for test no. 3. The experimental results were compared to the computed temperatures of air and grain for the given bed height of 0.15, 0.40 and 0.60m. It should be noted that the measured values of bed temperature presented temperature somewhere between air and grain temperatures. Data of Figure 4 exhibited a reasonable agreement with the experimental data by visual comparison of the plotted data. The deviations were normally less than 10%. The simulation and experimental results demonstrated that the grain temperature increased rapidly during the first of 10 minutes and there after the increasing rate was gradually decreased. Because there were large temperature differences between air and grains at the start of drying with a consequent enhancing heat transfer rate.

It is worth to point out that the predicted temperature curves of either air on grain for various bed heights almost coincide. This is in line with the experimental results of bed temperature. In addition, the predicted results showed that the grain temperature at any layers above 0.15m in height came very close to the air temperatures at a relative layer during drying duration caused by low air to dry matter ratio of the downcomer. Similar results were found for all experiments. Therefore, once the layers accompanied by 0.15m of bed height are not account, thermal equilibrium and isothermal bed could be reasonably made to develop the simplification model for the downcomer region.

Evolution of exit air and grain temperatures:

Figure 5 presents predicted and experimental exit air temperatures (measured at the outlet of dryer) according to test no. 3. It is clear that the model produced results that conform to experimental results. The errors between experiment and simulation were less than 10%. The predicted curves of exit air and grain temperatures showed that the grains did not approach to thermal equilibrium with the air especially for the first half of the drying period. Similar phenomena also appeared for other tests. This means that it may not really proper to predict the grain temperature by employing thermal equilibrium assumption to the model considered the interaction in the spout and the downcomer as a whole bed. These results were confirmed by the previous study of Zurith and Singh (1982) and the recent work of Ngugen (2000).

The discrepancies between the predicted and the experimental results as appeared in Figures 4 and 5 were attributed to the simplifying assumptions made in the development of the model e.g., plug flow type, neglecting heat losses.

Conclusions

In this study, two-region model of spouted bed was developed to predict changes in the air and grain temperature and moisture content. Validation of the model was performed in two-dimensional spouted bed dryer for batch corn drying. Analysis of the solution was based on treating air-grain interaction in the spout and the downcomer separately. In general, the results of the simulation compared well with the data from the experiments. The simulation results indicate that the exit air and grain have never approached thermal equilibrium condition. However, thermal equilibrium and isothermal bed assumptions could be reasonably made to simplify the model for the downcomer having a sufficient bed

height. Moreover, it is important to mention that the drying and heating process occur mainly in both of the spout and the downcomer under a certain leak-off air to the downcomer.

Nomenclature

Symbols

A_p	surface area of a single particle, m^2	$\dot{m}$	mass flow rate, kg dry/s
A	cross section area of bed, m^2	Q	heat transfer by convection, W
c_p	specific heat, $J/kg\ ^\circ C$	P_{vs}	saturated vapor pressure, Pa
D	effective diffusion coefficient, m^2/s	r	radial distance from center of sphere, m
D_p	equivalent particle diameter, m	R_p	equivalent particle radius, m
G	mass flux, $kg\ dry/m^2\ s$	RH	relative humidity, decimal
H	convective heat transfer coefficient, $J/m^2\ ^\circ C$	t	time, s
H_b	bed height, m	T	temperature, $^\circ C$
H_s	spout height, m	V	velocity, m/s
k_a	thermal conductivity of dry air, $W/m\ ^\circ C$	V_p	volume of a single particle, m^3
M	moisture content, decimal d.b.	W	air humidity, kg water vapor/kg dry air
$\bar{M}$	average moisture content, decimal d.b.		

Subscripts

a	dry air
abs	absolute
amb	ambient
d	downcomer region
eq	equilibrium
in	Initial

mix	mixing
p	dry particle
s	spout region
v	vapor
w	water

Greek letters

ε	bed porosity, -
μ	viscosity, $kg/m.s$
ρ_a	density of dry air, kg/m^3
ρ_p	bulk density of particle, kg/m^3
λ	heat of evaporation, J/kg

Dimensionless groups

Nu	Nusselt number, $h D_p / k_a$
Pr	Prandtl number, $c_p \mu_a / k_a$
Re	Reynolds number, $D_p V_s \rho_a / \mu_a$

Acknowledgments

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support.

References

- Becker, H.A. and Sallans, H.R., 1960, Drying Wheat in a Spouted Bed, *Chem. Eng. Sci.*, 13: 97-112.
- Brooker, D.B., Bakker, F.W. and Hall, C.W., 1992, *Drying and Storage of Grain and Oilseed*, AVI, New York, p. 427.
- Chinnaboon, K., 2000, Effect of Tempering on Quality of Corn after Fluidized Bed Drying, M. Eng. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
- Janevijitsakul, K., 2000, Two-Dimensional Spouted Bed Corn Drying, M. Eng. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
- Jumah, R.Y., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1996, Batch Drying Kinetics of Corn in a Novel Rotating Jet Spouted Bed, *Can. J. Chem. Eng.*, 74: 479-486.
- Kalwar, M.I. and Raghavan, G.S.V., 1993, Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds with draft plates. *Powder Tech.*, 77: 233-242.
- Kudra, T., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1989, Gas-to-Particle Heat Transfer in Two-Dimensional Spouted Beds, *Int. Comm. Heat and Mass Transfer*, 16(5): 731-741.
- Mujumdar, A.S., 1984, Spouted Bed Technology: A brief review. *Drying'84*, Hemisphere, Washington, pp.151-157.
- Nguyen, L.H., 2000, Evaluation of a Modified Spouted Bed Dryer for High Moisture Grain Drying, Ph.D. Thesis, University of New South Wales, Australia.
- Pudpong, A., 1988, Study of Important parameters for Analysis and Design of Corn Drying, M. Sci. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
- Thompson, T.L., Peart, R.M. and Foster, G.H., 1968, Mathematical Simulation of Corn Drying: A New Model, *trans. ASAE* 11(4): 582-586.
- Welchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Panich-ing-orn, J. and Suthicharoenpanich, S., 1999, Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique, *Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC '99)*, Bali, Indonesia, 24-27 October 1999, pp. 300-307.
- Zahed, A.H. and Epstein, N., 1992, Batch and Continuous Spouted Bed Drying of Cereal Grains: The Thermal Equilibrium Model, *Can. J. Chem. Eng.*, 70: 945-953.
- Zuritz, C.A. and Singh, R.P., 1982, Simulation of Rough Rice Drying in a Spouted Bed, *Drying'82*, A.S. Mujumdar (ed.), McGraw-Hill Hemisphere, New York, pp. 239-247.

APPENDIX

TABLE 1 Properties used for simulation

Eqn.#	Property	Expression	Reference
14	λ	$(2502 - 2.386T)(1 + 4.35 \exp(-28.25M)) \times 10^3$	12
15	M_{eq}	$\left[n(1 - RH)/(c_1 T_{sat})^{c_2} \right] / 100$ $c_1 = -3.074 \times 10^{-5}, c_2 = 1.8156$	11
16	C_{pg}	$1.465 \times 10^3 + 3.55 \times 10^3 (M / (1+M))$	2
17	ρ_b	$698 + 110.5M$	11

TABLE 2 Operating conditions for model validation

Parameter	Test no.		
	1	2	3
Inlet air temperature ($^{\circ}\text{C}$)	130	140	150
Ambient temperature, db/wb ($^{\circ}\text{C}$)	27/25	30/26	29/26
Initial grain temperature ($^{\circ}\text{C}$)	24	27	27
Initial moisture content (%d.b.)	38.5	36.9	37.0
Hold-up (kg)	30	30	30
Grain diameter (m)	0.008	0.008	0.008
Total air flow rate (kg dry/s)	0.28	0.29	0.25
Air leak-off rate into the downcomer (%)	17	20	17
Recirculation air ratio (%)	72	69	71

TABLE 3 Bed and other related dimensions

Bed dimensions	value
Spout height (m)	1.45
Entrance height (m)	0.125
Spout width (m)	0.08
Bed width (m)	0.54
Bed height (m)	0.75
Width of air inlet (m)	0.04
Slant angle (degree)	60

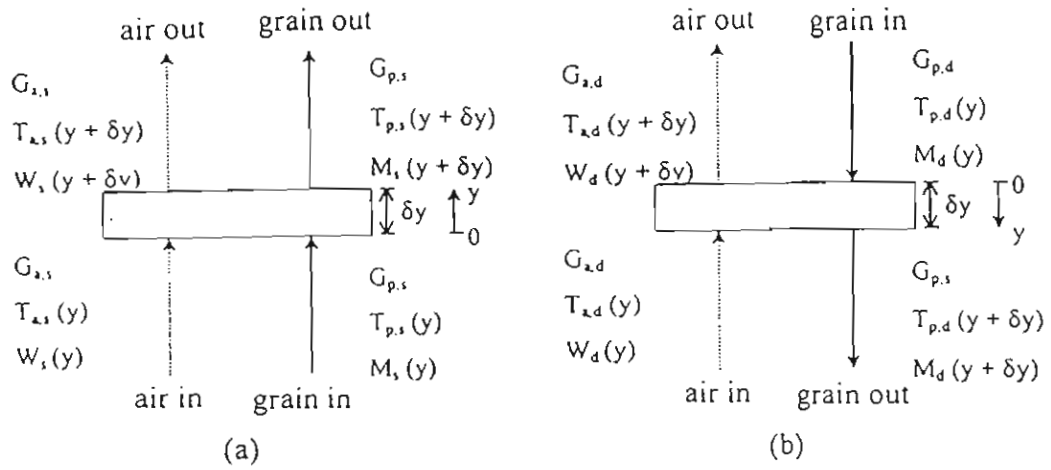


FIGURE 1 Elementary thin layer of grain (a) spout region (b) downcomer region

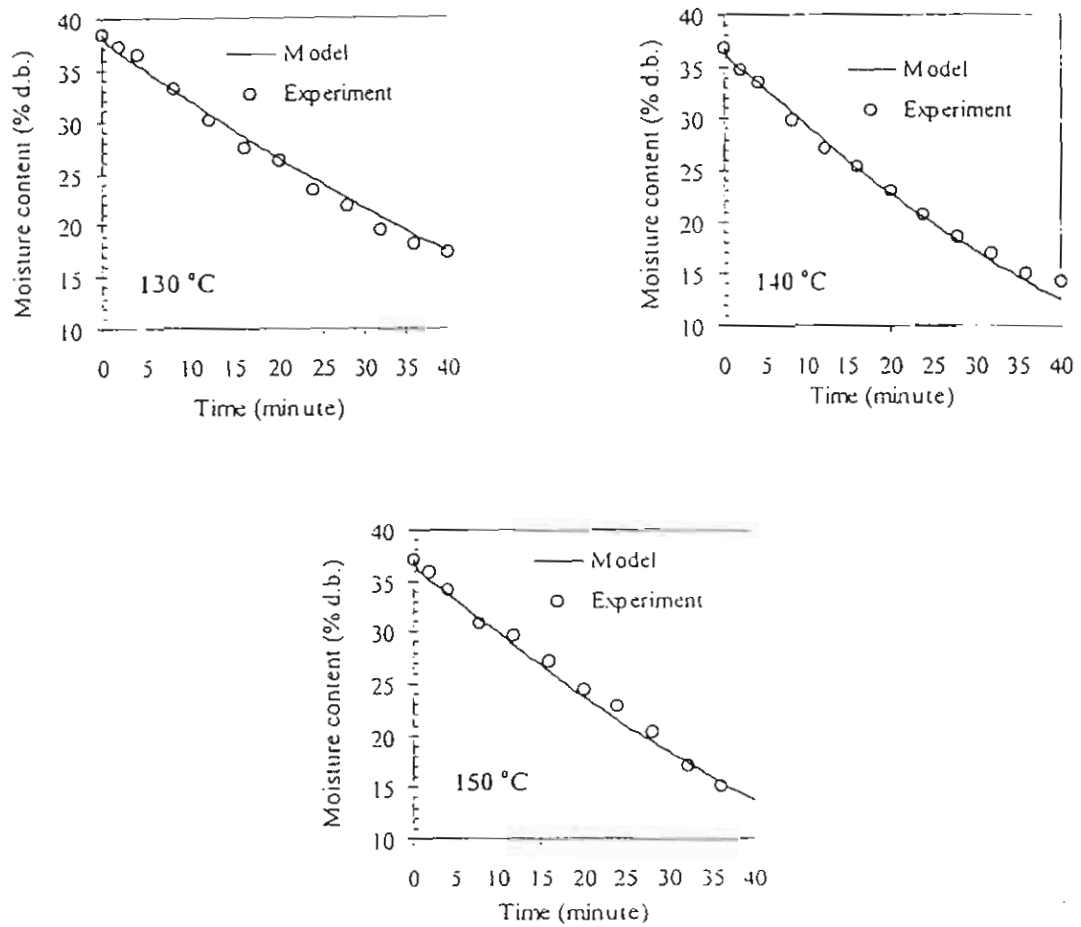


FIGURE 2 Comparison between model and experimental of moisture content with time (inlet air temp., 130, 140, 150 °C; hold-up 30 kg).

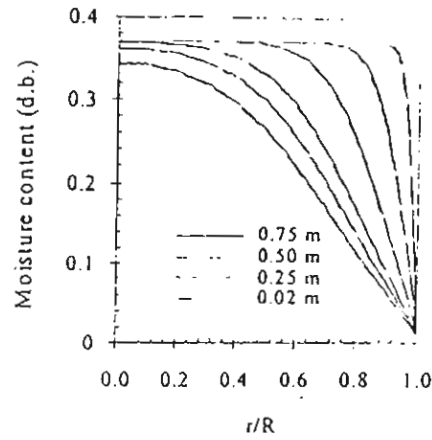


Figure 3 Predicted transient moisture profile inside the corn kernel at difference bed height (inlet air temp., 150 °C; hold-up 30 kg).

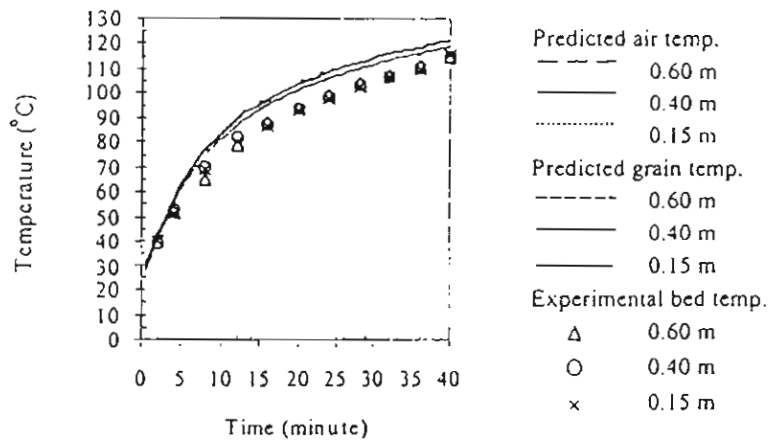


FIGURE 4 Temperature distribution inside the bed of downcomer (inlet air temp., 150 °C; hold-up 30 kg).

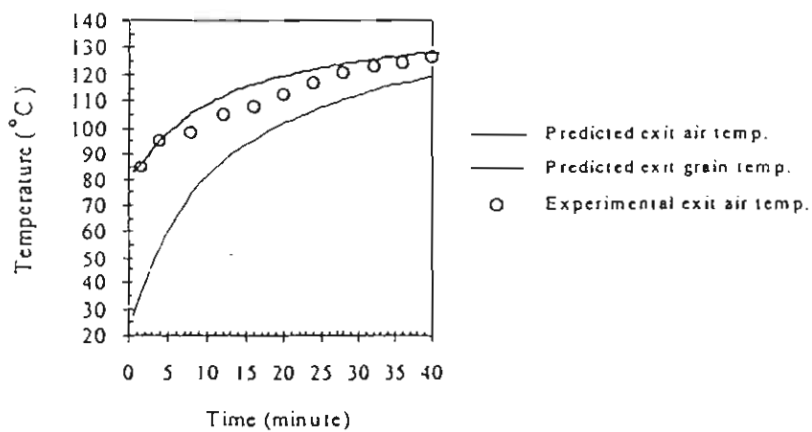


FIGURE 5 Evaluation of exit air temperature (inlet air temp., 150 °C; hold-up 30 kg).

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

การอบแห้งข้าวกล้อง
Brown Rice Drying

กริช เจียมจิโรจน์¹, สมชาติ โสภณธนฤทธิ์² และ สมบูรณ์ เวชกามา¹
Krit Jiamjirorn¹, Somchart Soponronmarit², Somboon Watchacama¹

1. นักศึกษาปริญญาโท คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
Master student, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT).
2. อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
Lecturer, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology.

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อนำเสนอแนวทางในการแปรรูปข้าวโดยใช้กระบวนการอบแห้งข้าวกล้อง ซึ่งทำการทดลองอบแห้งข้าวกล้องเปรียบเทียบกับกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือก สภาวะของอุณหภูมิอากาศร้อนที่ใช้ในการอบแห้ง 45, 55 และ 65 °C อัตราการไหลอากาศจำเพาะของอากาศ 12 m³/m³-min ในการลดความชื้นข้าวเปลือกที่ 22% wet basis (w.b.) เทียบกับการลดความชื้นข้าวกล้องที่ได้จากการเตรียมข้าวเปลือกที่สภาวะเดียวกัน ให้เหลือ 14% w.b. จากการทดลองพบว่า ระยะเวลาการอบแห้งลดความชื้นของข้าวกล้องมีค่าน้อยกว่าระยะเวลาการอบแห้งเปลือกตามปกติประมาณ 50-55% จากผลการทดสอบคุณภาพข้าวสารที่ได้จากการอบแห้งข้าวกล้องในรูปของปริมาณต้นข้าวและความขาวพบว่า ปริมาณต้นข้าวที่ได้มีค่าลดลงเมื่ออุณหภูมิการอบแห้งสูงขึ้น ความขาวของข้าวสารที่ได้จากกระบวนการอบแห้งข้าวกล้องมีค่าเปลี่ยนแปลงเพียงเล็กน้อย
คำสำคัญ: ข้าวกล้อง / คุณภาพ / จลนศาสตร์การอบแห้ง / เมล็ดพืช

Abstract

Dryings of Brown rice and Paddy have been studied at inlet temperatures of 45, 55 and 65 °C by using specific air flow rate of 12 m³/m³-min. In reducing the moisture content from 22% w.b. to 14% w.b., drying time for the brown rice is 50 – 55% shorter than that for the paddy under the identical condition. For the grain quality, head rice yield of brown rice is relatively reduced with the increased temperature whilst the whiteness is insignificantly change.

Key words: Brown rice / Drying Kinetic / Grain / Quality

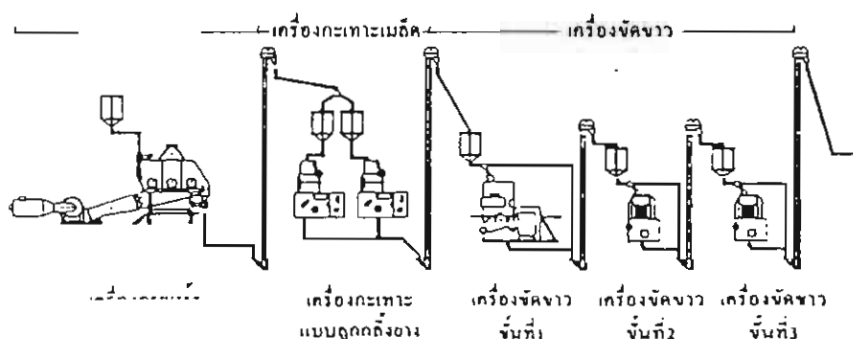
1. บทนำ

การอบแห้งเป็นกระบวนการที่มีบทบาทสำคัญต่อการจัดการข้าวเปลือกชื้น ทั้งนี้การหาเทคนิคการ อบแห้งที่เหมาะสมนั้นนับได้ว่ามีความสำคัญอย่างยิ่งต่อการจัดการข้าวเปลือกชื้น เนื่องจากกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกเป็นขั้นตอนที่ใช้พลังงานค่อนข้างสูงและส่งผลโดยตรงต่อคุณภาพของข้าว ซึ่งถ้ามีการควบคุมและจัดการแล้ว จะทำให้คุณภาพในรูปของต้นข้าวที่สูงและค่าดัชนีความขาวมากกว่า 43

ข้าวเปลือกที่ได้จากการเก็บเกี่ยวนั้นโดยทั่วไปมีความชื้นอยู่ที่ประมาณ 18 – 26% w.b. ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับช่วงระยะเวลา สภาพพื้นที่ และเทคนิคการเก็บเกี่ยว โดยทั่วไปแล้วข้าวเปลือกชื้นที่มีความชื้นสูงกว่า 26% w.b. ไม่สามารถเก็บไว้ได้เกินกว่า 2 วัน เนื่องจากคุณภาพของข้าวจะสูญเสียลงไปเรื่อย ๆ ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงจะถูกนำมาผ่านกระบวนการอบแห้งเพื่อให้ความชื้นของข้าวอยู่ในระดับที่สามารถนำไปเก็บรักษาได้อย่างปลอดภัย สำหรับงานวิจัยนี้เป็นการนำเสนอรูปแบบของการปรับเปลี่ยนวิธีการแปรรูป โดยใช้การอบแห้งข้าวกล้องที่เตรียมจากข้าวเปลือกในขณะที่มีความชื้นสูงประมาณ 22% w.b. เพื่อทำการอบแห้งให้ความชื้นลดลงจนเหลือ 14% w.b. ซึ่งระดับที่ใช้เป็นมาตรฐานในการเก็บรักษาข้าวได้ปลอดภัยตามแนวทางที่นำเสนอโดย Yamashita[1] เพื่อทดสอบความเป็นไปได้ที่จะนำแนวทางการจัดการข้าวเปลือกชื้นด้วยวิธีดังกล่าวมาใช้ในอนาคต

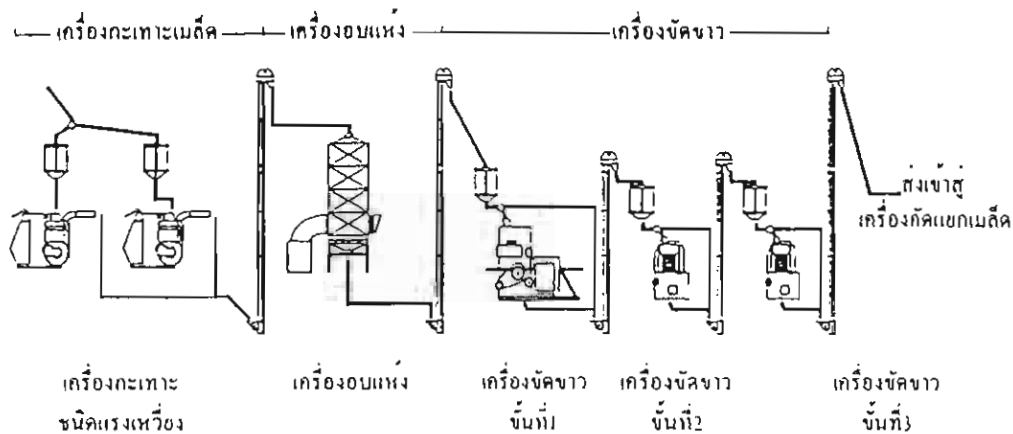
ในกระบวนการแปรรูปข้าวเปลือกส่วนใหญ่จะทำให้การอบแห้งให้ข้าวเปลือกมีความชื้นประมาณ 14% w.b สำหรับงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการแปรรูปข้าวในขณะที่มีความชื้นสูงดังเช่นงานวิจัยของ Schroeder and Rosberg [2], Wratten and Faulkner [3], Biswas *et al.*[4], และ Kester *et al.*[5], เป็นงานวิจัยที่นำเสนอการแปรรูปข้าวเปลือกชื้นในขั้นตอนเดียว โดยใช้หลักการการเพิ่มอุณหภูมิของเมล็ดพืชก่อนที่ทำการอบแห้ง โดยมีวัตถุประสงค์เพื่อเร่งให้อัตราการอบแห้งสูงและสามารถแปรรูปข้าวไปพร้อม ๆ กับการอบแห้ง ซึ่งเป็นพื้นฐานของการพัฒนาการอบแห้งและการขัดสีในขั้นตอนเดียว (Flash drying and Milling Technique) ที่พัฒนาขึ้นโดย Eiji and Kunze[6] โดยได้ทำการทดลองอบแห้งทั้งข้าวกล้องและข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงแต่จากผลการทดลองพบว่า คุณภาพของข้าวหลังการอบแห้งมีค่าต่ำกว่ามาตรฐาน Henderson [7] ได้ทำการศึกษ้อัตราการอบแห้งของข้าวกล้องโดย พบว่า อัตราการอบแห้งมีค่าสองเท่าของอัตราการอบแห้งข้าวเปลือก ที่อุณหภูมิเดียวกัน เช่นเดียวกับผลที่ได้จากการทดลองของ Stipe *et al.* [8] ที่ทำการอบแห้งเปรียบเทียบที่อุณหภูมิการอบแห้งเท่ากับ 52°C และ 93°C

ในรูปที่ 1 แสดงไคอะแกรมกระบวนการแปรรูปข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงก่อนนำเข้ากระบวนการขัดสี ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูง เมื่ออบแห้งจนมีความชื้นลดลงอยู่ในระดับที่ปลอดภัยในการเก็บรักษาแล้วนำไปเข้าเครื่องกะเทาะเปลือกเพื่อแยกส่วนที่เป็นแกลบออกได้เป็นข้าวกล้อง หลังจากนั้นจึงส่งเข้าสู่เครื่องขัดขาวเพื่อแยกส่วนที่เป็นรำออกได้เป็นข้าวสาร



Yamashita [1] เสนอรูปแบบการแปรรูปข้าวที่มีขั้นตอนที่แตกต่างการแปรรูปข้าวเปลือกโดยทั่วไป โดยทำการกะเทาะข้าวเปลือกในขณะที่ข้าวเปลือกยังมีความชื้นสูงจากเครื่องกะเทาะชนิดแรงเหวี่ยง ซึ่งมีข้อดีที่แตกต่างจากเครื่องกะเทาะแบบลูกกลิ้งคือ ไม่ก่อให้เกิดความเสียหายต่อส่วนที่เป็นรำของข้าวกล้องซึ่งทำให้สามารถเก็บรักษาข้าวกล้องสามารถทำได้นานกว่าการใช้เครื่องกะเทาะลูกกลิ้ง ทั้งนี้ Ito [9] ยังได้นำเสนอการนำเอาเครื่องกะเทาะเปลือกข้าวแบบแรงเหวี่ยงติดตั้งเข้ากับรถเกี่ยวนวดซึ่งยังอยู่ในขั้นตอนของการพัฒนาระบบการกะเทาะอยู่ หลังจากที่ได้ข้าวกล้องแล้วจึงนำไปทำการอบการอบแห้ง จากนั้นจึงนำเอาข้าวกล้องที่แห้งแล้วมาทำการขัดสีเป็นข้าวสาร อาจกล่าวได้ว่าขั้นตอนการแปรรูปโดยรูปแบบการอบแห้งข้าวกล้องทำได้โดยการสลับขั้นตอนในการอบแห้งกับขั้นตอนในการกะเทาะเปลือกที่ใช้ในการแปรรูปข้าวเปลือกตามปกติ ดังแสดงไว้ในรูปที่ 2 จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่า สามารถลดค่าใช้จ่ายในการอบแห้งลงได้ 55 % จากการอบแห้งข้าวเปลือก

กระบวนการอบแห้งข้าวกล้อง



รูปที่ 2 กระบวนการแปรรูปข้าวเปลือกโดยใช้การอบแห้งข้าวกล้อง

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

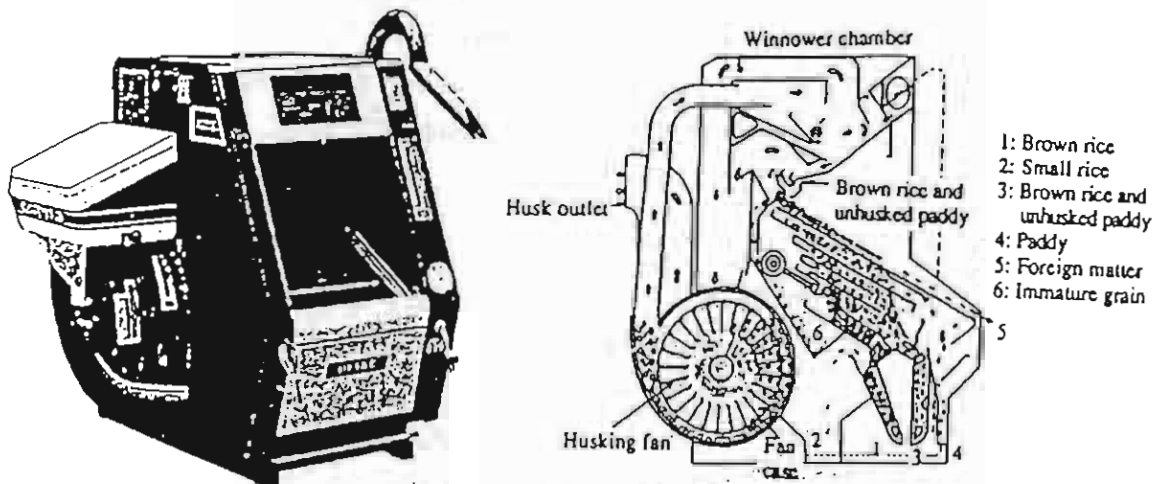
ตัวอย่างข้าวกล้องที่ใช้ในการทดลองเตรียมได้จากข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงมากกว่า 20% w.b. ทำการกะเทาะด้วยเครื่องกะเทาะแรงเหวี่ยง (OTAKE FK32) ข้าวกล้องที่ได้บรรจุไว้ในภาชนะอับอากาศ ที่เก็บไว้ในห้องเย็น 4°C สำหรับเครื่องอบแห้งที่ใช้เป็นเครื่องอบแห้งแบบถาด ติดตั้ง Heater ขนาด 1 kW จำนวน 3 ชุด ถาดบรรจุข้าวมีขนาด 52 x 52 x 1 cm วัดอุณหภูมิโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลเป็นชนิด K ติดตั้งต่อเข้ากับเครื่องบันทึกข้อมูล (data logger) มีความถูกต้อง $\pm 0.1^{\circ}\text{C}$

ในการศึกษาเงื่อนไขการอบแห้งทำได้โดยการสุ่มเก็บตัวอย่างข้าวกล้อง โดยใช้เตาอบในการหาความชื้น ทำการอบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

การวิเคราะห์คุณภาพข้าวเปลือก ทำได้โดยการตวงข้าวเปลือกจำนวน 125 กรัม เติลงในเครื่องกะเทาะเปลือกข้าว (Satake THU 35A) และนำไปชั่งน้ำหนัก บันทึกไว้ที่ชั่ง นำข้าวกล้องที่ได้ไปทำการขัดขาวด้วยเครื่องขัดขาวชนิดแรงเสียดทาน บันทึกน้ำหนักไว้ที่ชั่ง นำข้าวสารที่ได้ไปแยกกันข้าวด้วยเครื่องคัดแยกแบบหลุมทรงกระบอก (Indent cylinder) บันทึกปริมาณต้นข้าว และทำการหา เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว* เปอร์เซ็นต์กลบ และ เปอร์เซ็นต์รำ ค่าความขาวของข้าวสารใช้เครื่อง Kett-C300 โดยที่ค่าดัชนีอ้างอิงเท่ากับ 81.6

* เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว = (น้ำหนักต้นข้าว x 100) / (น้ำหนักของข้าวเปลือก)

การวิเคราะห์คุณภาพข้าวกล้อง ทำได้โดยนำข้าวเปลือกซึ่งให้น้ำหนัก 30 Kg ทำการกะเทาะเปลือกด้วยเครื่อง OTAKE FK32 บันทึกน้ำหนักข้าวกล้องที่ได้ เพื่อหาเปอร์เซ็นต์แกลบ แล้วทำการสุ่มเก็บตัวอย่างจำนวน 400 g เพื่อนำมาหาเปอร์เซ็นต์การแตกหักก่อนทำการอบแห้ง นำตัวอย่างบรรจุในภาชนะแห้ง และทำการอบแห้งตามสภาวะเงื่อนไขการอบแห้งจนความชื้นของข้าวกล้องลดลงเหลือ 14% w.b. นำตัวอย่างที่ได้ไปตรวจสอบหาเปอร์เซ็นต์การแตกหักหลังทำการอบแห้ง และนำไปจัดสีเพื่อหาน้ำหนักของต้นข้าว



รูปที่ 3 เครื่องกะเทาะชนิดแรงเหวี่ยงที่ใช้ในการทดลอง

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

ความชื้นของข้าวกล้องที่ได้จากการกะเทาะเปลือกข้าวเปลือกที่ระดับความชื้น 21% w.b. ด้วยเครื่องกะเทาะชนิดแรงเหวี่ยงนั้นลดลงประมาณ 0.8-1% w.b. ความชื้นส่วนที่หายไปนั้นเกิดจากการใช้ลมเป็นพาหะในการเคลื่อนย้ายข้าวภายในเครื่องกะเทาะมีความเร็วที่สูง ลมจึงทำหน้าที่เป็นตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งไปพร้อมกันด้วย ผลจากการหาอุณหภูมิการอบแห้งของข้าวกล้องและข้าวเปลือกที่ระดับอุณหภูมิอากาศอบแห้งเท่ากับ 45, 55 และ 65°C แสดงดังรูปที่ 4 และสามารถใช้อย่างจำลองแบบเอมไพริคัลในรูปแบบของสมการ Page(1949) ทำนายผลได้ดี ดังแสดงในสมการที่ 1

$$MR = \exp(-kt^n) \quad (1)$$

เมื่อ

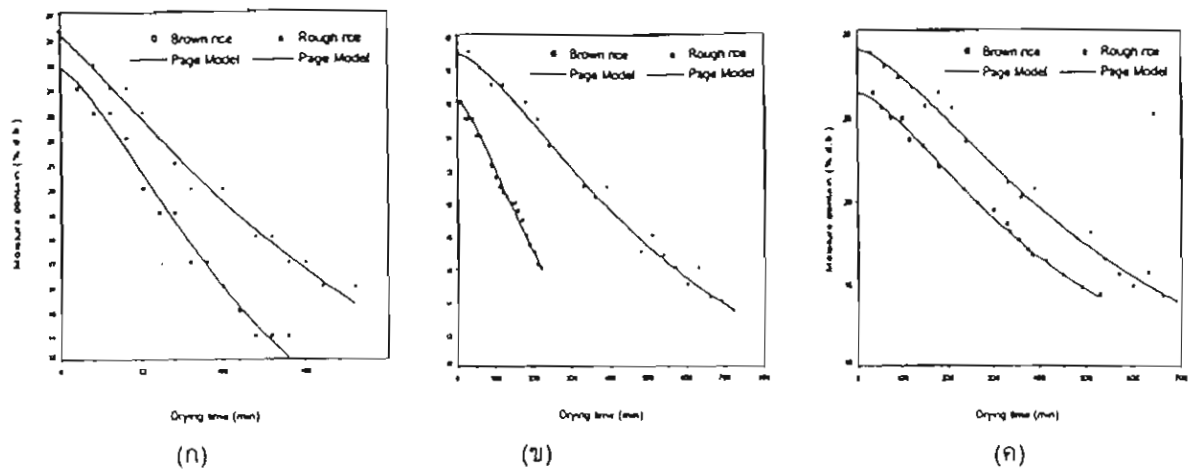
- MR คืออัตราส่วนความชื้น, decimal
t คือเวลาอบแห้ง, min
k, n คือค่าคงที่ใดที่ขึ้นกับอุณหภูมิ

โดยที่

$$k = k_0 \exp(-C/T) \quad (2)$$

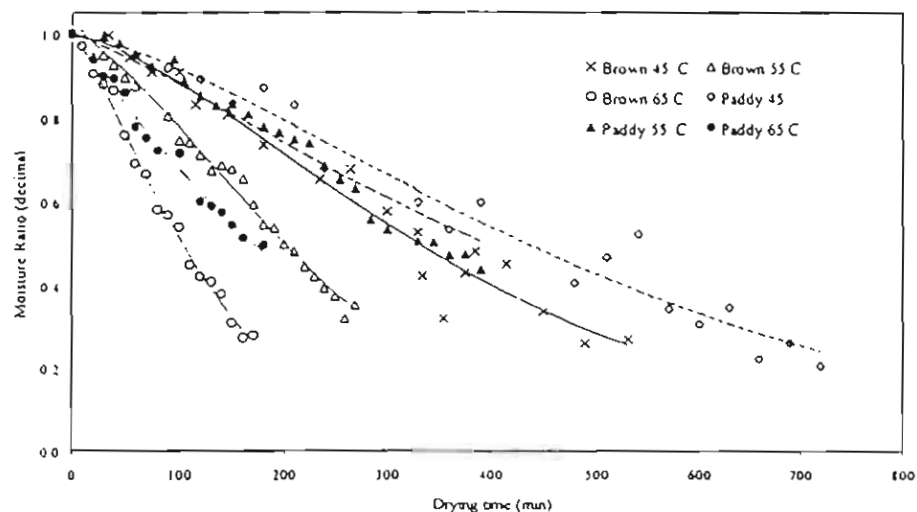
สำหรับข้าวกล้อง $C=7.006$ และ $k_0 = 546.53$

สำหรับข้าวกล้อง $C=21.423$ และ $k_0 = 589.65$



รูปที่ 4 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การอบแห้งระหว่างการอบแห้งข้าวเปลือกเทียบกับการอบแห้งข้าวกล้อง
 ที่อุณหภูมิต่าง ๆ (ก) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 65°C (ข) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 55°C
 (ค) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 45°C

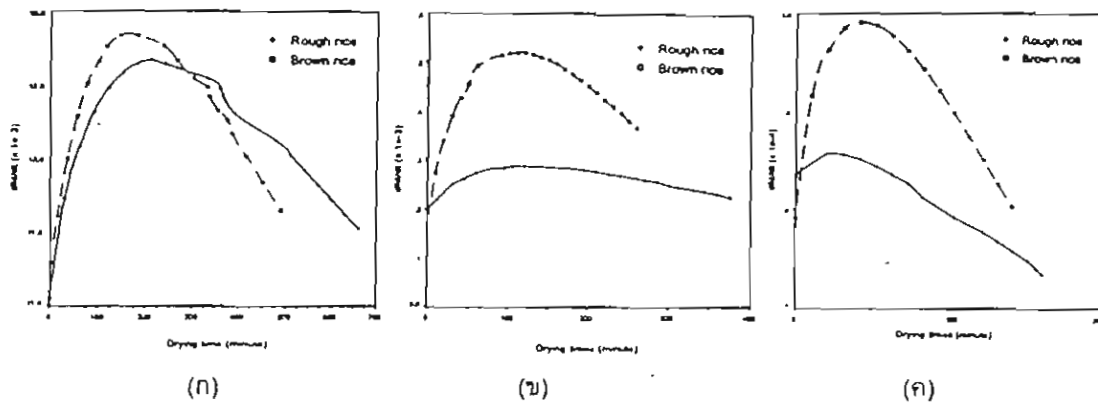
เนื่องจากการทดลองได้ใช้ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกและข้าวกล้องแตกต่างกัน ดังนั้นในการเปรียบเทียบการลดความชื้นข้าวเปลือกและข้าวกล้อง ทำได้โดยแสดงในเทอมของ อัตราส่วนความชื้น(MR)ต่อเวลา ดังแสดงในรูปที่ 5 ซึ่งพบว่า อัตราการอบแห้งข้าวกล้องนั้นมีค่าสูงกว่าของข้าวเปลือก สำหรับการอบแห้งข้าวกล้อง อัตราส่วนการลดความชื้นจะรวดเร็วขึ้นอย่างเห็นได้ชัด เมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งมากกว่า 45°C สำหรับข้าวเปลือกจะเกิดขึ้นเมื่ออุณหภูมิในการลดความชื้นที่ค่ามากกว่า 55°C



รูปที่ 5 เปรียบเทียบอัตราการลดความชื้นระหว่างการอบแห้งข้าวเปลือก
 เทียบกับการอบแห้งของข้าวกล้อง

รูปที่ 6 แสดงผลการเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งที่ระดับอุณหภูมิอากาศอบแห้งเท่ากับ 45, 55 และ 65°C พบว่า ในช่วงแรกของการอบแห้งข้าวกล้องให้อัตราการเปลี่ยนแปลงความความชื้นต่อเวลาที่สูงกว่าการอบแห้งข้าวเปลือก ในขณะที่เมื่อเข้าสู่ช่วงการอบแห้งลดลงข้าวกล้องกลับมีแนวโน้มลดลงอย่างเห็นได้ชัดเจน อาจเนื่องมา

จากความชื้นสมดุลของข้าวกล้องมีค่าสูงกว่าของข้าวเปลือกที่สภาวะแวดล้อมเดียวกัน เมื่ออัตราการอบแห้งของข้าวกล้องเข้าอยู่ในช่วงการอบแห้งลดลงอัตราการอบแห้งของข้าวกล้องจึงมีค่าน้อยกว่าของข้าวเปลือก



รูปที่ 6 เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งระหว่างการอบแห้งข้าวเปลือกกับการอบแห้งข้าวกล้องที่อุณหภูมิต่างๆ
(ก) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 65°C (ข) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 55°C (ค) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 45°C
(ข)

ตารางที่ 1 แสดงผลของคุณภาพของข้าวเปลือกและข้าวกล้องหลังผ่านการอบแห้ง โดยใช้อุณหภูมิตั้ง 45, 55 และ 65°C พบว่า ปริมาณต้นข้าวที่ได้จากการอบแห้งข้าวกล้องลดลงเมื่ออุณหภูมิในการอบแห้งเพิ่มขึ้น ในขณะที่ปริมาณต้นข้าวจากการอบแห้งข้าวเปลือกสามารถใช้อุณหภูมิการอบแห้งได้ถึง 55°C โดยที่เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวไม่ลดลง สำหรับค่าความขาวของกลุ่มตัวอย่างทดสอบทั้งในกลุ่มของข้าวเปลือกและข้าวกล้องนั้นมีค่าที่ได้สูงกว่าค่าความขาวอ้างอิง (43)

ตารางที่ 1 คุณภาพของข้าวสารที่ได้จากการอบแห้งข้าวกล้องและข้าวเปลือก

	Paddy			Brown rice		
	Drying air temperature (°C)			Drying air temperature (°C)		
	45	55	65	45	55	65
Time (min)	640	360	155	470	215	101
HRV(%)	54.4	54.5	37.4	43.4	37.8	26.6
BRP(%)	14.9	15.3	31.8	27.9	34.4	45.3
BP(%)	9.2	9.0	8.92	8.71	9.3	9.1
WH	45.1	45.2	45.3	46.1	46.3	46.7

Remarks:

HRV = Head Rice Yield, BRP = Broken rice, BP = Bran

Reference HRV= 54.8%

4. สรุปผลการทดลอง

จากผลการทดลองเปรียบเทียบผลจลนศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพการอบแห้งระหว่างข้าวกล้องและข้าวเปลือกด้วยเทคนิคลมร้อน สามารถสรุปผลได้ดังนี้ ลดความชื้นของข้าวกล้องลดลงได้รวดเร็วกว่าข้าวเปลือกประมาณ 50-55% อันเป็นผลมาจากความชื้นที่ลดลงจากการกะเทาะแยกแกลบด้วยกะเทาะแรงกะเทาะแรงเหวี่ยง และอัตราการอบแห้งข้าวกล้องในช่วงต้นของการอบแห้งมีค่าสูงกว่าอัตราการอบแห้งข้าวเปลือก ส่วนทางด้านคุณภาพของข้าวสารที่ได้จากการอบแห้งพบว่า ปริมาณข้าวตันที่ได้จากการการอบแห้งข้าวกล้องโดยใช้พาหะลมร้อนมีค่าลดลงมากเมื่อเทียบกับการอบแห้งข้าวเปลือกตามปกติ อย่างไรก็ตามมีความเป็นไปได้ที่สามารถลดอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งลง เพื่อที่รักษาคุณภาพของข้าวโดยเฉพาะอย่างยิ่งในรูปของคืนขาว สำหรับคุณภาพของสีพบว่า การอบแห้งทั้งสองวิธีให้ดัชนีความขาวสูงกว่ามาตรฐาน

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนงานวิจัย และขอขอบคุณบริษัทไรซ์เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ที่ให้ความอนุเคราะห์เครื่องมือที่ใช้ในการทำงานวิจัย ซึ่งเป็นส่วนสำคัญในงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

- 1.Yamashita, R., 1993, New technology in grain post harvesting, Frist edition., Kyoto, 207 p.
2. Schroeder, W. and Rosberg, D.,1960., Infrared drying of rough rice, Rice Journal, Vol. 63, No.4, pp.23,27
3. Wratten, F. and Faulkner M., 1968, A New System for Rice Drying. Paper presented at Southwest Region Meeting of the ASAE., Little Rock., 25 p.
4. Biswas, D. Wratten F., Faulkner, M. and Miller, M., 1969., Effects of high temperature and moisture for pre-conditioning rice for milling, Paper presented at the southwest region meeting of the ASAE. Tyler, TX.
- 5.Kester, E. B., and et al., 1963., Influence of maturity on properties of western rice, Cereal chemistry.,Vol. 40, No.(4), New york, pp.323-336.
- 6.Eiji, B and Kunze, O., 1988, Flash drying and milling technique for high moisture brown rice, Transaction of American Society Agricultural Engineers, Vol. 31, No. 6, pp.1828-1834.
- 7.Henderson, M., 1972, Combine hulling of rice. Potential and evaluation, Rice J., Vol 57, No 5, pp. 16-18.8.Ito, N., 1985, Development of the combine harvester equipped with husking function, Journal of JSAM Kansai Branch, Vol 58, 1985, pp. 105-106.

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

การเปรียบเทียบสมรรถนะการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่ใช้ R-134a
และ R-22 เป็นสารทำงาน

The Comparison of Performance of Heat Pump Dryer
using R-134a and R-22 as Working Fluids

อำไพศักดิ์ ทีบุญมา¹ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์¹ และ จิรวรรณ เคียรต์สุวรรณ¹
Umphisak Teeboonma¹, Somchart Soponronnark¹ and Jirawan Tiansuwan¹

นักศึกษาระดับปริญญาเอก คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
Ph.D. student, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology
อาจารย์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี (มจธ.) 91 ถนนประชาอุทิศ ทุ่งครุ กรุงเทพฯ
Lecturer, King Mongkut's University of Technology (KMUTT), Pracha-Utit Rd., Tungkrui, Bangkok

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาสมรรถนะระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน โดยเปรียบเทียบสมรรถนะทางด้านทฤษฎีในกรณีที่ใช้ R-134a และ R-22 เป็นสารทำงาน สภาวะเงื่อนไขที่ใช้มีดังนี้ อุณหภูมิเครื่องระเหยอยู่ในช่วง 0-30°C และ อุณหภูมิเครื่องควบแน่นอยู่ในช่วง 40-70°C จากการจำลองสภาวะการทำงานพบว่า ความสามารถในการทำความร้อน และสัมประสิทธิ์สมรรถนะระบบปั๊มความร้อน กรณีที่ใช้สาร R-22 สูงกว่ากรณีที่ใช้สาร R-134a โดยมีค่าเฉลี่ย 7.8 และ 1% ตามลำดับ นอกจากนั้นกำลังคอมเพรสเซอร์ที่ใช้ทำความร้อนปริมาณ 1 kW น้อยกว่าประมาณ 1% แต่เนื่องจาก R-134a ไม่มีศักยภาพในการทำลายโอโซนในชั้นบรรยากาศของโลก ดังนั้นจึงเลือกทดสอบเฉพาะระบบที่ใช้สาร R-134a ซึ่งมีสัดส่วนอากาศไม่ผ่านเครื่องระเหย 52% และอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ 1839 kg/h สรุปได้ว่า การอบแห้งถั่วอกที่น้ำหนักเริ่มต้น 30 kg ความชื้นเริ่มต้น 1630% dry basis (d.b) เหลือความชื้น 24% d.b ใช้เวลา 11 ชั่วโมง สำหรับกะหล่ำปลีน้ำหนักเริ่มต้น 18.6 kg ใช้เวลา 13 ชั่วโมง ในการอบแห้งจากความชื้นเริ่มต้น 1650% d.b ให้เหลือความชื้น 18.6% d.b และอบแห้งกล้วยซึ่งมีน้ำหนักเริ่มต้น 72.7 kg อบแห้งจากความชื้นเริ่มต้น 251% d.b ให้เหลือ 28.7% d.b ใช้เวลา 42 ชั่วโมง อัตราการอบแห้งและอัตราการใช้พลังงานเฉพาะสูงสุดเท่ากับ 25.3 kg water evap./h และ 1.52 kg water evap./kWh ตามลำดับ โดยที่อัตราการใช้พลังงานเฉพาะต่ำสุดเท่ากับ 2.37 MJ/kg water evap.

คำสำคัญ: การอบแห้ง / ปั๊มความร้อน / สารทำงาน

Abstract

The objective of this work is to quantitatively quantify the performance of heat pump dryer, principally based on theory, by using R-134a and R-22 as working fluids. Temperature ranges between 0 and 30°C at the evaporator and between 40 and 70°C at the condenser have been considered as the operating parameters. The simulation results show that the performance of heat pump in terms of heating effects, and COP operating on R-22 are 7.8%, and 1%, respectively, relatively higher than that operating on R-134a. In addition, the power of the compressor per 1 kW used for generating heat is less than approximately 1%. In the experimental part, bean sprouts, cabbages and bananas were dried by heat pump drying operating on R-134a because of R-134a has not ozone depletion potential. The by pass air ratio and the air mass flow rate are 52% and 1839 kg/h, respectively. The experimental results were as follows: the bean sprout of 30 kg was dried from 1630 % to 24 % dry basis in 11 hours; the cabbage of 18.6 kg was dried from 1650 % to 18.6 % dry basis in 13 hours and the banana of 72.7 kg was dried from 251 % to 28.7 % dry basis in 42 hours. The maximum values of the drying rate (DR) and the specific moisture extraction rate (SMER) are 2.53 kg water evap./h and 1.52 kg water evap./kWh, respectively, whereas the lowest value of the specific energy consumption (SEC) is 2.37 MJ/kg water evap.

Keyword: drying / heat pump / working fluid

1. บทนำ

การอบแห้งผลไม้ด้วยปั๊มความร้อนเป็นอีกวิธีหนึ่งที่สามารถลดความชื้นและยังคงสภาพของผลไม้ได้เป็นอย่างดี ทั้งนี้เนื่องจากคุณสมบัติเฉพาะของระบบปั๊มความร้อน คือ สามารถอบแห้งผลไม้ด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิต่ำเนื่องจากอากาศที่ใช้ในการอบแห้งถูกลดความชื้นด้วยเครื่องระเหยก่อนที่จะรับความร้อนจากเครื่องควบแน่น ดังนั้นลมร้อนที่ใช้ในการอบแห้งจึงมีความชื้นต่ำ จุดเด่นตรงนี้ สามารถลดปัญหาของสีผลไม้ที่คล้ำและการเหี่ยวแห้ง และสามารถควบคุมสภาวะของการอบแห้ง เช่น อุณหภูมิ และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศได้ง่าย ดังนั้นผลไม้ที่อบแห้งด้วยปั๊มความร้อนจึงมีคุณภาพสูง งานวิจัยที่ผ่านมาสารทำงานที่ใช้ในระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนส่วนใหญ่จะเป็นมลพิษต่อสิ่งแวดล้อม Pendyala et al., (1990) ทดลองอบแห้งโดยใช้ R-11 และ R-12 เป็นสารทำงานในระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน ซึ่งจากการศึกษาพบว่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนในระบบที่ใช้ R-11 จะสูงกว่าระบบที่ใช้ R-12 Clement et al., (1993) ทดลองอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนเพื่อตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ โดยใช้ R-12 เป็นสารทำงาน และในระยะหลัง การทดลองศึกษาอิทธิพลความเร็วของอากาศ ขนาดของผลิตภัณฑ์ ความชื้นสัมพัทธ์และอุณหภูมิอบแห้ง หรือแม้กระทั่งเพื่อตรวจสอบความถูกต้องแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ จะใช้ R-22 เป็นสารทำงานในระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน (Gordon et al., 1994 ; Chou et al., 1994 ; Prasertsan et al., 1997 and Soponronnarat et al., 1999) R-22 เป็นสารทำงานที่มีผลกระทบต่อชั้นบรรยากาศของโลก และส่งผลต่อเนื่องกับสิ่งแวดล้อมอีกหลายด้าน ในขณะที่ปัจจุบัน R-134a เป็นสารทำงานอีกชนิดหนึ่งที่นิยมใช้ในตู้เย็นและเครื่องปรับอากาศในรถยนต์และมิยาภายในประเทศ แต่ R-134a เป็นสารที่ไม่มีศักยภาพในการทำลายชั้นบรรยากาศของโลก (Havelsky, 2000)

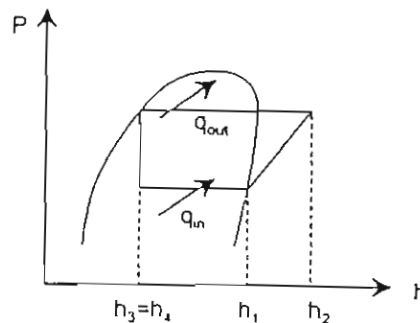
ดังนั้นเพื่อส่งเสริมการพัฒนาเทคโนโลยีการอบแห้งควบคู่กับการอนุรักษ์สิ่งแวดล้อม งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาและเปรียบเทียบสารทำงานที่ใช้ในระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนระหว่าง R-22 และ R-134a เนื่องจากอุปกรณ์ของสารทำงานทั้งสองมีจำหน่ายและหาซื้อได้ง่ายภายในประเทศ

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

สำหรับการดำเนินงานวิจัยได้แบ่งออกเป็นสองส่วน โดยในส่วนแรกจะเปรียบเทียบสารทำงานระหว่าง R-134a และ R-22 ในทางทฤษฎี ดัชนีที่ใช้ในการเปรียบเทียบ คือ ความสามารถในการทำความร้อน อัตราส่วนการอัด สัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อน และกำลังงานคอมเพรสเซอร์สำหรับทำความร้อน 1 กิโลวัตต์ ในส่วนที่สอง เป็นการทดสอบการอบแห้ง ถังออก กะหล่ำปลี และกล้วย โดยเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่ใช้สารทำงาน R-134a เพื่อศึกษาถึงสมรรถนะของระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน โดยมีดัชนีบ่งชี้ คือ อัตราการอบแห้ง อัตราการดึงน้ำ ออกจำเพาะ อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ และสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อน

2.1 การวิเคราะห์ทางทฤษฎี

ในการวิเคราะห์จะใช้วัฏจักรมาตรฐาน ดังแสดงในรูปที่ 1 เพื่อวิเคราะห์เปรียบเทียบสารทำงาน



รูปที่ 1 The standard cycle of heat pump

ความสามารถในการทำความร้อน (Heating effect, q_H)	$q_H = h_2 - h_3$ kJ/kg
งานคอมเพรสเซอร์ (Compressor work, w_{comp})	$w_{comp} = h_2 - h_1$ kJ/kg
อัตราส่วนการอัด (Pressure ratio, PR)	$PR = P_{cond}/P_{ev}$
สัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อน (Coefficient of performance of heat pump, COP_h)	

$$COP_h = (h_2 - h_3) / (h_2 - h_1)$$

- เมื่อ h_1 คือ เอนทัลปีทางเข้าคอมเพรสเซอร์หรือออกจากเครื่องระเหย
 h_2 คือ เอนทัลปีทางออกคอมเพรสเซอร์หรือเข้าเครื่องควบแน่น
 h_3 คือ เอนทัลปีทางออกเครื่องควบแน่น
 P_{cond} คือ ความดันไออิ่มตัวที่อุณหภูมิเครื่องควบแน่น
 P_{ev} คือ ความดันไออิ่มตัวที่อุณหภูมิเครื่องระเหย
 กำลังงานคอมเพรสเซอร์เพื่อทำความร้อน 1 กิโลวัตต์ หาได้จากรู

$$m_r q_H = 1 \text{ kW}$$

$$m_r = 1 / (h_2 - h_3) \text{ kg/s}$$

$$W_{comp} = m_r (h_2 - h_1) = (h_2 - h_1) / (h_2 - h_3) \text{ kW}$$

เมื่อ η คือ อัตราการไหลเชิงมวลของสารทำงาน

W_{comp} คือ กำลังงานของคอมเพรสเซอร์

นั่นคือ เมื่อคิดเทียบกับความสามารถในการทำความร้อน 1 kW จะได้ว่า กำลังงานของคอมเพรสเซอร์เป็นส่วนกลับของสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อน

2.1.1 ผลการวิเคราะห์ทางทฤษฎี

เงื่อนไขที่ใช้ศึกษาในทางทฤษฎี ได้แก่ อุณหภูมิเครื่องระเหยอยู่ระหว่าง $0-30^{\circ}\text{C}$ และอุณหภูมิเครื่องควบแน่นอยู่ระหว่าง $40-70^{\circ}\text{C}$

ความดันไออิ่มตัว

ที่สภาวะการทำงานของเครื่องระเหย ($0-30^{\circ}\text{C}$) จากการวิเคราะห์พบว่าความดันไออิ่มตัวของสารทำงาน R-22 สูงกว่าสารทำงาน R-134a โดยเฉลี่ยประมาณ 38% ดังแสดงในรูปที่ 3 และที่สภาวะการทำงานของเครื่องควบแน่น (40 ถึง 70 องศาเซลเซียส) จากการวิเคราะห์พบว่าความดันไออิ่มตัวของสารทำงาน R-22 สูงกว่าสารทำงาน R-134a โดยเฉลี่ยประมาณ 31% ดังแสดงในรูปที่ 4

ความสามารถในการทำความร้อน

ความสามารถในการทำความร้อน (heating effect) ของสารทำงาน R-22 สูงกว่าสารทำงาน R-134a โดยเฉลี่ยประมาณ 7.8% ดังรูปที่ 5

อัตราส่วนการอัด

ที่สภาวะการทำงานเดียวกันนั้น อัตราส่วนการอัด (pressure ratio, PR) ของสารทำงาน R-134a สูงกว่าสารทำงาน R-22 โดยเฉลี่ยประมาณ 7% ดังรูปที่ 6

กำลังงานของคอมเพรสเซอร์

กำลังงานของคอมเพรสเซอร์ที่ใช้เพื่อทำความร้อน (Heating Effect) ในปริมาณ 1 kW ของสารทำงาน R-134a สูงกว่า R-22 เล็กน้อย คือโดยเฉลี่ยแล้วประมาณ 1% ดังแสดงในรูปที่ 7

สัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อน

สัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนที่ใช้สารทำงาน R-22 สูงกว่าระบบปั๊มความร้อนที่ใช้สารทำงาน R-134a โดยเฉลี่ยประมาณ 1% ดังรูปที่ 8

ข้อดีและข้อเสีย

R-134a มีข้อดี คือ มีความดันไออิ่มตัวต่ำ ไม่ทำลายชั้นบรรยากาศ และมีอุณหภูมิวิกฤตสูง ในส่วนของข้อเสีย คือ สารทำงานราคาแพง มีความสามารถในการกักเก็บความร้อนต่ำ ไม่รวมตัวกับน้ำมันหล่อลื่นธรรมชาติ

R-22 มีข้อดี คือ สัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนสูง สารทำงานราคาถูก มีความสามารถในการกักเก็บความร้อนต่ำ และสามารถรวมตัวกับน้ำมันหล่อลื่นธรรมชาติ ในส่วนของข้อเสีย คือ มีความดันไออิ่มตัวสูง และทำลายชั้นบรรยากาศโลก

จากการศึกษาและเปรียบเทียบทั้งข้อดีและข้อเสีย รวมทั้งสมรรถนะต่างๆของสารทำงานทั้งสอง ในงานวิจัยนี้จึงเลือกทดสอบเครื่องอบแห้งที่ใช้ R-134a เป็นสารทำงาน เพราะเป็นสารที่ไม่ทำลายโอโซนในชั้นบรรยากาศของโลก และเนื่องจากงานวิจัยที่ผ่านมาได้มีการทดสอบเครื่องอบแห้งที่ใช้ R-22 มามากแล้ว ในขณะนี้ยังไม่มีผลทดสอบเครื่องอบแห้งที่ใช้สารทำงาน R-134a

2.2.2 อุปกรณ์การทดลอง

ระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่ใช้ศึกษาเป็นแบบระบบปิด ซึ่งประกอบด้วยวงจรของสารทำงาน 2 ระบบ โดยมีหลักการคือ ในช่วงเริ่มต้น จะทำงานทั้งสองวงจร จนกระทั่งอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งมีอุณหภูมิสูงถึงค่าที่ตั้งไว้ sensor ตรวจวัดอุณหภูมิ จะส่งสัญญาณเพื่อตัดวงจรสารทำงานที่ 2 ให้เหลือการทำงานเพียงหนึ่งวงจร และ solenoid valve ก็จะทำให้สารทำงานสามารถไหลผ่าน external condenser (external condenser มีเฉพาะวงจรที่ 1) เพื่อระบายความร้อนส่วนเกินทิ้งไป ซึ่งอุปกรณ์ของทั้งสองระบบจะวางเรียงติดกัน ดังแสดงในรูปที่ 2 สำหรับเหตุผลที่ต้องระบายความร้อนทิ้งเนื่องจากระบบอบแห้งเป็นระบบปิด ดังนั้นจึงมีการสะสมพลังงานความร้อนขึ้นเรื่อยๆ และหากปล่อยให้อุณหภูมิสูงเกินไปก็จะทำให้ มีผลต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่อบแห้ง สำหรับรายละเอียดของอุปกรณ์มีดังนี้ คอมเพรสเซอร์ขนาด 505 วัตต์ เครื่องระเหย มีจำนวนครีป 6 ครีปต่อหนึ่งนิ้ว ท่อมีจำนวน 1 แถว เครื่องควบแน่นตัวใน มีจำนวนครีป 9 ครีปต่อหนึ่งนิ้ว ท่อมีจำนวน 3 แถว และเครื่องควบแน่นตัวนอก มีจำนวนครีป 9 ครีปต่อหนึ่งนิ้ว ท่อมีจำนวน 2 แถว

ข้อมูลที่วิเคราะห์สมรรถนะของระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน ได้แก่ การอัตราการสิ้นเปลืองพลังงาน ซึ่งบันทึกจากกิโลวัตต์เออร์ ปริมาณน้ำที่ควบแน่น ซึ่งใช้เครื่องชั่งน้ำหนัก อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าและออกจากเครื่องระเหย และเครื่องควบแน่น วัดด้วย Thermocouple type K ต่อเข้ากับ data logger เพื่อบันทึกข้อมูลทุกๆ ชั่วโมง และความชื้นของผลิตภัณฑ์ทั้งก่อนและหลังอบแห้ง ซึ่งหาได้จากการนำเอาตัวอย่างของผลิตภัณฑ์มาชั่งน้ำหนักก่อนอบแห้ง และนำไปอบแห้งในเตาอบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง หลังจากนั้นนำเอาตัวอย่างมาชั่งน้ำหนักอีกครั้งหนึ่ง แล้วจึงคำนวณหาความชื้น

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 ผลการทดลอง

ในการศึกษาได้ทดลองอบแห้ง ถั่วออก กะหล่ำปลี และกล้วยน้ำว้า โดยใช้ระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่ใช้สารทำงาน R-134a ซึ่งผลการทดลองได้สรุปในตารางที่ 2 สำหรับผลต่างการวิเคราะห์ระหว่างเชิงทฤษฎีและการทดลอง สรุปในตารางที่ 3

3.2 วิจารณ์

ผลที่ได้จากการจำลองสภาวะการทำงานจะเห็นว่าทั้งสองสารทำงานมีผลต่างในด้านกำลังงานคอมเพรสเซอร์ และสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนเพียงเล็กน้อย ในเบื้องต้นสามารถสรุปได้ว่า ถ้าต้องการสร้างระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนโดยที่สามารถลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ควรสร้างระบบที่ใช้สารทำงาน R-134a ซึ่งผลจากการทดลองก็พบว่าระบบที่ใช้ R-134a มีสมรรถนะค่อนข้างสูง แต่การสร้างเครื่องอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนสำหรับระบบที่ใช้สารทำงาน R-134a พบว่ามีต้นทุนที่สูงกว่าอีกระบบ เนื่องจากอุปกรณ์ต่างๆ ที่ใช้กับสารทำงาน R-134a มีราคาแพงกว่าอุปกรณ์ของสารทำงาน R-22 นอกจากนั้นขนาดอุปกรณ์ที่ใช้กับ R-134a ที่มีวางขายในท้องตลาดยังมีขนาดเล็ก ดังนั้นถ้าหากต้องการระบบที่มีความจุในการอบแห้งมากต้องใช้อุปกรณ์ถึงสองชุดเพื่อให้สามารถทำความร้อนและลดความชื้นของอากาศได้ตามที่ต้องการ จากการทดลองไม่สามารถบอกสภาวะที่เหมาะสมของการอบแห้งได้ เนื่องจากได้ทดลองเพียงหนึ่งสภาวะ ในส่วนของผลต่างที่เกิดขึ้นระหว่างการวิเคราะห์ในเชิงทฤษฎีและการทดลอง ซึ่งเป็นผลมาจาก ความดันที่เครื่องควบแน่นและเครื่องระเหยไม่คงที่ สภาวะ ณ ทางเข้าคอมเพรสเซอร์เป็นไอร้อนยิ่งยวด และขบวนการอัดไอก่ไม่ใช้ขบวนการเอนโทรปีคงที่ เหมือนที่พิจารณาในเชิงทฤษฎี นอกจากนั้นความผิดพลาดบางส่วนอาจจะมาจากความแม่นยำของเครื่องมือที่ใช้ด้วย

4. สรุป

ในการเปรียบเทียบสารทำงานระหว่าง R-134a และ R-22 โดยอาศัยทฤษฎีพื้นฐานของระบบปั๊มความร้อน พบว่าผลต่างของสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนทั้งสองระบบน้อยมาก ในด้านการลงทุนสำหรับระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนกรณีที่ใช้ R-134a จะสูงกว่ากรณีที่ใช้ R-22 แต่ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมจะมีน้อยกว่า จากการทดลองระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่ใช้ R-134a เป็นสารทำงาน พบว่าสมรรถนะของระบบอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนยังขึ้นอยู่กับคุณสมบัติทางกายภาพของผลิตภัณฑ์ที่อบแห้งด้วย เช่น ความชื้นเริ่มต้น สัมประสิทธิ์การแพร่ความร้อน สำหรับผลการทดลองสรุปได้ดังนี้

1. ถังวอก น้ำหนักเริ่มต้น 30 kg ใช้เวลา 11 ชั่วโมง เพื่อลดความชื้นจาก 1630 %มาตรฐานแห้ง ให้เหลือ 24 %มาตรฐานแห้ง โดยที่ อัตราการอบแห้ง อัตราการดึงน้ำออกจำเพาะ และสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนเฉลี่ยเท่ากับ 2.53 kg water evap./h, 1.52 kg water evap./kWh และ 3.9 ตามลำดับ
2. กะหล่ำปลี น้ำหนักเริ่มต้น 18.6 kg เพื่อลดความชื้นจาก 1650 ให้เหลือ 18.6 % d.b ใช้เวลา 13 ชั่วโมง โดยที่ อัตราการอบแห้ง อัตราการดึงน้ำออกจำเพาะ และสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนเฉลี่ยเท่ากับ 1.33 kg water evap./h, 0.82 kg water evap./kWh และ 3.38 ตามลำดับ
3. กกล้วย น้ำหนักเริ่มต้น 72.7 kg ใช้เวลา 42 ชั่วโมง เพื่อลดความชื้นจาก 251 % d.b ให้เหลือ 28.7 % d.b โดยที่ อัตราการอบแห้ง อัตราการดึงน้ำออกจำเพาะ และสัมประสิทธิ์สมรรถนะปั๊มความร้อนเฉลี่ยเท่ากับ 1.11 kg water evap./h, 0.72 kg water evap./kWh และ 3.44 ตามลำดับ

กิตติกรรมประกาศ

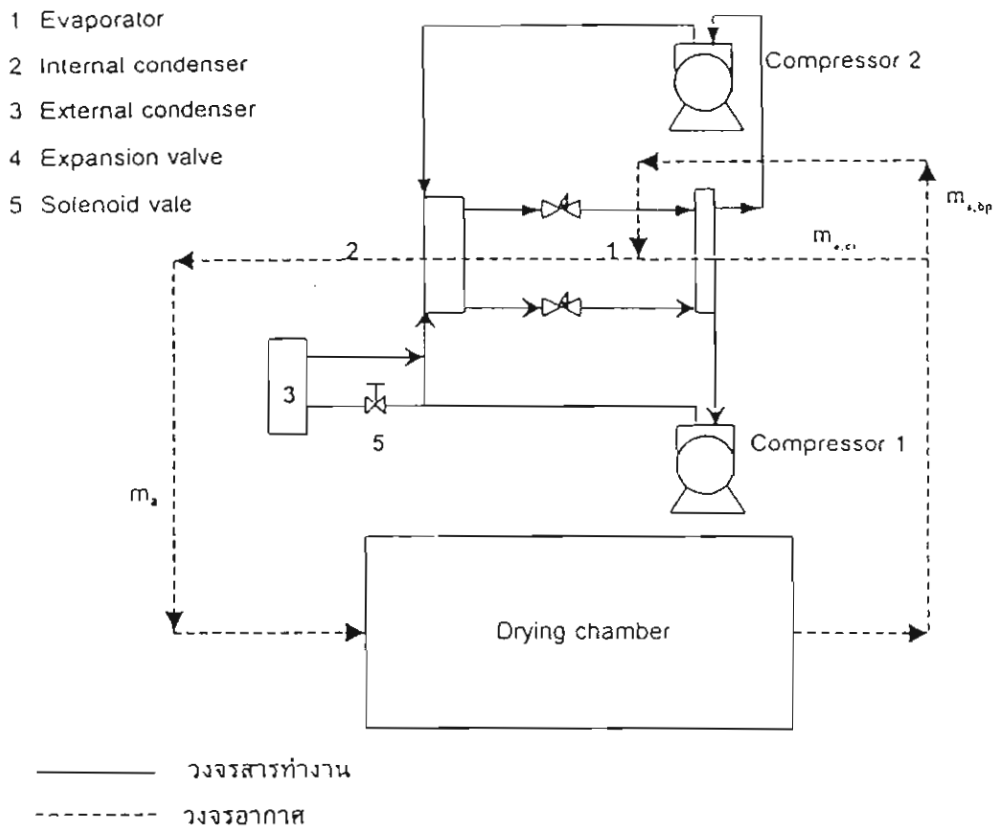
ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้เงินทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้ และขอขอบคุณ General Food & Fruit Co.,Ltd. ที่ให้ความช่วยเหลือในการทดลอง

เอกสารอ้างอิง

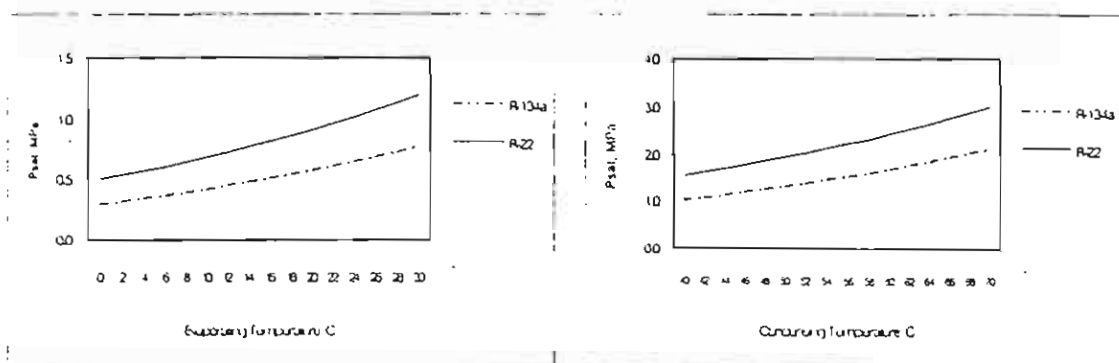
1. Chou, S.K., Hawlader, M.N.A., Ho, J.C., Wijesunder, N.E. and Chua, K.J., 1995, "Heat pump drying system", The 4th ASEAN Science and Technology Week " Science and Technology: The Future of ASEAN". Bangkok, Thailand, 21 August – 1 September.
2. Clement, S., Jia, X., and Jolly, P., 1993, "Experimental verification of a heat pump assisted continuous dryer simulation model". International Journal of Energy Research , Vol. 17, pp. 19-28.
3. Gordon, Y., Scott, B. and Richard, M., 1995, "heat pump drying of food products – prediction of performance and energy efficiency". The 4th ASEAN Science and Technology Week " Science and Technology: The Future of ASEAN". Bangkok, Thailand, 21 August – 1 September.
4. Havelsky, V., 2000, "Investigation of Refrigerating System with R-12 Refrigerant Replacements". Applied Thermal Engineering, Vol. 20, pp. 133-140.
5. Pendyala, V.R., Devotta, S. and Patwardhan, V.S., 1990, "Heat-Pump-Assisted Dryer Part 2: Experimental Study". International Journal of Energy Research, Vol. 14 , pp. 493-507.
6. Prasertsan, S., Saen-Saby, P., Ngamsitrakul, P. and Prateepchaikul, G., 1997, "Heat pump dryer ,Part 3: Experimental verification of the simulation". International Journal of Energy Research, Vol. 21, pp. 707-722.

7. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T. and Rattanongpisat, W., 1999, "Development of Mathematical Model for Heat Pump Fruit Drying". RERIC International Energy Journal., Vol. 21, pp. 93-104.

ภาคผนวก

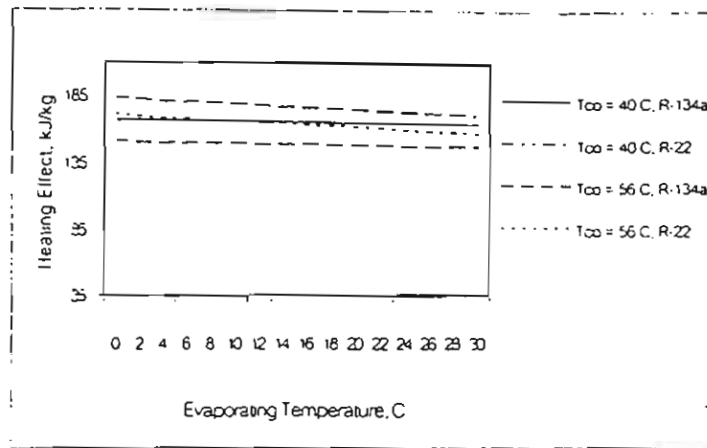


รูปที่ 2 The functional circuit of heat pump dryer

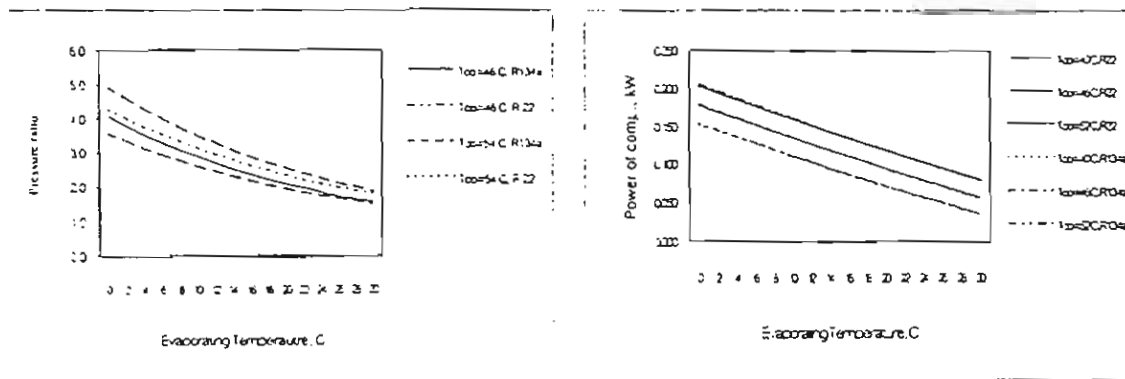


รูปที่ 3 The difference of saturated pressure at evaporating temperature

รูปที่ 4 The difference of saturated pressure at condensing temperature

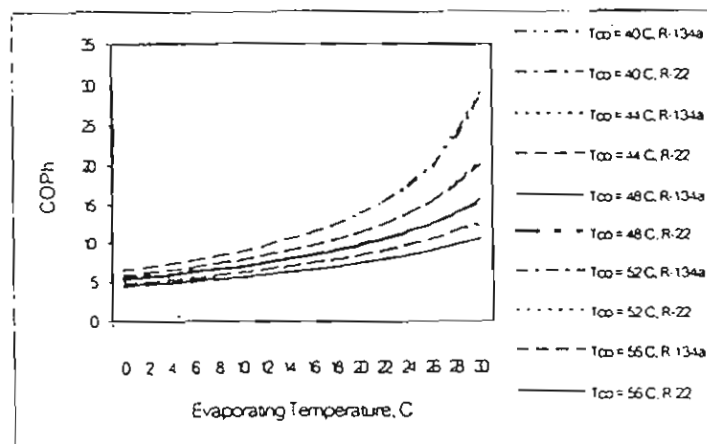


រូបទី 5. The difference of heating effect



រូបទី 6. The difference of pressure ratio

រូបទី 7 The difference of compressor power per 1 kW of heating effect



រូបទី 8 The difference of coefficient of performance of heat pump

ตารางที่ 1 The properties of working fluid (R-134a and R-22)

Properties	HCFCs – 22	HFCs – 134a
Chemical Formula	CHClF_2	CH_2FCF_3
Critical Temperature, $^{\circ}\text{C}$	96.2	101.2
Normal Boiling Point, $^{\circ}\text{C}$	-40.76	-26.2
Critical Pressure, Mpa (abs)	4.99	4.055
Molecular Weight, kg/kmol	86.5	102.0
Ozone Depletion Potential	0.05	0
Global Warming Potential	0.34	0.27
Atmospheric Lifetime, years	15.8	15.5
Toxicity	Low	Low
Flammability	None	None

(Havelky, 2000)

** หมายถึง ค่า ODP และ GWP คิดเทียบกับ CFCs-11

ตารางที่ 2 The experimental results

Description	Bean sprout	Cabbage	Banana
Air flow rate, kg / h	1839	1839	1839
Evaporator by pass air, %	52	52	52
Average moisture before drying, % d.b	1630	1650	251
Average moisture after drying, % d.b	24	18.60	28.7
Initial weight, kg	30	18.60	72.7
Final weight, kg	2.15	1.35	26.2
Moisture removed, kg	27.85	17.25	46.8
Water condense, kg	23.15	14.78	36.8
Average temperature, $^{\circ}\text{C}$	47	51	53.5
Average compressor work, kW	1.13	1.05	0.94
Energy consumption, kWh	18.05	20.98	65.09
Drying time, h	11	13	42
Drying rate _{avg} , kg water evap. / h	2.53	1.33	1.11
MER _{avg} , kg water cond. / h	2.1	1.14	0.88
SMER _{avg} , kg water evap. / kWh	1.52	0.82	0.72
SEC _{avg} , MJ / kg water evap.	2.37	4.38	5.00

ตารางที่ 3 Comparison between theoretical and experimental results

Description	Bean sprout	Cabbage	Banana
Condensing Temperature, °C	52	56	57
Evaporating Temperature, °C	19	20	20
PR, (Theory)	2.49	2.67	2.73
PR, (Experiment)	2.64	2.83	2.87
COPh, (Theory)	8.1	7.33	7.13
COPh, (Experiment)	4.4	4.0	4.3

รายงานการประชุมวิชาการวิชาการประจำปี 2544
สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544

การอบแห้งข้าวโพดโดยเทคนิคสเปาเด็ดเบดสองมิติ Corn Drying by Two-dimension Spouted Bed Technique

เกษมา เจนวิจิตรสกุล¹ สมชาติ โสภณธนฤทธิ² สมบูรณ์ เวชกามา¹ และสมเกียรติ ปรัชญาภากร¹

1. อาจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยอุบลราชธานี อ. วารินชำราบ จ.อุบลราชธานี
Lecturer, Faculty of Engineering Ubon Ratchathani University (UBU), Ubon Ratchathani Province

2. อาจารย์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถนนประชาอุทิศ ทungkru กรุงเทพฯ
Lecturer, King Mongkut's University of Technology (KMUTT), Pracha-ut Rd., Tungkr, Bangkok.

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาหาแนวทางที่เหมาะสมในการอบแห้งข้าวโพดโดยเทคนิคสเปาเด็ดเบดสองมิติ พิจารณาตัวแปรที่ส่งผลต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้ง พัฒนาสมการทางคณิตศาสตร์สำหรับทำนายการอบแห้งข้าวโพด โดยการทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 38% d.b. อุณหภูมิอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้ง 130, 140 และ 150°C ปริมาณข้าวโพด (hold-up) 20, 25 และ 30 kg จากผลการทดลองพบว่า ตัวแปรหลักที่มีอิทธิพลต่ออัตราส่วนความชื้นคืออุณหภูมิอากาศอบแห้งและปริมาณข้าวโพดในห้องอบแห้ง (hold-up) สมการของ Lewis มีความเหมาะสมและสะดวกในการทำนายอัตราส่วนความชื้น ตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้ง ในด้านการร้าว การแตก และสีของเมล็ด คือ ความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด ซึ่งไม่ควรมีค่าต่ำกว่า 22% d.b. เพราะจะทำให้เกิดการร้าวและแตกเพิ่มขึ้นมาก

คำสำคัญ: การอบแห้ง / เมล็ดพืช / สเปาเด็ดเบด

Abstract

The objectives of this work are to investigate the suitable corn drying condition for obtaining a superior quality and to develop mathematical model. The experimental conditions have been conducted at initial moisture content of 38% d.b., air inlet temperatures of 130, 140 and 150°C and hold-ups of corn 20, 25 and 30 kg. The experimental result indicates that the inlet temperature and the hold-up of corn affect strongly the removal of moisture. A Lewis model is the most appropriate for predicting the drying rate. The corn qualities due to stress crack, breakage and colour are depended on the final moisture content of corn. If the moisture content of corn is decreased lower than 22% d.b., the stress crack and the breakage increase significantly.

Key words: drying / grain / spouted bed

1. บทนำ

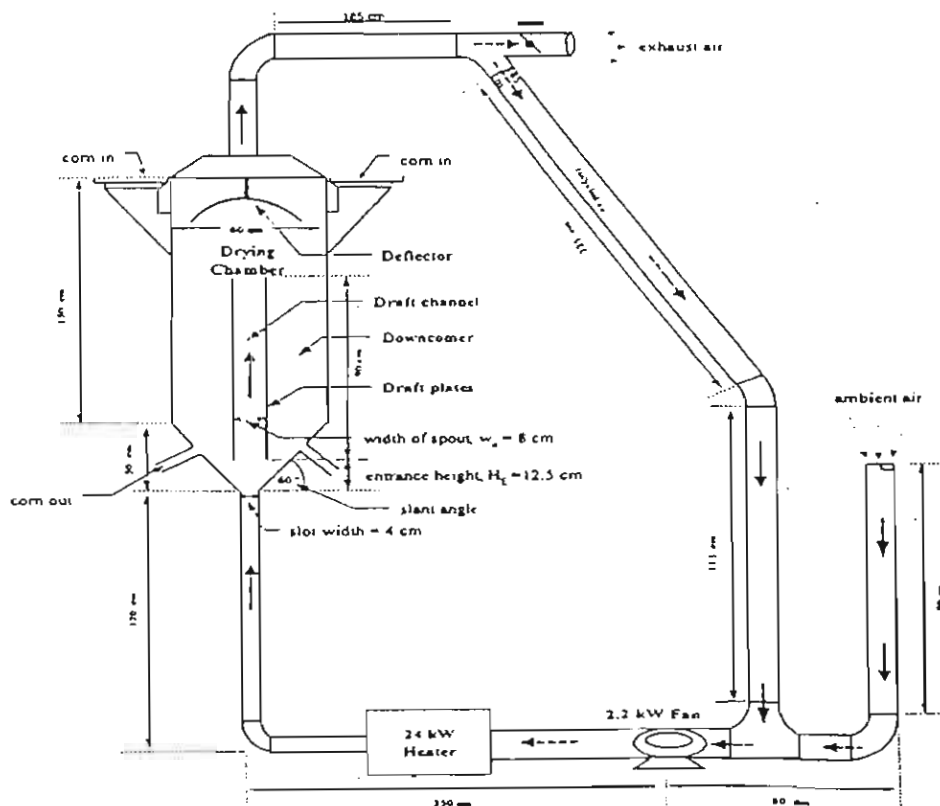
การอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดสองมิติเหมาะสมกับอนุภาคของแข็งขนาดใหญ่และมีความไวต่อความร้อนสูง เนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิของอนุภาคจะถูกจำกัดในช่วงระยะเวลาช่วงสั้น ๆ ที่อยู่ในสเปาต์ พร้อมกับการผสมกันอย่างสม่ำเสมอของอนุภาคทำให้สามารถอบแห้งได้ที่อุณหภูมิสูง โดยไม่ทำให้เกิดความเสียหายต่อคุณภาพของวัสดุที่ทำการอบแห้ง ดังนั้นการอบแห้งโดยวิธีนี้จึงเหมาะสำหรับนำมาใช้ลดความชื้นของผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรที่เป็นเมล็ดจำพวกธัญพืช

จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่า การอบแห้งข้าวโพดโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดสองมิติชนิดมีแผ่น draft plates ได้มีการทดลองศึกษาเฉพาะในส่วนของ ไฮโดรไดนามิกส์ ความสัมพันธ์ของอัตราส่วนความชื้นกับลักษณะทางกายภาพของห้องอบและความสูงเบด แต่ยังไม่ได้มีการศึกษาถึงคุณภาพหลังการอบแห้งของเมล็ดข้าวโพดในด้านเปอร์เซ็นต์การแตก เปอร์เซ็นต์การร้าว สีของเมล็ด ดังนั้นในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อหาแนวทางอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่เหมาะสมและศึกษาถึงปัจจัยที่มีผลอิทธิพลต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งพิจารณาจากเปอร์เซ็นต์การร้าว เปอร์เซ็นต์การแตก และสีของเมล็ด พร้อมทั้งพัฒนาสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายอัตราส่วนความชื้น

2. อุปกรณ์การทดลองและเครื่องมือวัด

2.1 อุปกรณ์การทดลอง

อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลองอบแห้งข้าวโพดในงานวิจัยนี้คือ เครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดสองมิติชนิดมี draft plates ลักษณะของระบบเครื่องแสดงไว้ในรูปที่ 1



รูปที่ 1 ไดอะแกรมเครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบดสองมิติชนิดมีแผ่นกัน (draft plates)

2.2 เครื่องมือวัดข้อมูลในการทดลอง

1. วัดอุณหภูมิอากาศและเมล็ดข้าวโพดโดยใช้สายเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องเก็บข้อมูล (data logger) ค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$
2. ใช้ U- tube manometer วัดความดันลดคร่อมเบด
3. ความเร็วของอากาศวัดด้วยเครื่องมือวัดความเร็วลมแบบขดลวดร้อน (hot-wire anemometer) ค่าความถูกต้อง $\pm 4\%$ และ Pitot- tube วัดความเร็วลมภายในสเปคต์และทางเข้าห้องอบ
4. วัดความชื้นข้าวโพดโดยตูบไฟฟ้า ที่อุณหภูมิ 103°C อบไว้นานเป็นเวลา 72 ชั่วโมง
5. เครื่องวัดสีข้าวโพด ใช้เครื่องวัดสีอาหารยี่ห้อ JUKI JP100P

3. การทดลองและผลการทดลอง

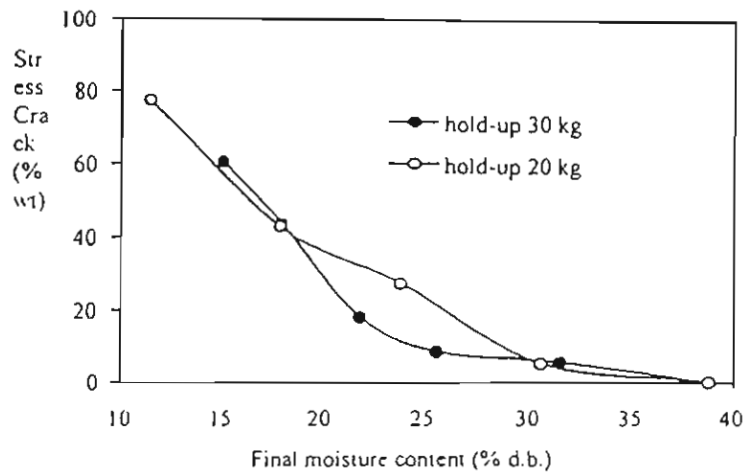
3.1 คุณภาพเมล็ดข้าวโพด

จากการทดลองอบแห้งข้าวโพดที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 38% d.b. ความเร็วอากาศ 17 m/s ปริมาณ hold-up 20 และ 30 kg ใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C และ 170°C ทำการลุ่มตัวอย่างข้าวโพดจำนวนหนึ่งออกมาที่เวลาต่าง ๆ เพื่อใช้ในการตรวจสอบคุณภาพในด้าน เปอร์เซ็นต์การร้าว เปอร์เซ็นต์การแตก และสีของเมล็ด พร้อมทั้งได้เปรียบเทียบเปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดหลังการอบแห้งกับการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดาเซชัน ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C จากการตรวจสอบคุณภาพในแต่ละด้าน ได้ผลดังต่อไปนี้

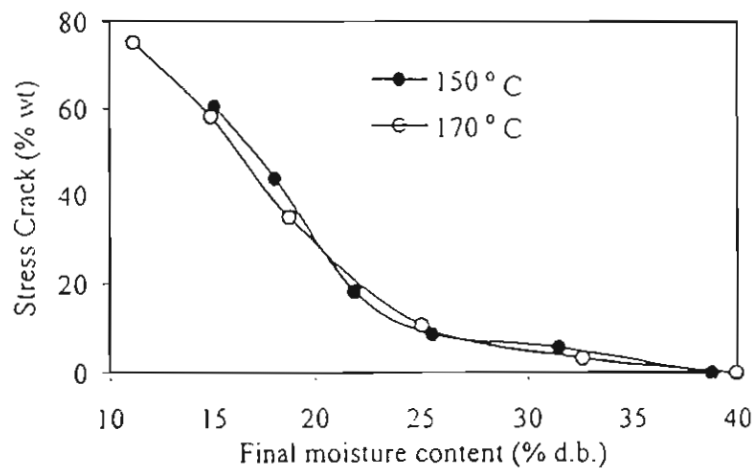
3.1.1 เปอร์เซ็นต์การร้าว

เมื่อพิจารณาผลของ hold-up ต่อเปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดข้าวโพด โดยทำการทดลองอบแห้งที่ hold-up 20 และ 30 kg อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C พบว่า การร้าวของเมล็ดขึ้นอยู่กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ด ดังแสดงในรูปที่ 2 โดยเปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดเพิ่มขึ้นเมื่อความชื้นสุดท้ายลดลง และเมื่อพิจารณาผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่อการร้าว ของเมล็ด โดยเพิ่มอุณหภูมิจาก 150°C เป็น 170°C ที่ hold-up 30 kg พบว่า ไม่มีผลทำให้ปริมาณการร้าวของเมล็ดเพิ่มขึ้นที่ความชื้นสุดท้ายเดียวกันดังแสดงในรูปที่ 3

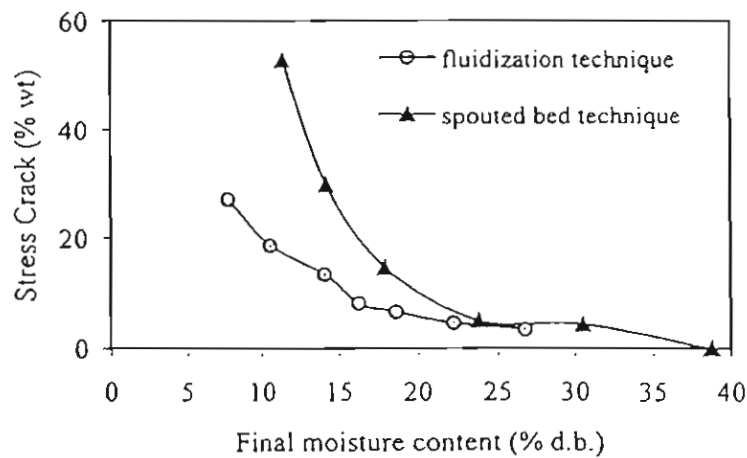
จากการพิจารณาเปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งที่อุณหภูมิอากาศ 150°C โดยเทคนิค สเปคเตดเบดเปรียบเทียบกับเทคนิคฟลูอิดาเซชันจากงานวิจัยของอนันต์ [1] ดังในรูปที่ 4 พบว่า เทคนิคสเปคเตดเบดทำให้เกิดการร้าวของเมล็ดข้าวโพดสูงกว่าการร้าวของเมล็ดโดยเทคนิคฟลูอิดาเซชันมากที่ความชื้นสุดท้ายเดียวกัน เนื่องจากใช้ระยะเวลาในการอบแห้งนานกว่าเทคนิคฟลูอิดาเซชันในการลดความชื้นให้เหลือเท่ากัน และอาจเป็นผลจากเมล็ดข้าวโพดซึ่งมีความเร็วสูงพุ่งชนกับแผ่น deflector ที่อยู่บริเวณด้านบนช่องสเปคต์ ส่งผลให้เกิดการร้าวของเมล็ดเพิ่มขึ้น



รูปที่ 2 ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การร้าวกับความชื้นสุดท้าย กรณีใช้ hold-up ต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C ความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s ความชื้นเริ่มต้น 38% d.b.



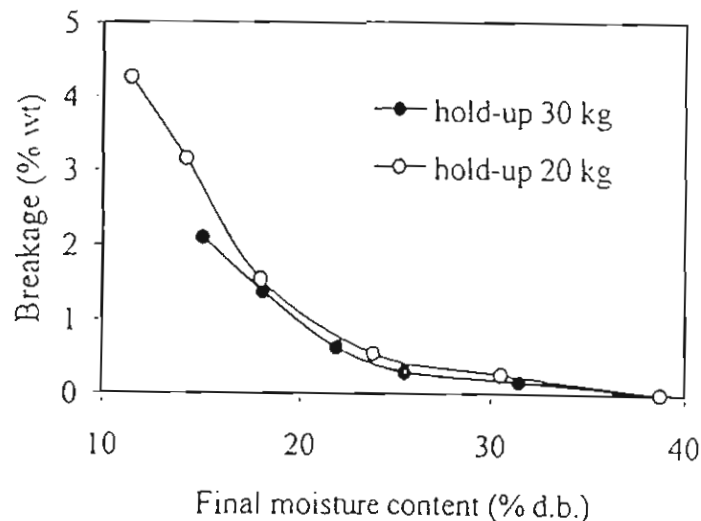
รูปที่ 3 ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การร้าวกับความชื้นสุดท้าย กรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งต่างกัน hold-up 30 kg ความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s ความชื้นเริ่มต้น 38% d.b.



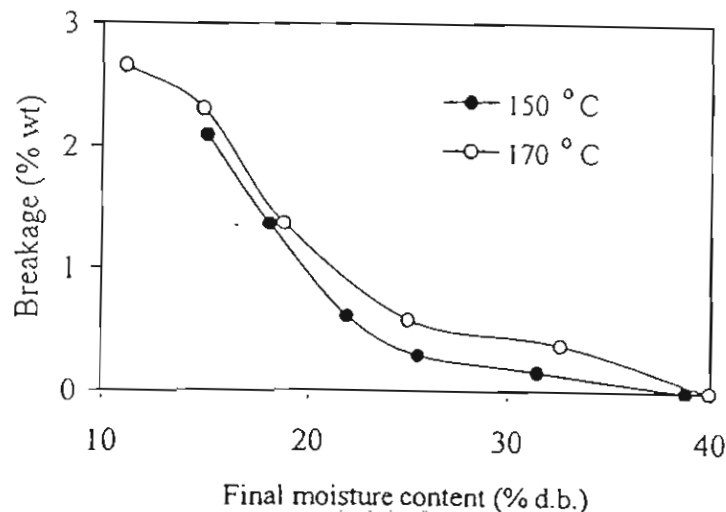
รูปที่ 4 เปรียบเทียบความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การร้าวกับความชื้นสุดท้าย กรณีอบแห้งด้วยเทคนิคสเปาต์เบด และเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C

3.1.2 เปอร์เซ็นต์การแตก

เมื่อพิจารณาผลของ hold-up ต่อเปอร์เซ็นต์การแตกของข้าวโพด จากทดลองอบแห้งที่ปริมาณ hold-up 20 และ 30 kg อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C พบว่า การแตกของเมล็ดเพิ่มขึ้นเมื่อความชื้นสุดท้ายลดลง โดยที่ปริมาณ hold-up 20 kg เปอร์เซ็นต์แตกมีแนวโน้มสูงกว่าเล็กน้อยที่ความชื้นสุดท้ายเดียวกัน เมื่อความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 22% d.b. ปริมาณแตกจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วจาก 0.5% wt เป็น 2% wt ที่ความชื้นสุดท้าย 16% d.b. ดังแสดงในรูปที่ 5 และเมื่อเพิ่มอุณหภูมิอากาศอบแห้งจาก 150°C เป็น 170°C พบว่า เปอร์เซ็นต์การแตกของเมล็ดจะเพิ่มขึ้นเมื่อความชื้นสุดท้ายลดลงใกล้เคียงกันทั้ง 2 ช่วงอุณหภูมิ โดยที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 170°C เปอร์เซ็นต์แตกมีแนวโน้มสูงกว่าเล็กน้อยที่ความชื้นสุดท้ายเดียวกัน ดังแสดงในรูปที่ 6 ซึ่งทั้งในกรณี hold-up 20 kg และกรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 170°C มีอัตราการอบแห้งสูงกว่า จึงส่งผลให้เกิดการแตกของเมล็ดที่มีการร้าวอยู่ก่อนแล้วเพิ่มขึ้น



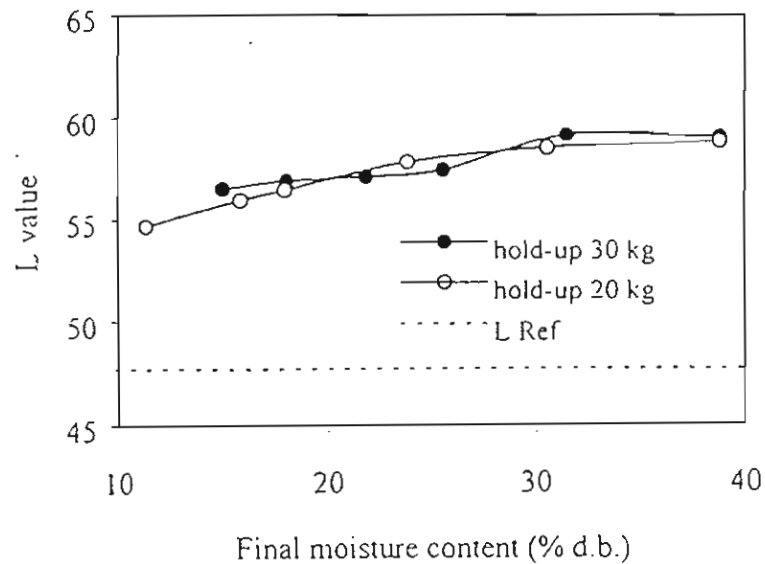
รูปที่ 5 ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การแตกกับความชื้นสุดท้าย กรณีใช้ hold-up ต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C ความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s และความชื้นเริ่มต้น 38% d.b.



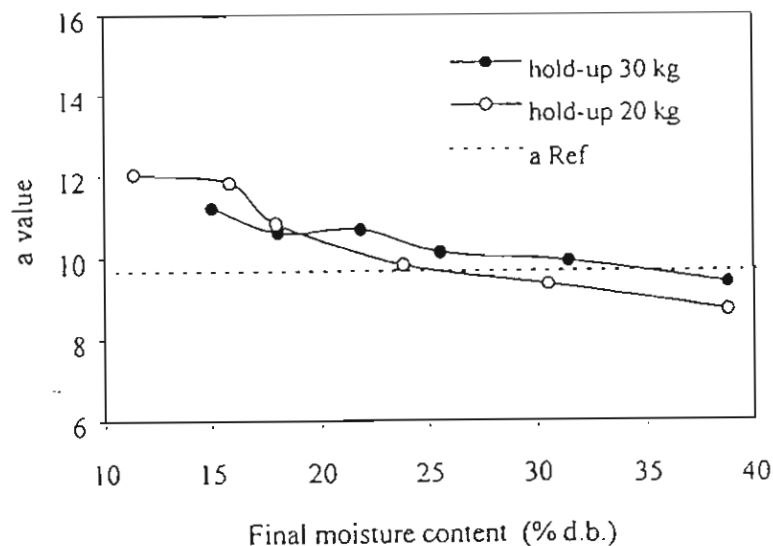
รูปที่ 6 ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์การแตกกับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด กรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งต่างกัน hold-up 30 kg ความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s และความชื้นเริ่มต้น 38% d.b.

3.1.3 สีของเมล็ดของเมล็ดข้าวโพด

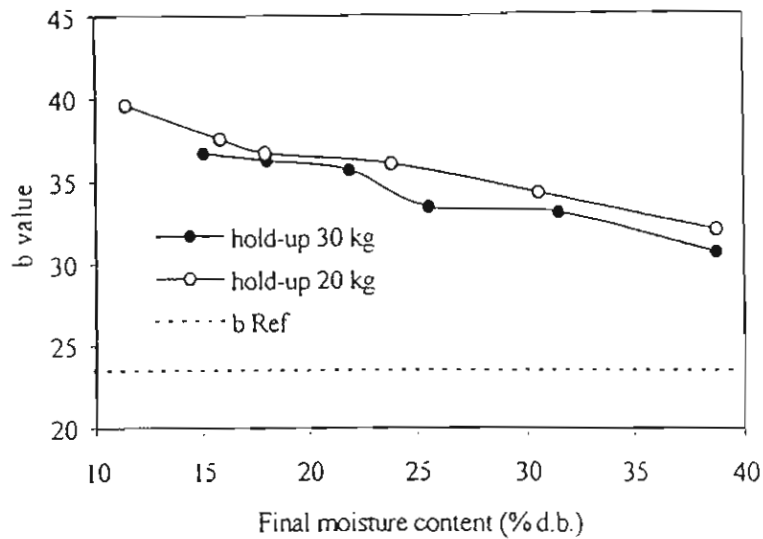
จากการตรวจสอบสีของเมล็ดข้าวโพดที่ผ่านการอบแห้งจากชุดเครื่องวัดสีอาหาร โดยพิจารณา ค่าความสว่างของเมล็ดข้าวโพด (L value) ค่าสีแดง (a value) และค่าสีเหลือง (b value) พบว่า เมื่อทำการอบแห้งด้วยเทคนิคสเปาแดดเบดที่ปริมาณ hold-up 30 และ 20 kg ค่าความสว่างของเมล็ดลดลงตามการลดลงของความชื้น ขณะที่ส่วนสีเหลืองและแดงเพิ่มขึ้นเล็กน้อยเมื่อความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 20% d.b. โดยที่ hold-up 20 kg จะมีค่าความสว่างลดลงและมีค่าสีแดงเพิ่มขึ้นสูงกว่า ดังแสดงในรูปที่ 7 ถึง 9



รูปที่ 7 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความสว่าง (L value) กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด
กรณีใช้ hold-up ต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C



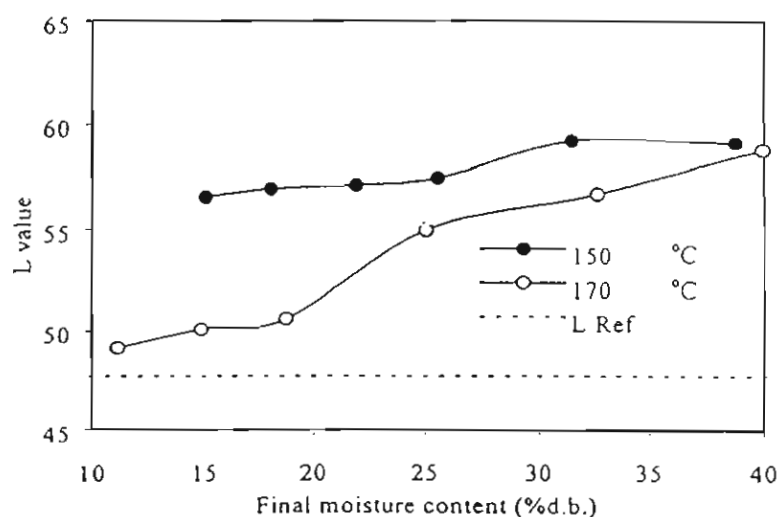
รูปที่ 8 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสีแดง (a value) กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด
กรณีใช้ hold-up ต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C



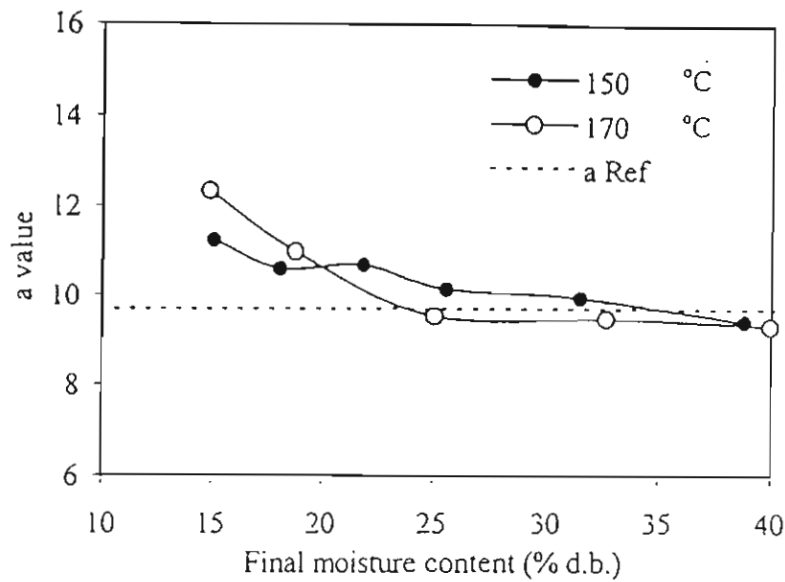
รูปที่ 9 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสีเหลือง (b value) กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด
กรณีใช้ hold-up ต่างกัน อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C

เมื่อพิจารณาผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่อสีของเมล็ดข้าวโพด ดังแสดงในรูปที่ 10 ถึง 12 พบว่า เมื่ออุณหภูมิเพิ่มจาก 150 เป็น 170°C ค่าความสว่างของเมล็ดข้าวโพดลดลงอย่างชัดเจนเมื่อความชื้นสุดท้ายลดลง ส่วนค่าสีแดงและสีเหลืองเพิ่มขึ้น โดยมีแนวโน้มใกล้เคียงกันทั้งสองอุณหภูมิ เมล็ดข้าวโพดที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิ 170°C มีสีคล้ำกว่า

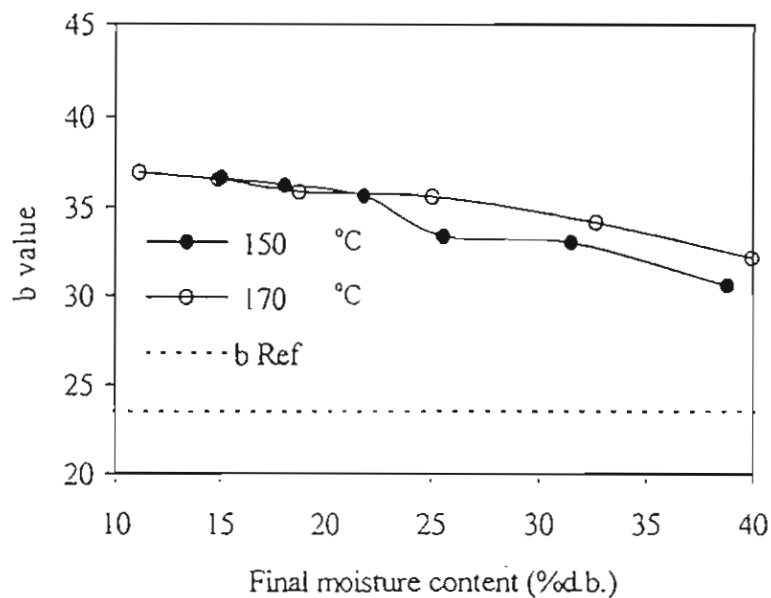
สีเมล็ดข้าวโพดในทางการค้าเทียบกับเกณฑ์มาตรฐานของ Hunter คือ ค่าความสว่าง (L) ไม่ควรต่ำกว่า 47.7 ค่าสีแดง (a) ไม่ควรสูงกว่า 9.7 และค่าสีเหลือง (b) ไม่ควรต่ำกว่า 23.5



รูปที่ 10 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าความสว่าง (L value) กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด
กรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งต่างกัน และ hold-up 30 kg



รูปที่ 11 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสีแดง (a value) กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด
กรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งต่างกัน และ hold-up 30 kg



รูปที่ 12 ความสัมพันธ์ระหว่างค่าสีเหลือง (b value) กับความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพด
กรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งต่างกัน และ hold-up 30 kg

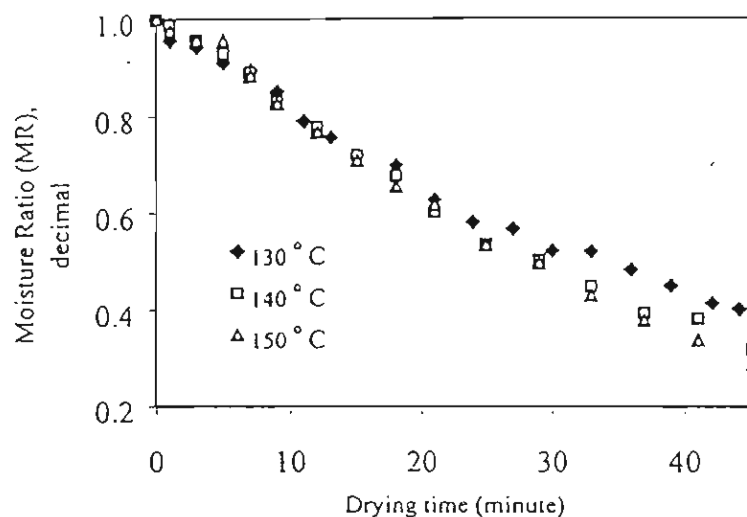
3.2 การทดลองศึกษาอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ต่อการอบแห้ง

ทำการทดลองศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิและปริมาณ hold-up ที่มีต่อการอบแห้งข้าวโพด ที่สภาวะการทดลองอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 130, 140 และ 150 °C, hold-up 20, 25 และ 30 kg ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 38% d.b. ความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s และทดลองศึกษาอิทธิพลของความเร็วอากาศต่อการอบแห้ง โดยทำการทดลองที่สภาวะ ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 38% d.b. อุณหภูมิอบแห้ง 130 °C ความเร็วอากาศอบแห้ง 17, 19 และ 21 m/s, hold-up 30 kg

จากการทดลองศึกษาแต่ละกรณีได้ผลดังนี้

3.2.1 อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราส่วนความชื้น

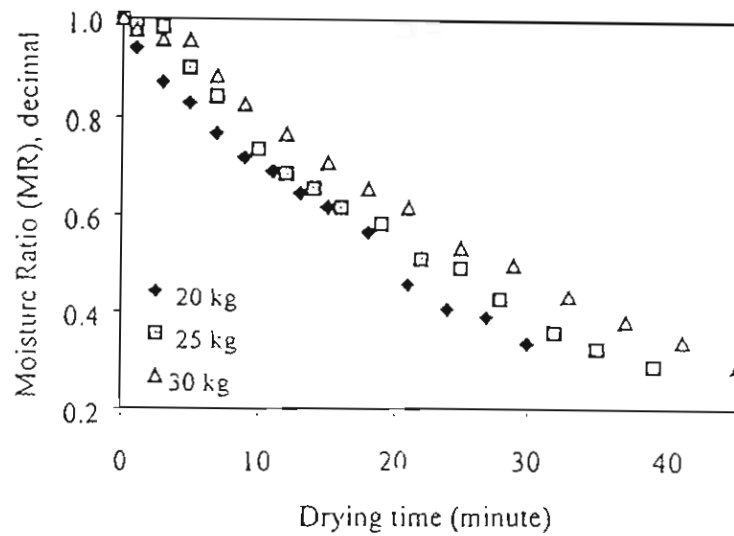
รูปที่ 13 แสดงเปรียบเทียบผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราส่วนความชื้นของเมล็ดข้าวโพด พบว่า เมื่อพิจารณาที่ระยะเวลาในการอบแห้งและ hold-up เดียวกัน กรณีอบแห้งที่อุณหภูมิ 150°C ความชื้นของเมล็ดข้าวโพดจะลดลงมากกว่ากรณีอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 และ 140°C เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นสัมประสิทธิ์การแพร่ ความชื้นเมล็ดข้าวโพดจะสูงขึ้น ทำให้โมเลกุลน้ำเคลื่อนที่จากภายในเมล็ดมายังผิวได้เร็วขึ้น



รูปที่ 13 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนความชื้นกับระยะเวลาในการอบแห้ง กรณีใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งต่างกัน hold-up 30 kg ความชื้นเริ่มต้น 38% d.b. และความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s

3.2.2 อิทธิพลของปริมาณ hold-up ต่ออัตราส่วนความชื้น

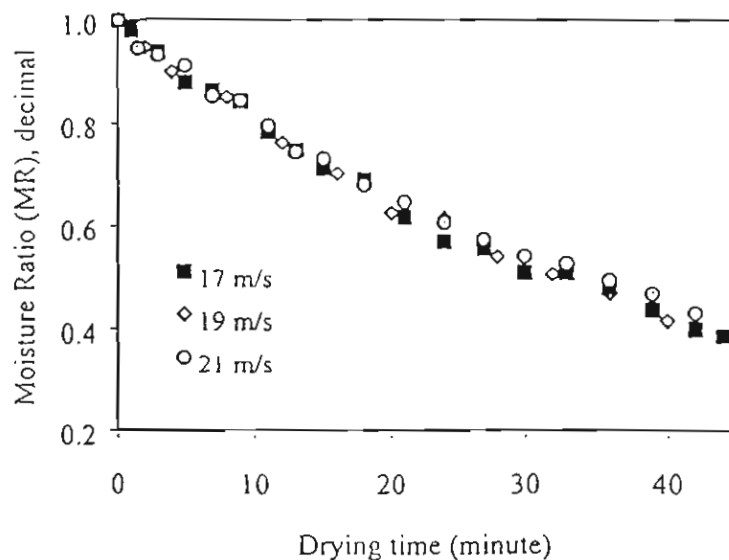
จากการทดลองที่ hold-up 3 ค่าคือ 20, 25 และ 30 kg พบว่า ที่ปริมาณ hold-up 20 kg สามารถลดความชื้นได้เร็วที่สุด ดังในรูปที่ 14 เนื่องจากที่ปริมาณ hold-up ต่ำ เมล็ดข้าวโพดใช้เวลาในการเคลื่อนตัวใน downcomer น้อยกว่า (cycle time ที่สั้นกว่า) หรือมีจำนวนรอบที่วนเข้าในช่องสเปคหลายครั้งในช่วงระยะเวลาในการอบแห้งเดียวกัน ซึ่งจะได้รับการถ่ายเทความร้อนจากอากาศอบแห้งหลายครั้งกว่า ที่ hold-up สูง



รูปที่ 14 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนความชื้นกับระยะเวลาในการอบแห้ง กรณีใช้ hold-up ต่างกัน
อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C ความชื้นเริ่มต้น 38% d.b. ความเร็วอากาศ 17 m/s

3.2.3 อิทธิพลความเร็วอากาศอบแห้งต่ออัตราส่วนความชื้น

ดังแสดงในรูปที่ 15 พบว่า การเปลี่ยนแปลงความเร็วอากาศที่สูงขึ้นในช่วง 17-21 m/s มีผลไม่ชัดเจนต่ออัตราส่วนความชื้น อาจเนื่องมาจาก การไหลของอนุภาคเป็นไปในลักษณะของ Pneumatic Conveyor ซึ่งการเพิ่มความเร็วกาศขึ้นอีกเล็กน้อย จึงไม่มีผลต่อการลดความหนาของชั้นฟิล์มบางที่ผิวเมล็ดพืช และอัตราส่วนความชื้น



รูปที่ 15 ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนความชื้นกับระยะเวลาในการอบแห้ง กรณีใช้ความเร็วอากาศต่างกัน
อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 130°C ความชื้นเริ่มต้น 38% d.b. และ hold-up 30 kg

3.2.4 การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

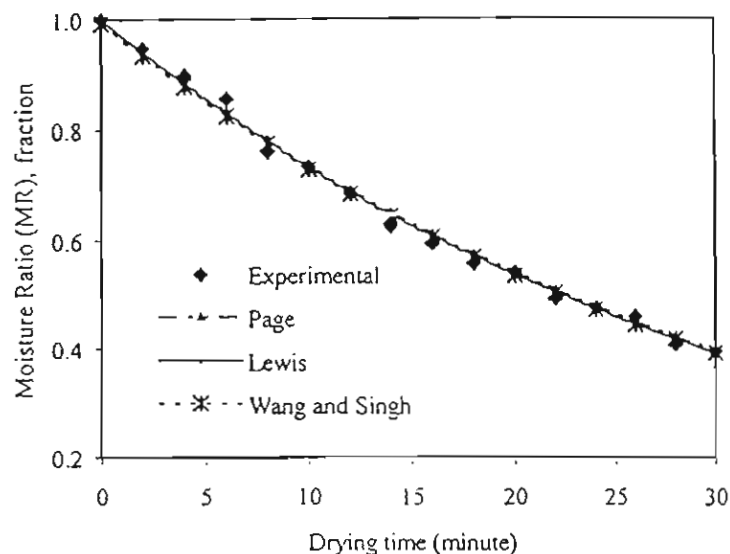
จากผลการทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่สภาวะ ความชื้นเริ่มประมาณ 38% d.b. ความสูงเบด 0.55, 0.65 และ 0.75 m อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 130, 140 และ 150°C และความเร็วอากาศอบแห้ง 17 m/s นำมาใช้

ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายอัตราส่วนความชื้น (MR) โดยเป็นฟังก์ชันของระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง (t, minute) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง (T , $^{\circ}\text{C}$) และ ความสูงเบด (H_b , m) ทำการพัฒนาจากสมการอบแห้งกึ่งทฤษฎี 3 สมการ คือ สมการของ Page [3], Lewis [4] และ Wang and Singh [5] พบว่า สมการทั้ง 3 สามารถทำนายอัตราส่วนความชื้นได้ใกล้เคียงกันและสอดคล้องกับผลการทดลอง ดังแสดงในรูปที่ 16 โดยในงานวิจัยนี้ขอเสนอให้เลือกใช้สมการ Lewis มาใช้ในการทำนายอัตราส่วนความชื้นเมล็ดข้าวโพด เนื่องจากมีตัวพารามิเตอร์ในสมการเพียงตัวเดียว เหมาะกับการนำไปประยุกต์ใช้ โดยสมการ Lewis มีรูปแบบดังนี้

$$MR = \exp(-kt)$$

เมื่อ $k = 0.0001835T - 0.05007H_b + 0.03490$

โดยที่ $R^2 = 0.9908$, $ASPE = 4.183\text{E-}4$



รูปที่ 16 เปรียบเทียบอัตราส่วนความชื้นกับระยะเวลาการอบแห้ง ระหว่างที่ได้จากแบบจำลองกับผลการทดลอง ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 130°C , hold-up 20 kg ความเร็วอากาศ 17 m/s ความชื้นเริ่มต้น 38% d.b.

4. สรุป

จากการทดลองศึกษาการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบดสองมิติชนิดมีแผ่นกั้นและพัฒนาสมการทางคณิตศาสตร์สำหรับทำนายอัตราส่วนการอบแห้ง สรุปผลการทดลองได้ดังนี้

- ปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่ออัตราส่วนการอบแห้งข้าวโพดอย่างชัดเจนคืออุณหภูมิอากาศอบแห้งและปริมาณ hold-up
- จากการตรวจสอบคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งที่อุณหภูมิ 150 และ 170°C , hold-up 20 และ 30 kg พบว่า ปัจจัยหลักที่ส่งผลต่อคุณภาพคือความชื้นสุดท้าย ขณะที่อุณหภูมิอากาศอบแห้งและ hold-up ส่งผลกระทบน้อย
- ไม่ควรอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่อุณหภูมิสูงกว่า 170°C เพราะจะทำให้สีของเมล็ดคล้ำลงมาก และความชื้นสุดท้ายไม่ควรต่ำกว่า 22% d.b. เนื่องจากจะทำให้เมล็ดเกิดการร้าวและการแตกเพิ่มขึ้นมาก

4.จากการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เพื่อใช้ทำนายอัตราการอบแห้ง โดยใช้รูปแบบสมการของ Page, Lewis และ Wang and Singh พบว่า สามารถทำนายได้สอดคล้องกับผลการทดลองทั้ง 3 รูปแบบ แต่สมการของ Lewis เหมาะสมกับการประยุกต์ใช้งานที่สุด เนื่องจากมีพารามิเตอร์ในสมการเพียงตัวเดียว

คำขอบคุณ

คณะผู้วิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนสนับสนุนการดำเนินงานวิจัยนี้จนสำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

- อนันต์ พงศ์ธรกุลพานิช, การศึกษาการอบแห้งข้าวโพดโดยใช้เทคนิคฟลูอิดเซชัน, วิทยานิพนธ์ปริญญา-
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 98 หน้า
- Page, G.E., 1952, Factor Influencing the Maximum Rate of Drying Shell Corn in Layer, Thesis Master of Science, Purdue Iniversity, pp. 33-52.
- Lewis, W.K., 1921, The Rate of Drying of Solid Materials, The Journal of Indian Chemical Society, Vol. 13, No. 5, pp. 427-432.
- Wang, C.Y. and Singh, R.P., 1978, A Single Layer Drying Equation for Rough Rice, ASAE, No. 78-3001, St. Joseph, MI.

การหาค่าที่เหมาะสมที่สุดของเครื่องอบแห้งผลไม้ด้วยปั๊มความร้อน OPTIMIZATION OF HEAT PUMP FRUIT DRYER

อำไพศักดิ์ ทีบุญมา สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และ จีรวรรณ เคียรต์สุวรรณ
Umphisak Teeboonma, Somchart Soponronnarit and Jirawan Tiansuwan

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

บทคัดย่อ: ปัจจัยที่สำคัญเพื่อหาค่าที่เหมาะสมที่สุดและราคาที่ถูกที่สุดของเครื่องอบแห้งผลไม้ด้วยปั๊มความร้อน ได้แก่ สัดส่วนการนำอากาศกลับมาใช้อีก สัดส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องระเหย อัตราการไหลอากาศ และอุณหภูมิอบแห้ง ในงานวิจัยนี้แบบจำลองการอบแห้งของมะละกอละและมะม่วงเชื่อมด้วยปั๊มความร้อนได้ถูกพัฒนาขึ้น โดยทดสอบความถูกต้องกับผลการทดลองเกณฑ์ที่ใช้ในการหาสภาวะที่เหมาะสม คือ ราคาทั้งหมดรายปีต่อกิโลกรัมน้ำระเหยรายปีต่ำที่สุด ผลลัพธ์จากแบบจำลองสามารถสรุปดังนี้ สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการอบแห้งมะละกอละเชื่อม คือ สัดส่วนการนำอากาศกลับมาใช้อีก 100 เปอร์เซ็นต์ สัดส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องระเหย 69 เปอร์เซ็นต์ อัตราการไหลอากาศ 20.72 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมมวลแห้งและอุณหภูมิอบแห้ง 55 องศาเซลเซียส สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการอบแห้งมะม่วงเชื่อม คือ สัดส่วนการนำอากาศกลับมาใช้อีก 100 เปอร์เซ็นต์ สัดส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องระเหย 71 เปอร์เซ็นต์ อัตราการไหลอากาศ 30.88 กิโลกรัมต่อกิโลกรัมมวลแห้งและอุณหภูมิอบแห้ง 55 องศาเซลเซียส ผลจากการวิเคราะห์ความไว พบว่า ราคาทั้งหมดรายปีต่อกิโลกรัมน้ำระเหยรายปีแปรผันตรงกับอัตราดอกเบี้ยและค่าไฟฟ้า และจะแปรผกผันกับอายุการใช้งาน

ABSTRACT: The most important factors is to optimize the heat pump fruit dryer (HPD) and to minimize HPD cost are recycle air ratio (RC), evaporator bypass air ratio (BP), airflow rate (m_s), and drying air temperature (T_d). Mathematical models of papaya and mango glaze' drying by using HPD are developed and validated with the experimental results. The optimal criterion is minimum annual total cost per evaporating-water. From a simulation results, the optimal operating conditions of papaya glaze' drying are as follows: recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 69%, airflow rate of 20.72 kg/h-kg of dry product, and drying air temperature of 55°C. The best conditions of mango glaze' drying are recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 71%, airflow rate of 30.88 kg/h-kg of dry product, and drying air temperature of 55°C. For sensitivity analysis, the annual total price cost per evaporating-water of HPD is linearly proportional to both interest rate and electricity price, as well as decreased with increasing life-time.

KEYWORDS: heat pump drying, mathematical model

For further details, contact, Umphisak Teeboonma, Thermal Technology, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok

1. INTRODUCTION

Conventional hot air dryers are widely used for fruit drying. However, the high temperature drying usually causes low quality of products. Heat pump dryer (HPD) is an alternative to dry products with lower energy consumption, less relative humidity, and lower temperature [14]. Preliminary studies found that the qualities of dried agricultural products using heat pump, in terms of color and smell, were better than those products using conventional hot air dryer [8], [11], [12]. To maximize specific moisture extraction rate, evaporator bypass air ratio should be around 60-70% [5]. To minimize energy consumption, evaporator bypass air ratio should be around 86-90% [11]. The best conditions giving maximum specific moisture extraction rate were airflow rate of 10.3 kg/h/kg of dry papaya, evaporator bypass air ratio of 85%, recycle air ratio of 100%, and drying air temperature of 56°C [1]. In term of economics of using heat pump, electrical heater, and fuel burner to dry grain, heat pump dryer was more economical than other systems though higher initial cost was higher [6], [8].

The purpose of this research is to find out the optimal operating conditions for minimizing annual total cost per evaporating-water of HPD. Mathematical model of papaya and mango glaze' drying using heat pump dryer are developed, validated, and implemented in this optimization program.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Development of mathematical model

The schematic diagram of heat pump fruit dryer is illustrated in Figure 1. The mathematical model of heat pump fruit dryer mainly comprises two parts: drying model and heat pump model. Both parts can be developed using the principle of mass and energy conservation for each control volume. The details are as follows:

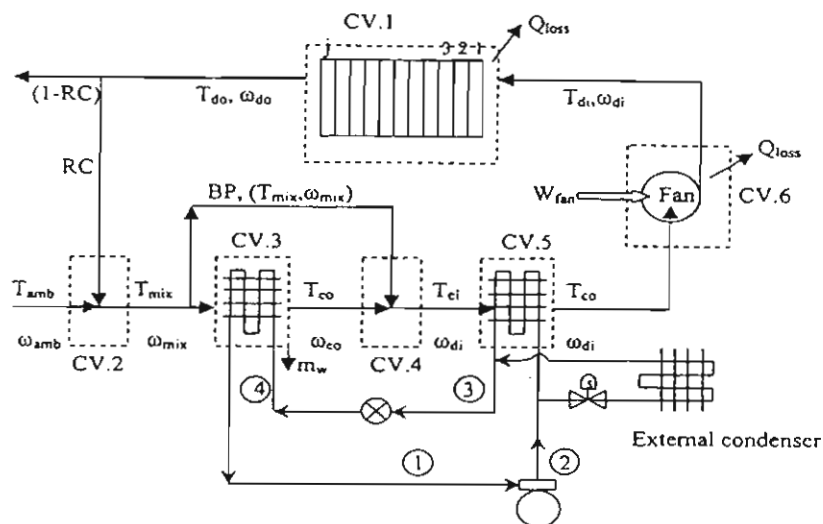


FIGURE 1. Diagram of heat pump dryer. (CV = Control volume)

2.1.1 Drying model

The near equilibrium model regarding thermal equilibrium between drying air and product is used in this study. The drying chamber in control volume 1 (CV.1) is divided into j sections as shown in Figure 1. This model is modified from previous drying model works [1], [3], [7]. Energy and mass balance equation of CV. 1 for each j section, therefore, can be expressed generally as equations (1) and (2).

$$C_a T_{i,j} + \omega_{i,j} (h_{fg} + C_v T_{i,j}) + R C_{pd} \theta_{i,j} = C_a T_{o,j} + \omega_{o,j} (h_{fg} + C_v T_{o,j}) + R C_{pd} T_{o,j} + Q_{loss,j} \quad (1)$$

$$\omega_{f,j} - \omega_{i,j} = (M_{i,j} - M_{f,j}) R \quad (2)$$

Where $T_{i,j}$ is the inlet temperature of each section, $T_{o,j}$ is the outlet temperature of each section, $\omega_{i,j}$ is the inlet humidity ratio of each section, $\omega_{o,j}$ is the outlet humidity ratio of each section, h_{fg} is latent heat at reference temperature of 0 °C. C_a , C_v and C_{pd} are the specific heat of air, vapor, and product, respectively, R is mass ratio of grain to air. $M_{i,j}$ and $M_{f,j}$ are the moisture content before drying and after drying of each section, respectively.

The equations of drying kinetics, equilibrium moisture content, and specific heat of both mango and papaya 'glace' are obtained from previous work [2]. Contrasted to previous work [3], [7], drying rate varies with drying time.

Finally, fan power (CV.6) is given by equation (3).

$$W_{fan} = \frac{m_a}{3600} (C_a + \omega_{di} C_v) (T_{di} - T_{co}) + Q_{loss,6} \quad (3)$$

Where m_a is air mass flow rate, T_{co} is the temperature of air leaving internal condenser, T_{di} is the temperature of air leaving fan.

2.1.2 Heat pump model

There are three major models: compressor, evaporator and condenser. Details of each component are as follows:

1. Compressor model

The polytropic compression process is assumed throughout this study. Hence, the compressor power of reciprocating compressor is given by equation (4) [13].

$$W_{comp} = \frac{m_r P_{comp,i} v_{comp,i}}{3600} \left(\frac{n}{n-1} \right) \left\{ \left(\frac{P_{comp,o}}{P_{comp,i}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right\} \quad (4)$$

Where m_r is the mass flow rate of refrigerant, n is the polytropic index, $P_{comp,i}$ and $P_{comp,o}$ are the inlet pressure and outlet pressure of compressor, respectively.

2. Evaporator model

From CV.3, equations of mass and energy balance can be written as follows:

$$m_w = m_a (1 - BP) (\omega_{mix} - \omega_{eo}) \quad (5)$$

$$Q_e = \frac{m_a}{3600} (1 - BP) \{ C_a T_{mix} + \omega_{mix} (h_{fg} + C_v T_{mix}) - C_a T_{eo} - \omega_{eo} (h_{fg} + C_v T_{eo}) - m_w h_w \} \quad (6)$$

Where Q_e is heat transfer rate at evaporator; BP is the evaporator bypass air ratio, ω_{mix} is the humidity ratio of mixed air before entering evaporator, ω_{eo} is the humidity ratio of air leaving evaporator, T_{mix} is the temperature of mixed air before entering evaporator. T_{eo} is the temperature of air leaving evaporator, m_w and h_w are water condensation rate and enthalpy of water condensation, respectively.

3. Condenser model

From CV.5, equation of energy balance can be written as follows:

$$Q_{c,int} = \frac{m_a}{3600} (C_a + \omega_{di} C_v) (T_{eo} - T_{ci}) \quad (7)$$

Where, $Q_{c,int}$ is heat transfer rate at internal condenser, T_{ci} is the temperature of air before passing internal condenser.

Furthermore, moist air and HCFC-22 properties are calculated using Wilhelm [15] and Cleland [4] equations, respectively.

2.1.3 Optimization model

The assumptions of conditions are as follows:

1. Drying chamber capacity is 100 kg of fresh product. Average initial moisture content of papaya and mango 'glace' are 40 and 60 % dry basis (d.b), respectively. Based on the fruit drying industrial standard of Thailand, moisture content of those must be reduced to a final moisture content of 18% d.b.
2. The variation of final moisture content of product between tray inlet and tray outlet is less than 3% d.b. The moisture content of products at tray inlet is normally lower than that at tray outlet. This is due to the fact that a drying air temperature decreases with tray length whilst a relative humidity increases. Commercially, it is one of the most important factors.
3. Total operating time is not longer than 41 hours. Total operating time consists of drying and preparative time. If long drying time, it is risk for fruits to be decomposed by infection of microorganisms. On the other hand, if short drying time, results in large size of heat pump. In addition, preparative time of Thai fruit gardener is approximate 6 hours.
4. To maintain constant drying air temperature, the external condenser must be included in the system. From previous works, the suitable size of external condenser is 60% of internal condenser.
5. The assumptions of economic analysis are life-time of 5 years, salvage value at the end of life-time of 10% of capital cost, interest rate of 8%, maintenance cost of 5% of capital cost, and electricity price of 3 Baht/unit.

2.1.4 Objective function

In this study, it is the function of the annual total cost per evaporating-water of HPD. The total cost consists of drying chamber including trays, compressor, evaporator, condenser, fan, maintenance, and energy cost. The equation can be written as following:

$$Y = [\text{Annual capital cost} + \text{Annual maintenance cost} + \text{Annual energy cost} - \text{Annual salvage}] / \text{Weight of annual evaporating-water}$$

The drying chamber including trays and fan cost depend primarily on drying chamber capacity and airflow rate, respectively. The cost of compressor, evaporator, condenser, maintenance, and energy cost are depending on drying air temperature (T_{di}), evaporator bypass air ratio (BP), and recycle air ratio (RC) as well as airflow rate (m_a). Accordingly, the objective function can be expressed by equation (8).

$$\text{Minimize } Y = f(T_{di}, BP, RC, m_a) \quad (8)$$

2.1.5 Constraints

In this study, there are four major constraints.

$$45 \leq T_{di} \leq 55^\circ \text{C} \quad (9)$$

$$0 \leq BP < 100\% \quad (10)$$

$$0 \leq RC \leq 100\% \quad (11)$$

$$400 \leq m_a \leq 2000 \text{ kg/h} \quad (12)$$

2.1.6 Cost functions

Price of heat pump dryer components in Thailand is gathered to construct the cost functions by using regression method. Size of drying chamber including trays is fixed with drying capacity. Moreover, the fan cost in this study is fixed because the selected fan size can cover over the range of airflow rate constraint. Consequently, three cost functions of cost function of compressor, evaporator, and condenser can be expressed as equation (13), (14) and (15), respectively.

$$p_{\text{comp}} = -912 W_{\text{comp}}^2 + 5088 W_{\text{comp}} - 582 \quad (13)$$

$$p_e = -3Q_e^2 + 224 Q_e + 735 \quad (14)$$

$$p_c = 8.26 Q_c^2 + 184 Q_c + 888 \quad (15)$$

Where p_{comp} , p_e and p_c are the price of compressor, evaporator and condenser, respectively.

The three cost functions, based on 1/08/2001 (1 US\$ = 44.5 Baht), are satisfied with the following conditions: $0.75 \leq W_{\text{comp}} \leq 3.0 \text{ kW}$, $2.0 \leq Q_e \leq 7.0 \text{ kW}$, and $2.2 \leq Q_c \leq 8.0 \text{ kW}$.

2.2 Solution algorithm

The optimization procedure, using grid search method, can be summarized as follows:

1. The initial design variables are evaporator bypass air ratio of 0%, drying air temperature of 45°C , airflow rate of 400kg/h . and recycle air ratio of 0%. The procedure starts with the simulation model to calculate the size of heat pump components and energy consumption. The annual total cost per evaporating-water is then calculated and recorded for comparing with that of the next loop.

2. The value of BP is checked. If BP is within the constraint, the same calculation process is repeated using the BP steps of 1%.
3. The value of RC is checked. If RC is within the constraint, the similar calculation process is repeated using the BP steps of 1% and reset the value of BP as initial value.
4. The value of T_{di} is checked. If T_{di} is within the constraint, the same calculation process is repeated using the T_{di} steps of 1°C and reset the values of BP and RC as initial values.
5. The value of m_a is checked. If m_a is within the constraint, the similar calculation process is repeated using the m_a steps of 10 kg/h and reset the values of BP, RC and T_{di} as initial values.

The procedure is repeated until all workable conditions are calculated and also compared. Finally, the optimum conditions can be presented.

2.3 Sensitivity analysis conditions

The economical analysis of papaya and mango glaze' drying are based on the annual total cost per evaporating-water of HPD. The assumptions in this study are as follows: interest rate of 6-10%, electricity price of 2-4 Baht/unit and life-time of 1-10 years.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Validation of mathematical model

The experimental conditions of papaya glaze' drying for verifying model conducted by Rukprang (1996) are recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 63%, drying air temperature of 50°C , and airflow rate of 40.94 kg/h-kg of dry product. The conditions of mango glaze' drying conducted by Ratsie (1998) are recycle air ratio of 100%, evaporator bypass air ratio of 63%, drying air temperature of 50°C , and airflow rate of 71.62 kg/h-kg of dry product.

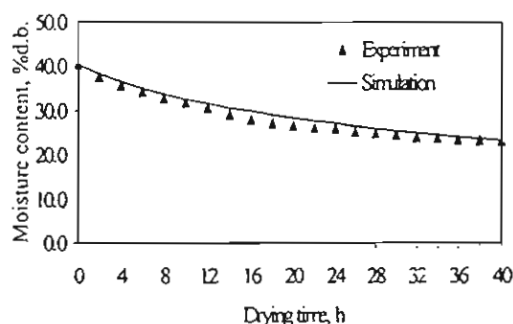


FIGURE 2. Moisture content evolution of papaya glaze' drying

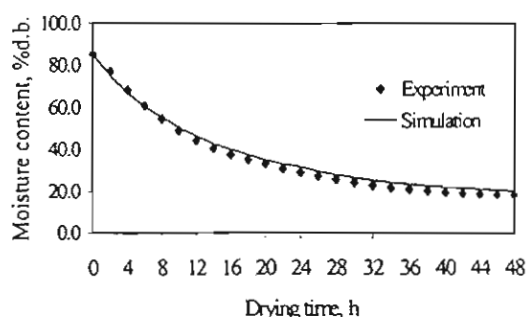


FIGURE 3. Moisture content evolution of mango glaze' drying

Figures 2 and 3 show the moisture content evolution of papaya and mango glaze' drying. The simulation results are fairly agreeable with the experimental ones. The former is, however, slightly higher.

3.2 The optimal conditions of papaya glaze drying

The optimal operating conditions are evaporator bypass air ratio of 69%, recycle air ratio of 100%, drying air temperature of 55°C, airflow rate of 20.72 kg/h-kg of dry product, 255 batches/year, and evaporating water of 4007 kg/year. The optimal annual total cost is 17.25 Baht/kg evaporating-water, capital cost of 4.31 Baht/kg evaporating-water, maintenance cost of 0.92 Baht/kg evaporating-water, and energy cost of 12.02 Baht/kg evaporating-water. Heat pump components are 1.59 kW hermetic reciprocating compressor operating on HCFC-22, a 5.08 kW evaporator, a 6.67 kW internal condenser, and a 4.00 kW external condenser.

3.3 The optimal conditions of mango glaze drying

From simulation results, the optimal conditions of mango glaze drying are evaporator bypass air ratio of 71%, recycle air ratio of 100%, drying air temperature of 55°C, airflow rate of 30.88 kg/h-kg of dry product, 222 batches/year, and evaporating water of 5827 kg/year. The optimal annual total cost is 12.72 Baht/kg evaporating-water, capital cost of 2.99 Baht/kg evaporating-water, maintenance cost of 0.64 Baht/kg evaporating-water, and energy cost of 9.09 Baht/kg evaporating-water. Heat pump components are 1.64 kW hermetic reciprocating compressor operating on HCFC-22, a 5.92 kW evaporator, a 7.56 kW internal condenser, and a 4.54 kW external condenser.

3.4 Sensitivity analysis

Figure 4 shows the relationships between interest rate and annual totals cost per evaporating-water of both products. Annual total costs per evaporating-water of both products are slightly increased with increasing interest rate. When the interest rate is 1% increased, annual total costs per evaporating-water of papaya and mango glaze drying are about 0.056 and 0.053% increased, respectively.

The relationships between electricity price and annual total costs per evaporating-water of both products are shown in Figure 5. Annual total costs per evaporating-waters are linearly proportional to electricity price. The annual total costs per evaporating-waters of papaya and mango glaze drying are approximately 0.67 and 0.69% per unit of electricity price increased, respectively. Increasing percentage of mango glaze drying cost is higher than that of papaya glaze drying because both compressor power and airflow rate of mango glaze drying are higher.

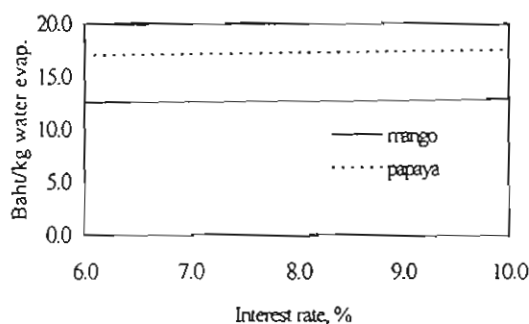


FIGURE 4. Relationships between electricity interest rate and annual pertotal costs per evaporating-water

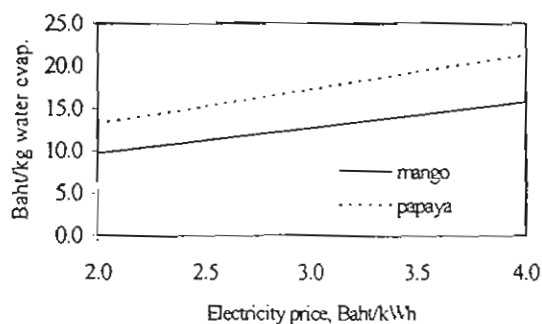


FIGURE 5. Relationships between price and annual total costs evaporating-water

Figure 6 presents the relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water of both products. The annual total costs per evaporating-waters are exponentially decreased at first for three years of life-time. When life-time is longer

than six years, annual total costs per evaporating-water of both products are nearly constant.

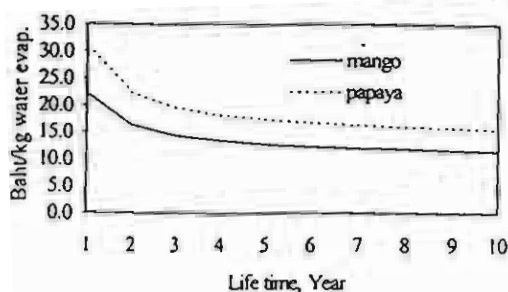


FIGURE 6. Relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water

3.5 Comparative optimal conditions and cost of papaya and mango glace' drying

3.5.1 Airflow rate

The limitation of variation of final moisture content and total operating time affect significantly on airflow rate. Though, drying with low airflow rate can save energy cost, the various final moisture content or total operating time or both of them are not corresponding to assumption conditions. The optimal airflow rate of mango glace' drying is higher than that of papaya glace' drying. Based on the same conditions, effective diffusion coefficient of mango glace' drying is lower than that of papaya glace' drying because of different tissue structure [2].

3.5.2 Evaporator bypass air ratio

Evaporator bypass air ratio (BP) affects on the quantity of moist air condensation or size of evaporator. High evaporator bypass air ratio can reduce size of evaporator, but drying time may be long because of low moist air condensation. The optimal airflow rate of mango glace' drying is higher than that of papaya glace' drying, so optimal evaporator bypass air ratio is higher. However, the net airflow passing evaporator of mango glace' drying is rather higher. Consequently, evaporator in case of mango glace' drying is larger than that in case of papaya glace' drying.

3.5.3 Drying air temperature

The optimal drying air temperature of both products is similar. As a result of high drying air temperature, the drying time can be reduced, which results in high evaporating-water per year. Consequently, the annual total cost per evaporating-water is low.

3.5.4 Recycle air ratio

Under the average climatic of Thailand (Dry bulb temperature = 27°C, Relative humidity = 73%) and physical properties of both products, heat pump dryer operated on closed-loop system is more economical than that operated on opened-loop or partially closed-loop system. It can be explained by the fact that both sensible heat and latent heat of air leaving the drying chamber are recovered. Additionally, it is easy to control drying conditions due to no effect of ambient conditions.

3.5.5 Annual total cost per evaporating-water

In case of mango glaze' dryer, the size of heat pump is rather large and causes high capital cost; moreover, the number of batch per year of mango glaze' drying is 15% lower than that of papaya glaze' drying. Nevertheless, total cost per evaporating-water of mango glaze' drying is approximately 26% lower than that of papaya glaze' drying. It is clearly seen that the quantity of annual evaporating-water of mango glaze' drying is about 45% higher than that of papaya glaze' drying.

4. CONCLUSION

The theoretical models of papaya and mango glaze' drying by using heat pump were developed and validated with the experimental results. They are then employed as tools in optimization. The optimal conditions are sought by using grid search method. Based on simulation results, the optimal conditions of each product are not similar, particularly airflow rate and evaporator bypass air ratio. This is due to the difference of product properties such as initial moisture content and effective diffusion coefficient (microstructure of fruit tissue). For sensitivity analysis, annual total cost per evaporating-water is linearly related to both interest rate and electricity price and inversely proportional to life-time. Electricity price is the highest sensitive whereas interest rate is the lowest.

ACKNOWLEDGEMENT

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

REFERENCES

1. Achariyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A., Mathematical model development and simulation of heat pump fruit dryer, *Drying Technology*, 18(1&2), p. 479-491, 2000a.
2. Achariyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A., Diffusion models of papaya and mango glaze' drying, *Drying Technology*, 18(7), p. 1605-1615, 2000b.
3. Chou, S.K., Hawlader, M.N.A., Ho, J.C., Wijesundera, N.E. and Rajasekar, S., Performance of a heat-pump assisted dryer, *International Journal of Energy Research*, 18, p. 605-622, 1994.
4. Cleland, A.C., Computer subroutines for rapid evaluation of refrigerant thermodynamic properties, *International Journal of Refrigeration*, 9, p.346-351, 1988.
5. Clement, S., Jai, X. and Jolly, P., Experimental verification of a heat pump assisted-continuous dryer simulation model, *International Journal of Energy Research*, 17, p. 19-28, 1993.
6. Meyer, J.P. and Greyvenstein, G.P., The drying of grain with heat pumps in South Africa: A techno-economic analysis, *International Journal of Energy Research*, 16, p. 13-20, 1992.
7. Prasertsan, S., Saen-saby, P., Ngamsritrakul, P. and Prateepchaikul, G., Heat pump dryer part I: simulation of the model, *International Journal of Energy Research*, 20, p. 1067-1079, 1996.
8. Prasertsan, S. and Saen-saby, P., Heat pump drying of agricultural materials, *Drying Technology*, 16(1&2), p.235-250, 1998.
9. Ratsie, S., Drying of mango glaze' by heat pump, *Master of Engineering Thesis*, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand, 1998.

10. Rukprang, P., Fruit drying using heat pump, Master of Engineering Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand, 1996.
11. Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Rukprang, P., Fruit drying using heat pump, RERIC International Energy Journal, 20, p. 39-53, 1998.
12. Strommen, I., New applications of heat pumps in drying Processes, Drying Technology, 12(4), p. 889-901, 1994.
13. Threlkeld, J.L., Thermal environmental engineering, Prentice Hall, New Jersey, U.S.A, 1972.
14. Va'zquez, G., Chenlo, F., Moreria, R. and Cruz, E., Grape drying in a pilot plant with a heat pump, Drying Technology, 15(3&4), p.899-920, 1997.
15. Wilhelm, L.R., Numerical calculation of psychometric properties in SI unit, Transaction ASAE, 19(2), p.318-321, 1976.

การศึกษาเปรียบเทียบกระบวนการให้ความร้อนเมล็ดถั่วเหลือง

COMPARATIVE STUDY OF HEATING PROCESSES FOR SOYBEAN

Songchai Wiriyaumpaiwong¹, Somchart Soponronnarit¹ and Somkiat Prachayawarakom²

¹School of Energy and Materials

²Faculty of Engineering

King Mongkut's University of Technology Thonburi

Suksawat 48 Rd., Tungkrui, Bangkok 10140, Thailand

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้ประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดและเครื่องเอ็กทูดแบบเปียกขนาด อุตสาหกรรม เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดใช้ให้ความร้อนเมล็ดถั่วเหลืองด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิเฉลี่ย 164.5°C เมล็ดถั่วเหลืองถูกอบแห้งจากความชื้นเริ่มต้น 12% จนเหลือความชื้น 1 ถึง 2% มาตรฐานแห้ง ด้วยอัตราการป้อน 2 tons/h สำหรับกระบวนการเอ็กทูดแบบเปียก ความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายไม่แตกต่างกันมากอยู่ที่ความชื้น 12% มาตรฐานแห้ง ความร้อนที่เกิดขึ้นในกระบอกเครื่องเอ็กทูด โดยทั่วไปอุณหภูมิเพิ่มขึ้น 104 ถึง 115°C ที่อัตราการป้อน 1 ton/h คุณภาพของเมล็ดถั่วเหลืองที่ศึกษาอยู่ในเทอมของ urease activity และ protein solubility ในสารละลาย 0.2% KOH ตลอดจนความสิ้นเปลืองพลังงานของแต่ละกระบวนการ ค่า urease activity ในทางปฏิบัติเป็นวิธีตรวจวัดระดับสารยับยั้งทริปซินทางอ้อมที่ใช้ในอุตสาหกรรมอาหารสัตว์ ค่า urease activity และ protein solubility หลังจากผ่านกระบวนการเอ็กทูด มีค่าอยู่ในช่วง 0.01 ถึง 0.04 และ 72.8 ถึง 79.3% ตามลำดับ ในกรณีของกระบวนการให้ความร้อนด้วยฟลูอิดไคซ์เบด ค่า urease activity และ protein solubility มีค่าอยู่ระหว่าง 0.21 ถึง 0.27 และ 72.6 ถึง 77.6% ตามลำดับ นอกจากคุณภาพที่กล่าวไปข้างต้น พบว่า การอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดสามารถนำมาใช้ทดแทนกระบวนการให้ความร้อนแบบเอ็กทูด เนื่องจากประหยัดเงินลงทุนและค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานได้กว่า 88% และ 72% เมื่อระบบทำงานแบบวงจรปิด

ABSTRACT: In this work, the performance of fluidized bed and wet extrusion process in the industrial scale has been evaluated. The fluidized bed dryer involves the cooking of soybean using heated dry air with an average temperature of 164.5°C. The soybean with an initial moisture content of 12% dry basis was dried to 1-2% dry basis with a feed rate of 2 tons/h for fluidized bed dryer. For the wet extrusion process, initial and final moisture contents are not significantly different with showing a value of 12% dry basis. The heat generated in the extruder barrel typically raises the temperature to 104-115°C at feed rate of 1 ton/h. The qualities of soybean in terms of urease activity and protein solubility in 0.2% KOH have also been considered along with the energy consumption in each process. The urease activity, a practical indicator, is an indirect test for level of trypsin inhibitors in animal feed industries. The urease activity and protein solubility, after cooking of soybean using extrusion process, vary in the range of 0.01-0.04 and 72.8-79.3%, respectively. In case of the fluidized bed dryer, urease activity and protein solubility were given the results as 0.21-0.27 and 72.6-77.6%, respectively. In addition to the qualities as mention above, the fluidized bed drying technique has a high potential for replacing the extrusion process since it could save the investment and energy cost around 88% and 72% when the system was operated by closed loop.

KEYWORDS : protein, soybean, urease

For further details, contact, Songchai Wiriyaumpaiwong Thermal Technology School of Energy and Materials King Mongkut's University of Technology Thonburi Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

1. INTRODUCTION

Soybeans are well recognized as a valuable source of dietary protein for feeding both animals and human in many country of the world. Raw soybean, however, contains anti-nutritional factors, such as trypsin inhibitors, haemagglutinins, lectins and saponins, that depress the growth rate and efficiency of food utilization for animals (Liener, 1994). Proper processing of soybean treatment requires the control of moisture content, temperature and processing time to inactivate these factors (Wright, 1981). Adequate moisture during processing facilitates the destruction of the anti-nutritional factors in soybeans.

Although heat can destroy such anti-nutritional factors, the careful control of the heating conditions is required to prevent either under- or over-heating of soybeans (Liener and kakade, 1980). A method developed for treating soybeans is the extrusion, as a process in which the friction, produced by forcing the soybeans through die holes under pressure, creates the heat that eliminate the natural anti-nutritional factors (Waldroup, 1982). The advantages of extrusion process are to destruct the anti-nutritional factors and rupture the oil cells. Several workers have been concerned with heating conditions (Stephenson and Tollett, 1959; Renner and Hill, 1960) and the use of extrusion and infrared roasting to improve the performance of chick fed. It indicated that the extruded soybean serviced higher gain weight and growth of animal than the infrared roasted soybean (White et al., 1967; Faber and Zimmerman, 1973).

Large-scale commercial production of soybean meal in animal feed has been developed in Thailand. Recently, fluidized bed dryers have been commercialized in Thailand for soybean drying and soybean meal production. In most industrial fluidized bed dryer, heat is supplied externally to a product by air to provide energy for the moisture evaporation and the anti-nutritional factors inactivation. There are 80 units of fluidized bed dryer for paddy drying, with a few units being used for maize meal production and one unit being used for soybean drying and dietary meal production (Soponronnarit et al., 1998). A previous results of soybean tests showed that it could be reduce the level of urease activity, which is an indirect measure of trypsin inhibitor, using 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level. However, soybeans should not be dried below 23.5% from 33.3% dry-basis in order to avoid excessive grain cracking. The optimum conditions for heat treatment coincided at a temperature of 140°C, a bed depth of 18 cm, an air velocity of 2.9 m/s. These conditions resulted in 27% cracking and 1.7% breakage. In addition, Osella, Gordo, Gonzalez, Tosi and Ré (1997) studied the fluidized bed technique for treating soybeans with drying and inactivation of heat-labile inhibitors. As a result, soybean drying and inactivation can be potentially performed in a single step, with maintaining the nutritional value. The aims of this work are to evaluate the performance of fluidized bed dryer and wet extrusion process in the industrial scale for eliminating the urease activity in soybeans and to explore the energy consumption of both processes.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Processing

2.1.1 Fluidized bed technique

An industrial-scale fluidized bed dryer with a feed rate of 2 ton/h capacity as shown in Fig. 1 is consisted of a drying chamber with a dimension of 0.7 x 2.1 x 1.3 m, a diesel oil burner and a backward curved blade centrifugal fan driven by a 50 kW

motor. The fluidized bed dryer involves the cooking of soybean using the heated air with an average temperature of 164.5°C. Grains were forced by heated air and moved forward to the dryer exit. A thermostat controlled the temperature of heated air with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$.

2.1.2 Extrusion

Figure 2 shows the schematic diagram of extruder with a pre-conditioner. Extrusion of soybeans was performed in a 95 kW insta-pro model 2500 Extruder with a 3.8 kW insta-pro model 2594 pre-conditioner. Pre-conditioner is an additional part for extruder in which steam is used to pre-heat the product before entering the extruder, thereby increasing the extruder capacity and reducing the wear. Steam jacket in the pre-conditioner was fed with low pressure steam (0.9 MPa). After that the heat generated in the extruder barrel typically raises the temperature to 104-115°C at feed rate of 1 ton/h and the product was held in the extruder with 2.9 min. of retention time.

2.2 Materials

Raw soybeans that used for producing the animal feed in this work were the dry soybeans, which were stored in the silo in order to prepare as a raw material for drying by fluidized bed dryer. The moisture content was approximately 12% dry-basis. For the raw material used in the extrusion process, it must be milled as a soya flour before entering the system. This was given the moisture content of 13-14% dry-basis. The moisture contents of samples were determined at a temperature of 103°C in an electrical oven for 72 hr.

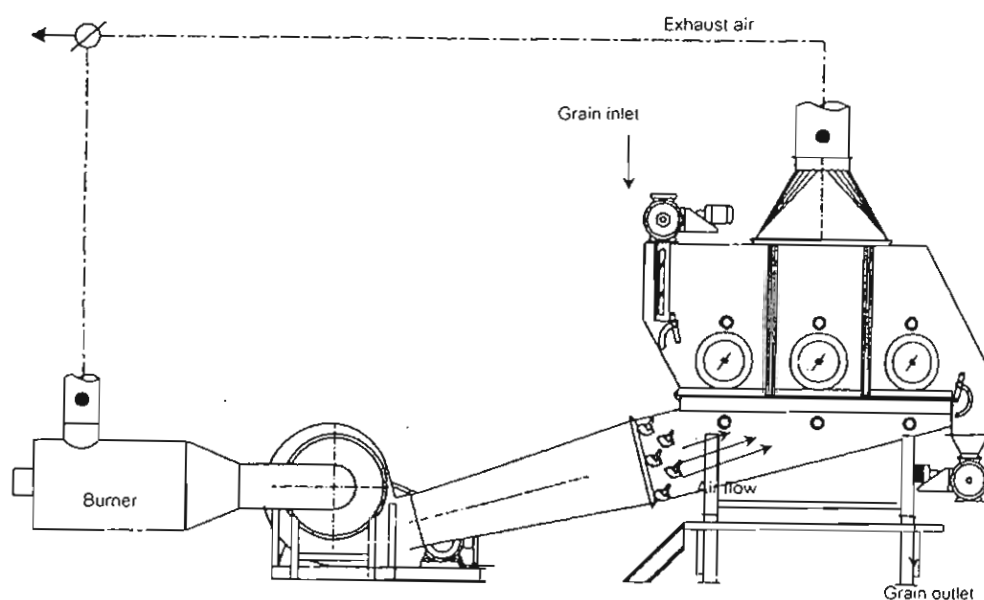


Figure 1 Schematic diagram of fluidized bed dryer

2.3 Analytical methods

2.3.1 Urease activity

The urease activity could be measured by detecting pH change, which was caused by the urease converting urea to ammonia. A properly cooked soybean will give a urease activity of 0.30 rise in ΔpH . The measurement method was followed by the AACC procedure (1944).

2.3.2 Crude protein

Nitrogen content of soybean was analysed by Kjeldahl method (AOAC, 1980) using a nitrogen analyzer (Model VAPODEST12) and crude protein content was calculated by $\%N \times 6.25$.

2.3.3 Protein solubility

Protein solubility indicated the dispersion of proteins in 0.2% KOH solution. The nitrogen in the supernatant was determined by the Kjeldahl method. According to American Soybean Association (Araba, 1990), protein solubility should be in a normal range between 70 and 85%. If its value is lower than 70%, it means the overcooked soybean, but if higher than 85%, soybean is insufficiently cooked. Protein solubility was calculated by

$$\text{Protein solubility} = \frac{\text{nitrogen of the supernatant in 0.2\% KOH solution}}{\text{crude protein}} \times 100 \quad (1)$$

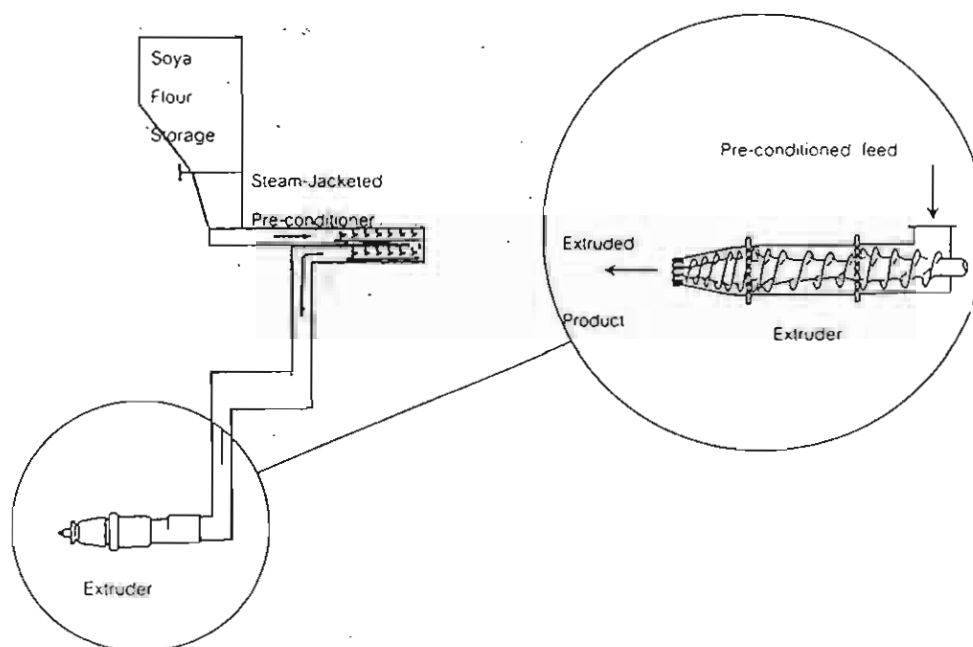


Figure 2 Schematic diagram of extruder with a pre-conditioner.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Moisture distribution

Figure 3 shows the moisture content of soybean entering and exiting from the extruder (Fig.3a) and fluidized bed dryer (Fig.3b) during the operation. It was found that inlet moisture content of soybean was nearly constant during the experiments. For the extrusion process, the outlet moisture content of soybeans was slightly different from the inlet, 1-2% for the moisture reduction. Whilst the moisture content was rapidly reduced from 12% to 1% dry-basis for using the fluidized bed dryer as shown in figure 3b.

3.2 Soybean quality

Table 1 shows the full-fat soy flour analysis after the extrusion process. Temperatures of soy flour reach 88-94°C and 104-115°C at the pre-conditioner and the extruder exist, respectively. From this table, it indicates that the temperature of 104-115°C is enough for reducing the urease activity to be lower than the acceptable limit. The urease activity is very low (0.01-0.04) when compared to the AACC standard limit (0.30 ΔpH). For the full-fat soybean kernels dried by the fluidized bed dryer, the urease activity varies in a narrow range of 0.21-0.26, which is significantly higher than those obtained from the extrusion. The larger amount of urease activity is probably due to the lower grain temperature obtained from the dryer. However, this range is still accepted for using as a raw material for the animal feed industry.

For the change of protein solubility, it correlates inversely with temperature; lower protein solubility associated with higher temperature. As represented in Table 1, 2, the percentage of protein solubility after passing such processes varies in a range of 72.6-79.3%. According to these values, it indicates that the soybean is suitably cooked.

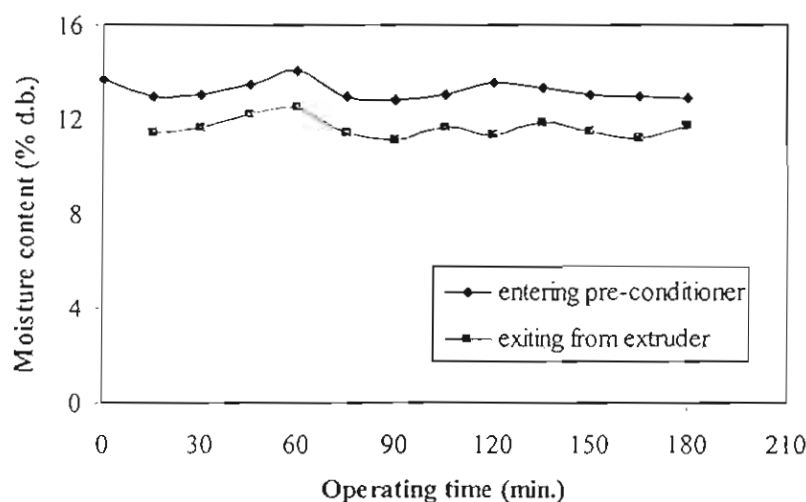


Figure 3 Moisture content of soybean entering pre-conditioner and exiting from extruder vs. operating time

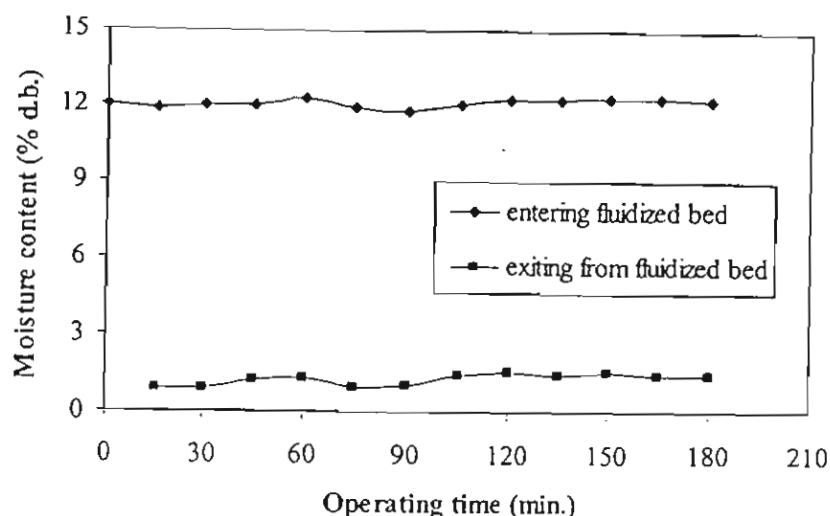


Figure 4 Moisture content of soybean entering and exiting from fluidized bed dryer vs. operating time

3.3 Energy consumption

Table 3 shows the energy consumption of industrial-scale extruder and fluidized bed dryer. From this table, it indicates that the thermal and electrical energy consumption are respectively 625 and 928 MJ/ton of product for the extrusion process and 911 and 204 MJ/ton of product for the fluidized bed dryer. The electrical energy consumption was calculated by multiplying a factor of 2.6. These results show that the soybeans treated with the fluidized bed dryer can be saved the energy around 28%, comparing to the extrusion process.

In evaluating the energy cost, we assume that LPG gas cost is 20 baht/kg and electricity cost is 2 baht/kWh. The results are shown that the total energy costs of such

Table 1 Full-fat soy flour analysis after extrusion process

Time (min.)	Temperature (°C)		Moisture Content (%d.b.)		Urease Activity (pH Change)	Protein Solubility (%)
	Pre-cond.	Exit	inlet	outlet		
15	89	105	12.9	11.4	0.04	79.3
30	88	104	13.0	11.6		
45	91	108	13.4	12.1		
60	92	111	14.1	12.5	0.04	76.4
75	92	110	12.9	11.3		
90	92	111	12.7	11.1		
105	94	113	12.9	11.6	0.03	75.0
120	93	115	13.5	11.3		
135	93	114	13.3	11.8		
150	92	112	12.9	11.4	0.01	75.6
165	92	113	12.9	11.2		
180	92	112	12.8	11.7		

Table 2 Full-fat soybean analysis after fluidized bed heating process

Time (min.)	Temperature (°C)		Moisture Content (%d.b.)		Urease Activity (pH Change)	Protein Solubility (%)
	inlet air	drying room	inlet	outlet		
15	161	140	11.8	0.8	0.25	77.6
30	160	143	11.9	0.9		
45	162	144	11.9	1.2		
60	155	145	12.3	1.3	0.21	74.4
75	160	145	11.9	1.0		
90	167	147	11.8	1.0		
105	166	147	12.1	1.4	0.27	75.6
120	171	152	12.3	1.6		
135	174	156	12.3	1.5		
150	178	159	12.4	1.6	0.24	72.6
165	164	144	12.3	1.4		
180	156	143	12.3	1.4		

Table 3 Energy consumption of industrial-scale extruder and fluidized bed dryer

Extruder		Fluidized bed dryer	
Testing hours	3	Testing hours	3
Capacity (ton/h)*	1	Capacity (ton/h)*	2
Outlet pre-conditioner temp. (°C)*	92	Inlet hot air temp. (°C)*	164
Outlet extruder temp. (°C)*	110	Drying room temp. (°C)*	148
Inlet moisture content (% d.b.)*	13	Inlet moisture content (% d.b.)*	12
Outlet moisture content (% d.b.)*	12	Outlet moisture content (% d.b.)*	1
Electrical energy consumed (MJ/ton of product)	928	Electrical energy consumed (MJ/ton of product)	204
Thermal energy consumed (MJ/ton of product)	625	Thermal energy consumed (MJ/ton of product)	911

• Average value

processes are insignificantly different. In accounting the operating cost for the fluidized bed dryer, the dryer was operated with no recycle air. However, if the exhaust air is fully recycled, the energy will then be saver 79%, comparing to that with no recycle air. Accordingly, the total energy cost become lower than 72% when compared to the extrusion cost. Note that the investment costs of fluidized bed dryer and extruder with capacity of 1 ton/h are 375,000 and 3,200,000 baht, respectively. It indicates that the investment of fluidized bed dryer is significantly lower.

4. CONCLUSIONS

Both extruder and fluidized bed dryer can be used in animal feed industry for eliminating the anti-nutritional factors and improving the degree of heat treatment. They can reduce the urease activity to adequate level, a long with the percentage of protein solubility falling in the range of standard level. The fluidized bed drying technique has a high potential for replacing the extrusion process since it could save the

investment and energy cost around 88% and 72% when the system was operated by closed loop.

5. ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for the financial support this work. In addition, we wish to thank the SPM animal feed company limited for their cooperation while working at site.

6. REFERENCES

1. AACC., Official and Tentative Methods of the American Oil Chemists' Society. 2nd ed., AACC Method 22-90, 1976.
2. AOAC., Official Methods of Analysis. 10th ed., Washington, D.C, 1965.
3. Araba, M. & Dale, N.M., Evaluation of protein solubility as an indicator of underprocessing of soybean meal, Poul. Sci., Vol.69, no.10, pp.1749-1752, 1990.
4. Faber, J.L. & Zimmerman, D.R., Evaluation of infrared-roasted and extruder-processed soybeans in baby pig diets, Journal of Animal Science, Vol.36, no.5, pp.902-907, 1973.
5. Liener, I.E., Implications of antinutritional components in soybean foods, Crit. Rev. Food. Sci. Nutr., Vol.34, pp.31-67, 1994.
6. Liener, I.E. & Kakade, M.L., Protease inhibitors, Toxic Constituents of Plant Foodstuffs, Liener, I.E., Ed.; Academic Press : New York, pp.7-71, 1980.
7. Osella, C.A.; Gordo, N.A.; González, R.J.; Tosi, E.; Ré, E., Soybean heat-treated using a fluidized bed, Lebensm. Wiss u.-Technology, Vol.30, pp.676-680, 1997.
8. Renner, R. & Hill, F.W., Studies of the effect of heat treatment on the metabolizable energy value of soybeans and extracted soybean flakes for the chick, Journal Nutrition, Vol.70, pp.219-225, 1960.
9. Soponronnarit, S.; Rordprapat, W.; Wetchacama, S., Mobile fluidized bed dryer, Drying Technology, Vol.16, pp.1501-1513, 1998.
10. Stephenson, E.L. & Tollet, L., Processing of soybeans for broiler feeding, Feedstuffs, Vol.31, pp.8, 1959.
11. Waldroup, P.W., Whole soybeans for poultry feeds, World's Poultry Science Journal, Vol.38, pp.28-35, 1982.
12. White, C.L.; Greene, D.E.; Waldroup, P.W.; Stephenson, E.L., The use of unextracted soybeans for chicks, Poultry Science, Vol.46, pp.1180-1185, 1967.
13. Wright, K.N., Soybean meal processing and quality control, Journal American Oil Chemists' Society, Vol.58, pp.294-300, 1981.

การทดสอบสมรรถนะของเตาเผาไซโคลนโดยใช้ขี้เลื่อยเป็นเชื้อเพลิง

PERFORMANCE TEST OF CYCLONIC FURNACE USING SAWDUST AS A FUEL

จินดาพร จำรัสเลิศลักษณ์¹ อติศักดิ์ นาดกรณกุล² สมบูรณ์ เวชกามา³ และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์⁴

Jindaporn Jamradloedluk¹, Adisak Nathakarnakule²,

Somboon Wetchacama³, Somchart Soponronnari⁴

¹นักศึกษาระดับปริญญาโท ²ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ³อาจารย์ ⁴ศาสตราจารย์

¹Postgraduate, ²Assistant professor, ³Lecturer, ⁴Professor

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

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

สุขสวัสดิ์ 48 แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400

Suksawat 48 Road, Bangkok 10140

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาตัวแปรที่มีผลต่อประสิทธิภาพความร้อนรวมของการเผาไหม้ขี้เลื่อยในเตาเผาไซโคลน และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นหลังการเผาไหม้ เตาเผาไซโคลนที่ใช้ในการทดลอง ประกอบไปด้วยห้องเผาไหม้และท่อทรงกระบอกที่ทำจากเหล็กวางต่อกันในแนวตั้ง ท่ออากาศส่วนที่หนึ่ง (primary air) และท่ออากาศส่วนที่สอง (secondary air) ถูกติดตั้งและต่ออยู่กับด้านบนของห้องเผาไหม้และท่อทรงกระบอกดังกล่าวในแนวสัมผัสตามลำดับ สำหรับอากาศส่วนที่สาม (tertiary air) จะถูกป้อนเข้าสู่ด้านล่างของห้องเผาไหม้ จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบเตาเผาไซโคลน ขึ้นอยู่กับความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่ง และปริมาณอากาศส่วนที่สาม โดยเมื่อปริมาณทั้งสองเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ประสิทธิภาพความร้อนรวมของการเผาไหม้สูงขึ้น ส่วนอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ที่สูงขึ้นจะให้ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ต่ำลง ทั้งนี้จากการทดลองทั้งหมดพบว่า สัดส่วนของอากาศส่วนที่หนึ่ง ต่อส่วนที่สองต่อส่วนที่สาม เท่ากับ 80:0:20 ที่อุณหภูมิในห้องเผาไหม้ประมาณ 800°C จะให้ประสิทธิภาพความร้อนรวมของระบบสูงสุด เท่ากับ 75% เปอร์เซนต์ การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนในเชื้อเพลิง 98.5% และความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซร้อน 56 ppm

ABSTRACT: The objective of this research is to study parameters affecting thermal efficiency of sawdust cyclonic furnace and carbon monoxide produced by the furnace. The furnace is composed of a steel combustion chamber vertically connected to a steel cylinder. Primary and secondary air ducts are tangentially connected to the upper part of combustion chamber and cylinder respectively. Tertiary air is supplied into the lower part of the combustion chamber. The experimental results showed that thermal efficiency of sawdust cyclonic furnace depended on velocity of primary air and tertiary air quantity. Carbon monoxide quantity decreased with the increase of temperature in combustion chamber. The results from the experiments indicated that the experimental condition at the air quantity ratio of primary:secondary:tertiary (80:0:20) and the temperature of combustion chamber around 800°C gave the maximum thermal efficiency of the furnace at value of 75% with 98.5% of carbon conversion and 56 ppm carbon monoxide quantity.

KEYWORDS: Biomass, Furnace, Sawdust

For further details, contact, Jindaporn Jamradloedluk, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Bangkok 10140.

1. บทนำ

ในปัจจุบันการผลิตความร้อนจากเตาเผาที่ใช้ชีวมวลแทนที่เชื้อเพลิงฟอสซิล ได้รับความนิยมนับวันมากขึ้นตามลำดับ เตาเผาชีโคลนเป็นเตาเผาชีวมวลชนิดหนึ่งที่มีแนวโน้มเข้ามาใช้กันมากขึ้นในโรงสีข้าว โดยอาจใช้แกลบหรือขี้เลื่อยเป็นเชื้อเพลิง งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการเผาไหม้แบบชีโคลนหรือการเผาไหม้ที่มีลักษณะหมุนวนของเชื้อเพลิง นั้นมีมาอย่างต่อเนื่อง ดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 งานวิจัยเกี่ยวกับห้องเผาไหม้ที่มีลักษณะหมุนวนของเชื้อเพลิง

ผู้แต่ง	ชนิดของเตา/เชื้อเพลิง	ตัวแปร	ผลการทดลอง
สุพจน์ (2536)	ห้องเผาไหม้แบบชีโคลน / ขี้เลื่อย	$\phi = 1.0, 1.2, 1.5$ $\lambda = 0.05, 0.10, 0.15$	1. ϕ คงที่ ปริมาณ CO ลดลงเมื่อ λ เพิ่มขึ้น
สมนึก (2537)	ห้องเผาไหม้แบบชีโคลน / ขี้เลื่อย	$\phi = 1.0, 1.2, 1.5$ $\lambda = 0.05, 0.10, 0.15$	2. λ คงที่ ปริมาณ CO ลดลงเมื่อ ϕ เพิ่มขึ้น
พงษ์เจดต์ (2543)	ห้องเผาไหม้แบบหมุนวน / แกลบ	$\phi = 0.8, 1.0, 1.2$ $\lambda = 0, 0.2, 0.4$	ϕ คงที่ ปริมาณ CO ลดลงเมื่อ λ เพิ่มขึ้น
บุญเรือง (2541)	เตาเผาแบบชีโคลน/แกลบ	$\lambda = 0.285$ $\phi = 3.8, 4.2, 4.5$	CO และ η เพิ่มขึ้นเมื่อ ϕ เพิ่มขึ้น
Bockhop (2525)	เตาเผาแบบ center tube / แกลบขี้เลื่อยและกะลามะพร้าว	$\lambda =$ คงที่ $\phi = 1.0, 1.3, 1.4, 1.8, 2.0, 2.4$	อุณหภูมิในห้องเผาไหม้สูงสุดเกิดที่ค่า $\phi = 1.65 - 1.75$
ประจักษ์ (2535)	ห้องเผาไหม้แบบชีโคลน / ขี้เลื่อย	$\lambda =$ คงที่ $\phi = 1.2, 1.5, 2.2$	ปริมาณ CO ลดลงเมื่อ ϕ เพิ่มขึ้น
Singh (2523)	เตาเผาแบบชีโคลน/แกลบ	$\phi =$ คงที่ $\lambda = 0.33, 0.4, 0.5, 0.6, 0.66$	อุณหภูมิในห้องเผาไหม้สูงสุดเกิดที่ค่า $\lambda = 0.5$
Singh (2523)	เตาเผาแบบชีโคลน/แกลบ	$m_1 = 5 - 30 \text{ kg/hr}$ $\phi = 1.1 - 8.5$	$\eta_{\text{max}} = 71.7\%$ เกิดขึ้นที่ ϕ และ m_1 เท่ากับ 1.71 และ 20 kg/hr ตามลำดับ
พิมล (2542)	เตาเผาแบบชีโคลน/แกลบ	$\lambda = 0.5$ $\phi = 2.1$ $m_1 = 95.89, 105.7, 127.9 \text{ kg/hr}$	η ลดลงจาก 83.05 เป็น 70.45 % เมื่อ m_1 เพิ่มขึ้น

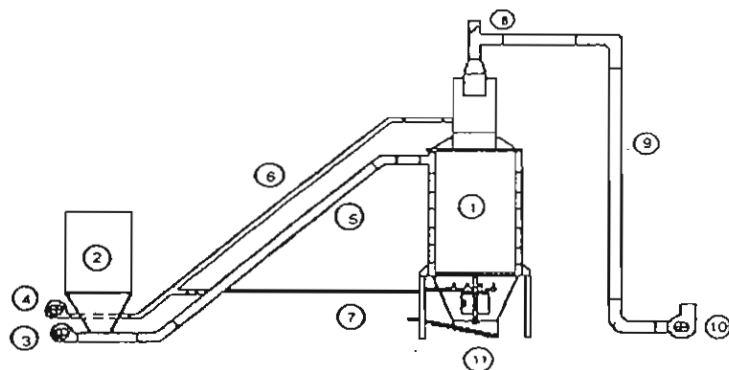
จากงานวิจัยที่ผ่านมาสำหรับห้องเผาไหม้หรือเตาเผาที่มีลักษณะหมุนวนของเชื้อเพลิง พบว่า ϕ λ และ อัตราการป้อนเชื้อเพลิง มีผลต่อประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบ อุณหภูมิในเตา และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ อย่างไรก็ตามยังไม่มีผู้ศึกษาบทบาทของปริมาณอากาศส่วนที่สาม ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของสัดส่วนของอากาศส่วนที่หนึ่งคือส่วนที่สองคือส่วนที่สาม ที่มีต่อประสิทธิภาพความร้อนรวมของการเผาไหม้ขี้เลื่อยในเตาเผาชีโคลน และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นหลังการเผาไหม้

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 อุปกรณ์

เตาเผาไพโรไลซิสที่ใช้ในการทดลอง ประกอบไปด้วยห้องเผาไหม้ ระบบการป้อนอากาศและก๊าซเชื้อเพลิง ระบบควบคุม และพัดลมดูดอากาศ ตัวห้องเผาไหม้ทำจากเหล็กมีรูปร่างเป็นทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในและภายนอก 50 และ 64 เซนติเมตร ตามลำดับ และสูง 1 เมตร วัสดุที่ใช้ประกอบเข้าเป็นห้องเผาไหม้ไล่ลำดับจากด้านในไปด้านนอกมีดังนี้ คือ อิฐทนไฟ เหล็ก ไฟเบอร์กลาส และแผ่นเหล็กหุ้มส่วนนอกของเตา ในส่วนล่างของเตาเผาจะเป็นตะแกรง และใบพัดขับเคลื่อน ท่ออากาศส่วนที่หนึ่งจะต่อกับด้านบนของห้องเผาไหม้ในแนวสัมผัส และด้านบนของห้องเผาไหม้จะติดตั้งท่อทรงกระบอกที่ทำจากเหล็ก เส้นผ่านศูนย์กลาง 36.6 เซนติเมตร สูง 45 เซนติเมตร และต่ออยู่กับท่ออากาศส่วนที่สองในแนวสัมผัสเช่นเดียวกัน สำหรับอากาศส่วนที่สามจะป้อนเข้าสู่ด้านล่างของเตา ระบบการป้อนเชื้อเพลิงที่เชื้อเพลิงประกอบด้วย ถังป้อน และสกรูลำเลียงที่ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 0.4 กิโลวัตต์ที่สามารถปรับความเร็วรอบได้ด้วยอินเวอร์เตอร์ ท่ออากาศส่วนที่หนึ่ง สองและสาม มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 56 และ 56 เซนติเมตรตามลำดับ หลังการเผาไหม้ ก๊าซจะถูกนำออกจากตะแกรง และลำเลียงออกโดยสกรูลำเลียง (screw conveyor) โค้ดแกรมของเตาเผาไพโรไลซิสแสดงไว้ในรูปที่ 1

อุปกรณ์การวัดข้อมูลที่ใช้ในการทดลอง คือ เครื่องมือวัดอุณหภูมิใช้ เทอร์โมคัปเปิ้ล ชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องบันทึกข้อมูล รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ -100-1300°C ความละเอียด $\pm 0.2\%$, เครื่องมือวัดความเร็วลม pitot tube, เครื่องมือวัดระเหยปริมาณก๊าซ รุ่น KM 9106 สำหรับวัดปริมาณก๊าซออกซิเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และ คาร์บอนไดออกไซด์ ความละเอียด -0.1+0.2%, $\pm 5\%$ และ $\pm 0.3\%$ ของค่าที่อ่านได้ ตามลำดับ, เครื่องชั่งน้ำหนัก ความละเอียด $\pm 0.4\%$



1. ห้องเผาไหม้	5. ท่ออากาศส่วนที่หนึ่ง	9. ท่ออากาศร้อน
2. ถังป้อนเชื้อเพลิง	6. ท่ออากาศส่วนที่สอง	10. พัดลมดูดอากาศ
3. พัดลมเป่าเชื้อเพลิงและอากาศส่วนที่หนึ่ง	7. ท่ออากาศส่วนที่สาม	11. สกรูลำเลียง
4. พัดลมเป่าอากาศส่วนที่สองและสาม	8. วาล์วผีเสื้อ	

รูปที่ 1 โค้ดแกรมของเตาเผาไพโรไลซิส

2.2 วิธีการทดลอง

นำขี้เลื่อยมากองไว้ในห้องเผาไหม้แล้วจุดเตาด้วยกระดาษหนังสือพิมพ์ติดไฟ เปิดพัดลมหมายเลข 3, 4 และ 10 พร้อมกับสกรูลำเลียง ปรับสัดส่วนของอากาศส่วนที่หนึ่งคือส่วนที่สองคือส่วนที่สามตามตารางที่ 2 หลังจากนั้นอุ่นเตาประมาณ 1 ชั่วโมง ก่อนเริ่มบันทึกข้อมูลการทดลอง ได้แก่ (1) อุณหภูมิในห้องเผาไหม้ อุณหภูมิในท่ออากาศร้อน และอุณหภูมิแวดล้อมทุก 5 นาที (2) อัตราการไหลและองค์ประกอบของก๊าซร้อนหลังการเผาไหม้ ทุก 10 นาที (3) ความชื้นของอากาศแวดล้อมทุก 10 นาที (4) น้ำหนักขี้เลื่อยและ (5) เวลาที่ใช้ทั้งหมดในการทดลอง

2.3 วิธีการวิเคราะห์

2.3.1 ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบ

ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\eta_t = \left[\frac{m_a C_p (T_2 - T_1)}{m_f \text{HHV}} \right] \times 100 \quad (1)$$

โดย η_t คือ ประสิทธิภาพทางความร้อนรวมของระบบ (%), m_a คือ อัตราการไหลของส่วนผสมระหว่างอากาศแวดล้อมและก๊าซร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ (kg/s), C_p คือ ค่าความร้อนจำเพาะของอากาศ (kJ/kg.K), T_1 คือ อุณหภูมิแวดล้อม (ambient air) (K), T_2 อุณหภูมิผสมระหว่าง อากาศแวดล้อมและก๊าซร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ (K), m_f คือ อัตราการป้อนขี้เลื่อย (kg/s) และ HHV คือ ค่าความร้อนสูงของขี้เลื่อย

2.3.2 เปอร์เซนต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์

เปอร์เซนต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์สามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\eta_c = \left[\frac{(m_{c,co} + m_{c,co_2})}{m_{c,r}} \right] \times 100 \quad (2)$$

โดย η_c คือ เปอร์เซนต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ (%), $m_{c,co}$ คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซร้อน, m_{c,co_2} คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซร้อน และ $m_{c,r}$ คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในเชื้อเพลิงขี้เลื่อย

2.3.3 เปอร์เซนต์อากาศส่วนเกิน

เปอร์เซนต์อากาศส่วนเกินสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\text{เปอร์เซนต์อากาศส่วนเกิน} = \left[\frac{\text{ปริมาณอากาศที่ใช้จริง} - \text{ปริมาณอากาศทางทฤษฎี}}{\text{ปริมาณอากาศทางทฤษฎี}} \right] \times 100 \quad (3)$$

โดยที่ปริมาณอากาศที่ใช้จริง คือ ผลรวมของปริมาณอากาศส่วนที่หนึ่ง สองและสาม

ปริมาณอากาศทางทฤษฎี คือ ปริมาณอากาศที่ใช้ทำปฏิกิริยากับเชื้อเพลิงตามหลักปริมาณสารสัมพันธ์

3. ผลการทดลองและวิจารณ์ผล

3.1 ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบ

จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบขึ้นอยู่กับเปอร์เซ็นต์การเผาไหม้คาร์บอน โดยเปอร์เซ็นต์การเผาไหม้คาร์บอนขึ้นอยู่กับปัจจัย 2 อย่าง คือ ความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่ง และปริมาณอากาศส่วนที่สอง

ในส่วนของคุณสมบัติของอากาศส่วนที่หนึ่ง ความเร็วลมควรมีค่าอยู่ในช่วง 10-20 m/s เพื่อให้เกิดการหมุนวนของซีลีเนียมแบบไซโคลนในเตา ซึ่งจะทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดีขึ้น จะเห็นได้จากการทดลองที่ 3 ความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งอยู่นอกช่วงดังกล่าว (9 m/s) จึงเป็นผลให้ประสิทธิภาพการทางความร้อนของระบบต่ำกว่าการทดลองอื่น

ตารางที่ 2 ผลการทดลอง

ตัวแปรที่ทำการศึกษา	การทดลองที่						
	1	2	3	4	5	6	7
อัตราการป้อนซีลีเนียม (kg/s)	3.222×10^{-3}	3.234×10^{-3}	3.285×10^{-3}	4.004×10^{-3}	4.130×10^{-3}	4.266×10^{-3}	4.307×10^{-3}
% อากาศส่วนเกิน (%)	307	306	300	228	218	208	205
สัดส่วนของอากาศส่วนที่หนึ่ง:สอง: สาม	81:0:19	71:10:19	61:20:19	80:0:20	90:0:10	70:10:20	80:10:10
ความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่ง (m/s)	12.0	10.5	9.00	12.0	13.5	10.4	12.0
สัดส่วนของคาร์บอนในคาร์บอนไดออกไซด์ต่อคาร์บอนในเชื้อเพลิง	92.8	91.3	86.0	98.3	93.3	92.1	90.3
สัดส่วนของคาร์บอนในคาร์บอนมอนอกไซด์ต่อคาร์บอนในเชื้อเพลิง	4.2	3.2	2.4	0.2	0.2	0.1	0.2
ความเข้มข้นของคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซร้อน (ppm)	867	672	514	56	54	36	25
อุณหภูมิในห้องเผาไหม้ (°C)	650	642	615	857	820	830	835
ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบ (%)	74	74	68	75	71	70	70
เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนในเชื้อเพลิง (%)	97.0	94.5	88.4	98.5	93.5	92.2	90.4

อากาศส่วนที่สาม จะช่วยในการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่ไม่สามารถเผาไหม้ได้หมดระหว่างการลอยตัวอยู่ในห้องเผาไหม้ เชื้อเพลิงส่วนนี้เมื่อตกลงบนตะแกรงเตาจะมีการอากาศส่วนที่สามเข้าทำปฏิกิริยา ทำให้เกิดการเผาไหม้ต่อผลการทดลองชี้ให้เห็นว่า ปริมาณอากาศส่วนที่สามเพิ่มขึ้น 10% ทำให้ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบสูงขึ้นประมาณ 4% (การทดลองที่ 4 และ 5)

อากาศส่วนที่สองไม่มีผลต่อประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบมากนัก เมื่อพิจารณาผลการทดลองที่ 1 เทียบกับการทดลองที่ 2 และผลการทดลองที่ 5 เทียบกับการทดลองที่ 6 พบว่า เมื่อปริมาณอากาศส่วนที่สองเพิ่มขึ้น 10% ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบมีค่าใกล้เคียงกัน

3.2 ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซร้อน

ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ เป็นตัวบ่งชี้ความสมบูรณ์ของการเผาไหม้ ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่า ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นจากการเผาไหม้ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิในห้องเผาไหม้เป็นสำคัญ จากการเปรียบเทียบผลการทดลองที่ 1-3 ซึ่งมีค่าอุณหภูมิในเตาอยู่ในช่วง 615-650°C กับการทดลองที่ 4-7 ซึ่งมีค่าอุณหภูมิในเตาอยู่ในช่วง 820-860°C พบว่า ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้น ลดลงจาก 514-867 เป็น 25-56 (ppm) สำหรับอากาศส่วนที่สอง ไม่ได้มีส่วนช่วยในการเปลี่ยนคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นให้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากผลการทดลองที่ 4-7 พบว่า เมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนที่สองจาก 0% (การทดลองที่ 4 และ 5) เป็น 10% (การทดลองที่ 6 และ 7) ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มีแนวโน้มลดลงไปในทางเดียวกัน เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนในเชื้อเพลิงที่ลดลงนี้ คาดว่าน่าจะเป็นผลมาจากความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่งที่ลดลงมากกว่าจะเกิดจากเปอร์เซ็นต์ของอากาศส่วนที่สองที่เพิ่มขึ้น

4. สรุปผลการทดลอง

จากการทดลองทั้งหมดพบว่า ความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่ง ปริมาณอากาศส่วนที่สาม และอุณหภูมิในห้องเผาไหม้ มีอิทธิพลต่อประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบ และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยความเร็วของอากาศส่วนที่หนึ่ง และปริมาณอากาศส่วนที่สามที่เพิ่มขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบสูงขึ้น ในขณะที่อุณหภูมิห้องเผาไหม้ที่สูงขึ้นทำให้ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ต่ำลง สำหรับบทบาทของอากาศส่วนที่สองนั้น ไม่มีส่วนช่วยในการเพิ่มประสิทธิภาพทางความร้อนหรือลดปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ของระบบ จากการทดลองทั้งหมด พบว่า สัดส่วนอากาศส่วนที่หนึ่งต่อส่วนที่สองต่อส่วนที่สาม เท่ากับ 80:0:20 ที่อุณหภูมิในห้องเผาไหม้ประมาณ 800°C จะให้ประสิทธิภาพทางความร้อนรวมของระบบสูงสุด เท่ากับ 75% เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนในเชื้อเพลิง 98.49% และความเข้มข้นของคาร์บอน มอนอกไซด์ในก๊าซร้อน 56 ppm

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และ Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) ที่สนับสนุนเงินทุนวิจัย บริษัทโรสเอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ที่เอื้อเฟื้อสถานที่ในการทดลอง และกลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว สำหรับความอนุเคราะห์เครื่องมือวัดความเร็วลม

สัญลักษณ์

ϕ คือ อัตราส่วนระหว่างปริมาณอากาศที่ใช้ในการทดลองต่อปริมาณอากาศทางทฤษฎี

λ คือ สัดส่วนระหว่างอากาศส่วนที่สองต่อปริมาณอากาศรวมที่ใช้ในการทดลอง

η_{max} คือ ประสิทธิภาพทางความร้อนสูงสุดของระบบ (%)

m_f คือ อัตราการไหลของเชื้อเพลิง (kg/s)

$m_{c,co}$ คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซร้อน

m_{c,co_2} คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซร้อน

เอกสารอ้างอิง

1. สุพจน์ นานาโชค, การเผาไหม้เชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้แบบไซโคลนชนิดอากาศเข้าหลายช่องทาง, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ, หน้า 60-61, 2536.
2. สมนึก อภินันท์มงคล สุพัฒพงษ์ สิกขบัณฑิต และสิริ เทพเสรี, การศึกษาผลของอากาศทฤษฎีต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงในห้องเผาไหม้แบบไซโคลน, ปริญญาณิพนธ์วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ, หน้า 85-87, 2537.
3. P. Promvong and K. Silapabalang, Experimental Study of Combustion Characteristics in a Rice Husk Fired Vortex Combustor, Proceedings of IECEC'01, 36th Intersociety Energy Conversion Engineering Conference, July 29- August 2, 2001, Savannah, Georgia, pp. 1-5, 2001.
4. บุญเรือง ศรีสวัสดิ์, การปรับปรุงสมรรถนะเตาเผาถ่าน, วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, หน้า 41-42, 2541.
5. C.W. Bockhop, Y.W. Jeon and L.S. Halos, Design and Development of a Furnace for Efficient Burning of Agricultural Wastes, The Natural Productivity Council for the National Workshop on Rice Husk for Energy, New Delhi, India, pp. 92-102, 1982.
6. ประจักษ์ จิตร์พิทย, การศึกษารูปแบบการไหลและลักษณะการสันดาปของห้องเผาไหม้แบบไซโคลนที่ใช้เชื้อเพลิงเป็นเชื้อเพลิง, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ, หน้า 48-49, 2535.
6. R. Singh, T.P. Ojha and R.C. Maheshwari, Efficient Use of Agricultural Wastes for Energy Production, Agricultural Mechanization in Asia, Vol. 11, No. 4, pp. 31-37, 1980.
7. R. Singh, T.P. Ojha and R.C. Maheshwari, Development of a Husk Fired Furnace, Journal of Agricultural Engineering Research, Vol. 25, No. 2, pp. 109-120, 1980.
8. พิบล วุฒิสันต์ มนตรี แนวพานิช วิบูลย์ เทเพนทร์ และสุภัทร หนูสวัสดิ์, การวิจัยและพัฒนาเตาเผาถ่านแบบไซโคลน, กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว, กองเกษตรวิศวกรรม.

การทดลองอบแห้งข้าวเปลือกในที่เก็บภายใต้เงื่อนไขสภาวะอากาศเขตร้อนชื้น

: แบบจำลองปัญหาทางคณิตศาสตร์และคุณภาพของผลิตภัณฑ์

EXPERIMENTS ON IN-STORE PADDY DRYING UNDER TROPICAL CLIMATE : SIMULATION AND PRODUCT QUALITY

Yutthana Tirawanichakul¹, Somkiat Prachayawarakom², Watunyu¹ Chaiwatpongskorn³,

Patcharee Trangirakoon⁴ and Somchart Soponronnarit¹

¹School of Energy and Materials, ²Faculty of Engineering,

King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Bangkok, Thailand.

³Institute of Food Research and Product Development, Kasetsart University (KU), Bangkok, Thailand

บทคัดย่อ: วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาค่าความขาวของข้าวและคุณภาพของข้าวในรูปของค่าความแข็ง ค่าความเหนียว ค่าการยึดเกาะติดกัน ค่าความหนืด และการงอกของเมล็ดข้าวหลังการอบแห้งในที่เก็บ ผลการทำนายค่าความชื้นและค่าความขาวของข้าวด้วยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งแบบใกล้สมดุล ถูกนำมาเปรียบเทียบกับผลการทดลอง โดยทุกการทดลองเลือกใช้ข้าวเปลือกเมล็ดขาว สายพันธุ์อินดิกา ได้แก่ ข้าวสุพรรณบุรี 1 ซึ่งมีปริมาณอะไมโลสประมาณ 27% ขณะทำการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยสภาวะอากาศใกล้เคียงกับสภาวะแวดล้อมที่ความสูงของชั้นข้าวเปลือก 1.0 เมตร อุณหภูมิเฉลี่ยของสภาวะแวดล้อมมีค่าเท่ากับ $30\pm 4^{\circ}\text{C}$ และค่าความชื้นสัมพัทธ์เฉลี่ยเท่ากับ $76\pm 4\%$ อัตราการไหลของอากาศจำเพาะเท่ากับ 0.65 และ 0.93 ม³/นาท-ม³ ของข้าวเปลือก จะถูกเป่าผ่านกองข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องโดยข้าวเปลือกมีค่าความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 18.5% และ 20.1% มาตรฐานเปียก ตามลำดับ และค่าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกมีค่าประมาณ $13.3\pm 0.6\%$ มาตรฐานเปียก ผลการทดลองพบว่า ผลจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถทำนายอัตราการอบแห้งและค่าความขาวของข้าวสอดคล้องกับผลการทดลอง และสรุปได้ว่า การอบแห้งข้าวเปลือกในที่เก็บไม่ส่งผลกระทบต่อค่าความขาวของข้าวเปลือก ผลของข้าวคืน และร้อยละการงอกของเมล็ดข้าว อย่างไรก็ตาม ค่าความแข็ง ค่าความเหนียว ค่าการยึดเกาะติดกัน และค่าความหนืดของข้าวควบและข้าวหลังอบแห้ง มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ

ABSTRACT: The main objective of this work was to study the rice whiteness and paddy qualities of rice in terms of hardness, stickiness, cohesiveness, viscosity and germination of rice. The prediction results of moisture content and whiteness of rice were compared to the experiment results using a near-equilibrium drying model, which was modified by including whiteness kinetics of rice kernel. The long grain rice (Suphanburi1 high amylose indica variety), which consists of amylose content of 27%, was used for all experiments. The experiments were set up at the average ambient temperature of $30\pm 4^{\circ}\text{C}$, average relative humidity of $76\pm 8\%$ with a fixed bed depth of 1.0 m. Specific air flow rate of 0.65 and 0.93 $\text{m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy were forced continuously through the paddy bulk at an initial moisture content of 18.5% and 20.1% wet basis, respectively. The desired final moisture content of paddy was about $13.3\pm 0.6\%$ wet basis. The results were shown that drying rate and the whiteness predictions were in good agreement to those from the experiments. The in-store drying using ambient air condition did not produce notable effect on the rice whiteness, head rice yield and the percentage of paddy germination. However, the hardness, stickiness, cohesiveness and viscosity of rice were significant different.

KEYWORDS: Drying model, Grain, In-store drying, Rice quality

For further details, contact Yutthana Tirawanichakul, Energy Technology, School of Energy and Materials King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand.

1. INTRODUCTION

Freshly harvested paddy may contain the water around 18 to 23% wet basis. The management of highly moist paddy during the harvesting period is a serious problem because high humidity condition can encourage the excessive mould growth and the high respiration rate from grain. Consequently, dry matter is lost and heat liberated from respiration and biological activities may accelerate rice yellowing [Soponronnarit and Nathakaranakule [1]]. To obtain high quantity of paddy and prevent all the above problems, moisture content should be reduced and gentle drying is an essential technique for this purpose. The in-store paddy drying, which is well known as a fix-bed drying, is the most common method. This drying technique always yields a good quality of milled rice because of low drying temperature and low specific air flow rate [Soponronnarit [2]; Soponronnarit and Chinsakolthanakorn, [3]]. To ensure a high head rice yield and a high germination rate of rice, the recommended drying temperature should not exceed 43°C [Soponronnarit and Preechakul, [4]]. Soponronnarit, [5-6]) suggested that drying time for in-store paddy drying should not be longer than 12 and 21 days for the moisture content at 20% and 18% wet basis respectively, to be not higher than 0.5%.

Quality index, which is used for considering quality of rice, is the head rice yield and the rice yellowing. Many researchers have studied on physical quality either in term of yellowness or whiteness [Quitco, [7]; Gras and Bason, [8]; Soponronnarit *et al.* [9]]. Gras and Bason, [8] reported that the loss in the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellow.

Quitco, [7] observed yellowing of milled rice and concluded that the accumulation of fungal metabolites (*Fusarium sp.* *Aspergillus flavus*) might be expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning reaction might cause the overall change in hue. Some microorganisms, such as *Curvularia sp.*, *Aspergillus terreus* and *A. ochraceus*, might be expected to produce the black rice kernels. Gras *et al.* [10] summarized that the water activity and temperature intensively affected the degree of yellowing rate and the rate was slightly affected by the presence of oxygen (O₂) but not by the carbon dioxide (CO₂). Soponronnarit *et al.* [9] studied on the yellowing of rice kernel. In their work, initial moisture content of paddy was about 19.4% wet basis. The results indicated that the yellowing kinetics were the zero order and the equation used for yellowing rate was in the range of 35°C to 65°C and water activity of 0.80 to 0.95%.

In the present work, the quality of paddy during drying under hot and humid weather is investigated. The rice whiteness, paste viscosity, hardness, stickiness and cohesiveness of rice (Texture analysis) are considered. A mathematical model developed by Soponronnarit and Nathakaranakule, [1] for predicting the moisture content and the yellowness is also presented.

Mathematical Drying Model

Mathematical models for deep layer grain drying can be divided into 3 models as follows: non-equilibrium model [Brooker *et al.* [11]], near-equilibrium model [Soponronnarit, [12]] and logarithmic model [Hukill, [13]]. The near equilibrium model developed by Soponronnarit, [12] was represented in this work. The main equations of the model are as follows:

(a) *Energy balance equation for a thin layer*

The sum of changes of the internal energy within a control volume of a thin bed and the enthalpy of flowing stream is equal to zero. The following equation can thus be written as

$$c_a T_o + (2502 + c_v T_o) W_o + R c_{pw} \theta_o = c_a T_f + (2502 + c_v T_f) W_f + R c_{pw} T_f \quad (1)$$

Where c = specific heat capacity, kJ/kg-°C T = air temperature, °C
 θ_o = grain temperature, °C W = absolute humidity, kg H₂O/kg dry air
 R = ratio of dry grain mass to dry air mass, kg dry matter/kg dry air

With subscripts:

a = dry air f = after drying
 o = before drying pw = wet grain v = water vapor

(b) *Mass balance equation for a thin layer*

The assumption is that water vapor evaporated from the thin layer is equal to the change of water vapor in flowing stream. The equation of mass balance can thus be written as

$$W_f - W_o = (M_o - M_f) R \quad (2)$$

Where M = grain moisture content, decimal dry basis

(c) *Thin layer drying equation*

An empirical thin layer drying equation developed by Agrawal and Singh, [14] was used. It can be written by,

$$MR = \left(\frac{M - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} \right) = \exp(-xt^y) \quad (3)$$

$$x = 0.02958 - 0.44565 RH_o + 0.1215 T_o \quad (4)$$

$$y = 0.13365 + 1.93653 RH_o - 1.77431 RH_o^2 + 0.009468 T_o \quad (5)$$

Where RH_o = relative humidity of air before drying, decimal
 M_{in} = initial grain moisture content, decimal dry basis
 M_{eq} = equilibrium moisture content, decimal dry basis

(d) *Dry matter loss(DML)*

Seib *et al.* [15] studied experimentally the dry matter loss of paddy and predicted its quantity in terms of grain temperature and moisture content. The equation can be written in the following empirical form:

$$DML = 1 - \exp[TERM] \quad (6)$$

In which

$$TERM = a \left(\frac{t}{1000} \right)^c \exp[D(1.8 \theta - 28)] \exp[(E(M_w - 0.14))] \quad (7)$$

Where DML = dry matter loss, decimal t = storage time, h
 θ = grain temperature, °C M_w = grain moisture content, decimal dry basis

For long grain

a, c, d, e = 0.001889, 0.7101, 0.0274 and 31.63, respectively.

(e) Yellowness of rice kernel

The yellowing rate of paddy depended on temperature and water activity and an empirical equation for predicting the degree of yellowness was proposed by Soponronnarit *et al.* [9] as given by

$$\frac{db}{dt} = k \quad (8)$$

$$\text{And } \ln k = 71.87 - 25.32a_w - \frac{25919.13}{T} + \frac{10712.78a_w}{T} \quad (9)$$

Where b = yellowness of rice, Hunter *b* unit t = time, day
k = constant value for the yellowing rate, Hunter *b* unit/day
 a_w = water activity, decimal T = temperature, K

The relationship between the whiteness and yellowness can be expressed by

$$W = 85.1 - 3.36 b \quad (10)$$

Where W = whiteness of rice

The average moisture content and the average whiteness throughout the bed height can be determined by Equations (11) and (12) respectively.

$$\bar{M}_{av} = \frac{\int_0^L M(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (11) \quad \text{And} \quad \bar{W}_{av} = \frac{\int_0^L W(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (12)$$

Where $\bar{M}_{av}$ = average moisture content of paddy, % wet basis

$\bar{W}_{av}$ = average whiteness of rice kernel, % x = bed depth, m

M(x) = moisture content of paddy, % wet basis L = total bed depth, m

W(x) = whiteness of rice in each bed depth, %

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Materials

FIGURE 1 shows a deep bed dryer which was comprised of a drying bin (Point 1), an electric heating unit (Point 2) and an outlet air duct (Point 3). The experiments of deep bed paddy drying were conducted in an insulated cylindrical bin having a diameter of 0.75 m and a height of 2.75 m. The bed depth of paddy was fixed at 1.0 m. Ambient air was blown through a perforated steel sheet and then into the grain bed. Specific

airflow rate was varied by controlling the speed of forward curved blade centrifugal fan and butterfly valve. The air was flowed through the paddy bed from the bottom to the top of paddy bed and the outlet air was then delivered to the atmosphere.

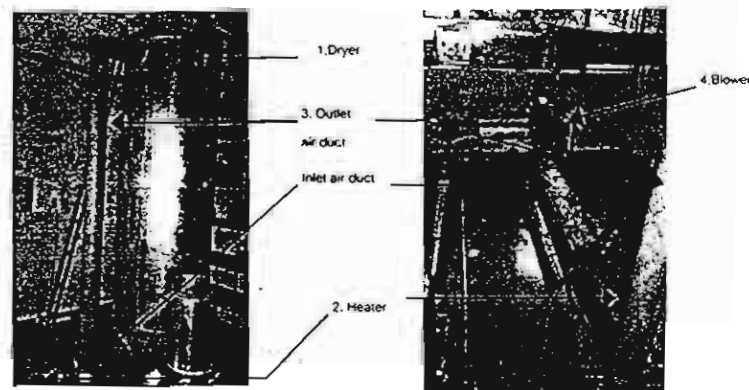


FIGURE 1 Schematic diagram of in-store drying system

2.2 Methods

Dry paddy (Suphanburi 1, high amylose *indica* variety, moisture content of 12% wet basis) was rewetted by spraying water and then mixed and kept in a cold storage at the temperature of 4-8°C for 7 days. The desired initial moisture content for the experiments are 20.1% wet basis for experiment no.1 and 18.5% wet basis for the experiment no.2. The moisture content of paddy was determined by the standard air oven method at 103°C for 72 hours. The paddy was dried continuously under drying ambient air condition with a volumetric flow rate of 0.93 and 0.65 m³/min-m³ of paddy for the 1st experiment and the 2nd experiment, respectively. During the experiments, inlet air, moisture content, grain temperature, outlet air, head rice yield, and whiteness were recorded. The grain temperatures, dry bulb and wet bulb temperatures were measured by K-type thermocouple, which were continuously monitored by a Yogokawa data logger with an accuracy of $\pm 0.1^{\circ}\text{C}$. Air relative humidity was determined from dry and wet bulb temperatures. Air velocity was measured by a hot wire anemometer. Product qualities of paddy in terms of head rice yield, whiteness, yellowness, viscosity and texture properties and germination of paddy were determined and compared to the control samples (The rewetted paddy was dried by ambient air ventilation in a thin layer dryer). The viscosity properties of rice samples were determined using an Rapid Visco Analyzer (Newport Scientific Ltd.) and texture analysis was determined in terms of hardness, stickiness and cohesiveness of rice using Texture analyzer. The method of head rice yield determination was followed the guidelines of Rice Research Institute, Ministry of Agriculture and Agricultural Cooperative, Thailand. The relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to

head rice yield obtained from the controlled samples. The yellowness of rice kernel was calculated from the whiteness and presented in terms of Hunter *b* unit.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Moisture profile and Energy consumption

The results are divided into 2 parts. Firstly, the comparison between moisture content of paddy and simulation results is presented. Lastly, the product qualities of rice will be discussed.

FIGURE 2 illustrated the evolution of temperature profile during drying periods in each bed height. FIGURE 2 showed that temperature profile at bed height, where the paddy was dried, was close to the ambient air.

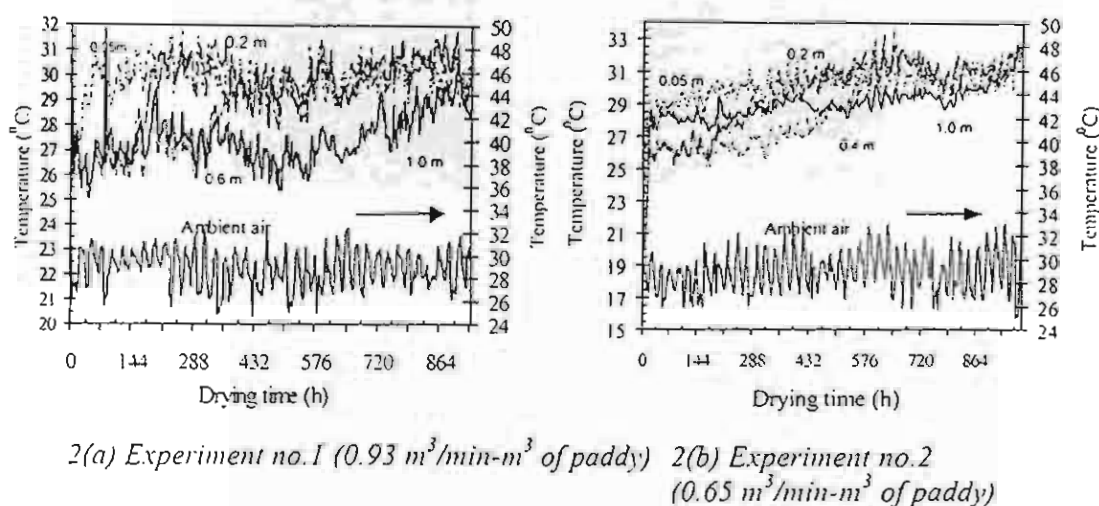
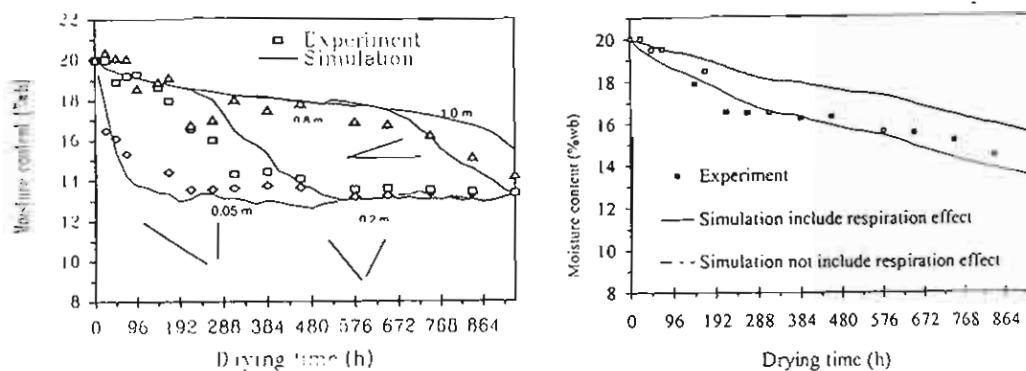


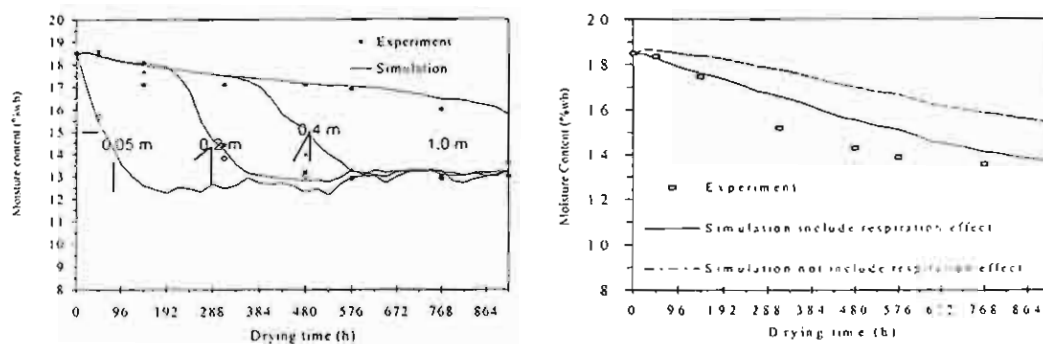
FIGURE 2. The evolution of temperature profile during drying

The paddy was dried from the initial moisture contents of 18.5% and 20.1% wet basis to $14 \pm 1\%$ wet basis. FIGURE 3 illustrates the moisture profile of both experimental results and prediction results. FIGURES 3(a) and 3(c) show the moisture content in each bed depth throughout drying time for the specific flow rate of $0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy (The experiment no.1) and $0.65 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy (The experiment no.2), respectively. The results show that the predicted moisture content tends to be slightly different from the experiment value, particularly at higher bed height which shows the moisture content prediction from the model higher than that from the experiments. FIGURES 3(b) and 3(d) intend to show the average moisture content prediction, which is included and excluded respiration effect for the calculation. The simulation with including the respiration effect shows the moisture content predictions more accurately than the excluded one. In addition, the respiration effect is more pronounced to moisture reduction in particularly at low airflow rate as shown in FIGURE 3(d), comparing to FIGURE 3(b).



Experiment no.1 (M_{in} 20.1% w.b.: M_f 14% w.b. : Ambient air flow rate $0.93 \text{ m}^3/\text{min}$ of paddy)

3(a) Evolution of moisture profile of paddy 3(b) Evolution of average moisture profile of paddy



Experiment no.2 (M_{in} 18.5% w.b.: M_f 13.3% w.b. : Ambient air flow rate $0.65 \text{ m}^3/\text{min}$ of paddy) :

3(c) Evolution of moisture profile of paddy 3(d) Evolution of average moisture profile of paddy

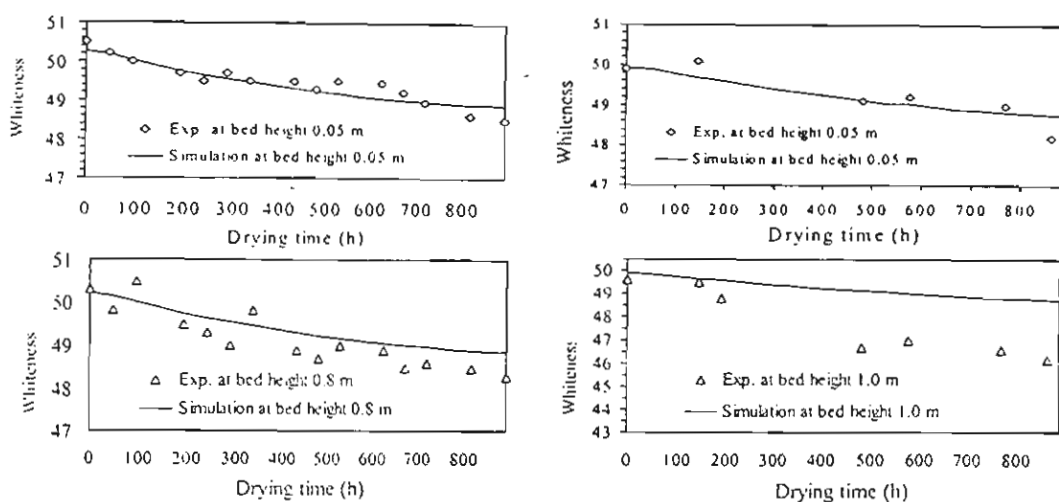
FIGURE 3 Evolution of moisture content profile and average moisture profile during drying

Energy consumption reported in this work covers only the mechanical energy used for driving the fan and heat loss at the motor was not included in the analysis. Comparison of specific energy consumption between prediction and experiment is not significantly different. The energy consumption of both experiments were in range of 0.06-0.10 MJ/kg of water evaporated which is obtained from the prediction values while the energy consumption of 0.10-0.11 MJ/kg of water evaporated is obtained from the experiments. Due to grain respiration effect, energy liberation corresponding to dry

matter loss of 0.7-0.9% for both experiments, were about 2.04-2.12 MJ/kg of water evaporated. These amounts were used for evaporating the water. These mean the energy from respiration effect is the impartial contribution to reduce the moisture content of grain.

3.2 Paddy Quality

In experiment no.1, an average initial whiteness value of rice is 50.3 and the average final value of whiteness was 48.8 after the paddy was dried for 936 hours. For experiment no.2, an average initial rice whiteness is 49.8 and the average final value of rice whiteness was 49 for the bed depth of 0.05m.(bottom level) and 0.4 m.(middle level). The results were illustrated in FIGURE 4.



4(a) Experiment no.1 ($0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy)

4(b) Experiment no.2 ($0.65 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy)

FIGURE 4. The evolution of whiteness of rice during drying period

These values were good agreement between prediction values and experimental values while the paddy at high bed depth of 1.0m (top) was infected by fungi for experiment no.2 so the rice samples get more yellowing and damage so that its prediction becomes relatively lower is[FIGURE 4(b)]. The result showed that an experimentally determined rice whiteness values at the higher levels was slightly higher than these at lower bed levels as shown in FIGURE 4(a) and 4(b). This was because the drying rate at the lower bed height was higher than that at the higher bed height.

The average initial head rice yield of the experiments was about 50 and the value of relative head rice yield after drying was between 0.92-0.98. For the experiments, the germination of paddy were in range of 92.5-94.5% and 93-95% for control rice and after drying paddy, respectively. The results showed that they were insignificant different. These results could be concluded that in-store drying by ambient air ventilation was not affected the head rice yield and the germination.

3.3 Viscosity and Texture analyses

Due to the rice samples from the experiment no.2 were infected by fungi so the amount of rice sample were not enough to all of the quality testing so the TABLE 1 only illustrated the chemical, physical and physico-chemical properties of rice in the experiment no.1

From the quality parameters, they indicated that rice after drying were changed in physical properties in terms of hardness, stickiness and cohesiveness and also were changed in physico-chemical properties in terms of viscosity. The value of rice hardness, stickiness and cohesiveness after drying were higher than control rice as shown in TABLE 1. The increasing changes of the hardness, stickiness and cohesiveness after drying were supported and correlated to RVA testing in terms of peak viscosity increasing (158.38 RVU of control rice and 249.29 RVU of after drying) and final viscosity increasing (340 RVU of control rice and 387 RVU of after drying rice). These were because rice after drying was tightly packed with polygonal granules and spherical shaped protein bodies and these results were the same phenomena as previous work [Imprasit and Noomhorm, [16]]. However, the comparison chemical properties between control rice and dried rice showed that it was not significant different in pH and the amylose content.

Table 1. Quality parameters of Suphanburi-1 rice variety dried on in-store drying

Drying strategy	Amylose (%)	pH	Hardness (kg)	Stickiness (kg)	Cohesiveness (kg-s)	Peak viscosity (RVU)	Final viscosity (RVU)	Relative Head rice yield
Control rice EXP-1	26.1	9.64	16.66±4.25	-0.567±0.03	-0.037±0.005	158.38	340.75	1
After drying EXP-1	28.6	9.34	23.87±5.28	-1.015±0.15	-0.681±0.12	249.29	387.00	0.92

4. CONCLUSIONS

1. The deep bed paddy drying using ambient air temperature has no a significant effect on the average yellowing of rice kernel.
2. The modified Grain Drying Simulation (GDS) program including the yellowing kinetics can suitably be described the drying kinetics and rice whiteness in the deep bed drying.
3. The simulation including the respiration effect shows the more accurate moisture predictions than that excluding the respiration effect and the energy from the effect is an impartial contribution to reduce the moisture content of grain. So, the in-store drying technique is low energy consumption process.
4. The in-store drying technique using ambient air ventilation is slightly affected the physical qualities physico-chemical qualities of rice.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF). The authors also thank to the Japanese International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and the Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing of rice qualities.

REFERENCES

1. S. Soponronnarit and A. Nathakaranakule, Field Experience of In-store Drying of Paddy under Tropical Climates, Proc. 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Tech., Brunei Darussalam, 4-7 Sep., p. 183-196, 1990.
2. S. Soponronnarit, Energy Model of Grain Drying System, ASEAN J. on Sci. and Tech. for Dev., 5(2), p. 43-68, 1988.
3. S. Soponronnarit and S., Chinsakolthanakorn, S., Energy Consumption Patterns in Drying Paddy by Various Drying Strategies, Proc. of the Regional Seminar on Alternative Energy, ChiangMai, Thailand, 27-29 Oct., 1986.
4. S. Soponronnarit and P. Preechakul, Experiments on In-Store and Batch Drying of Paddy: Quality of Product, Kasetsart University Science Journal, 24, p. 367-388, 1990 (in Thai).
5. S. Soponronnarit, Strategies for Drying Paddy under Tropical Climates, Paper presented at the Consultative Workshop on Grain Drying and Rice Milling in ASEAN, Hyatt Central Plaza Hotel, Bangkok, 24-27 Nov, 1987.
6. Soponronnarit, S., Drying in Bulk Storage of High Moisture Grains in the Kingdom of Thailand, Final report submitted to Australian Centre for International Agricultural Research, Canberra, 1987.
7. R.T. Quitco, Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy, Proc.GASGA Seminar on Paddy Deterioration in the Humid Tropics, Baquio, Philippines, p. 52-56, 1981.
8. P.W. Gras, and M.L. Bason, Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality, ACIAR Proceeding No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain, p. 83-91, 1989.
9. S. Soponronnarit, N. Srisubati and T. Yoovidhya, Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy, J.Stored Prod. Res., 34(4), p. 323-330, 1998.
10. P.W. Gras, H.J. Banks, M.L. Bason and L.P. Arriola, A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice, J. of Cereal Science, 9, p. 77-89, 1989.
11. D.B. Brooker, F.W. Bakker-Arkema and C.W. Hall, Drying Cereal Grain,. AVI Publishing, 1974.
12. S. Soponronnarit, Energy Model of Grain Drying System, ASEAN Journal on Science and Technology for development, 5(2), p. 43-68, 1988.
13. W.V. Hukill, Basic principles in drying corn and grain sorghum, Agricultural Engineering,. 28(8), p. 335-338, 340, 1947.
14. Y.C. Agrawal, and R.P. Singh, Thin-Layer Drying Studies on Short-Grain Rough Rice, ASAE Paper No.77-3531, ASAE, St.Joseph, MI, 1977.
15. P.A. Seib, H.B. Pfost, A. Sukaboi, V.S. Rao and R. Burroughs, Spoilage of rough rice as measured by carbon dioxide evolution, Proc. of the 3rd Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology, 29-30 Jan., K.Lumpur, Malaysia, 1980.
16. C. Imprasit and N. Noomhorm, Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Types of Dryer and Operation on Rice Quality, Drying Technology, 19(2), p. 389-404, 2001.

เทคโนโลยีการผลิตลำไยอบแห้งในประเทศไทย LONGAN DRYING TECHNOLOGY IN THAILAND

อารีย์ อัจฉริยวิริยะ¹, จีรพรรณ เตียรด์สุวรรณ², และ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์³

¹อาจารย์

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ เชียงใหม่

²อาจารย์, ³ ศาสตราจารย์

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ.

บทคัดย่อ: บทความนี้เป็นรายงานการศึกษาระบบวิธีการอบแห้งลำไยและความสิ้นเปลืองพลังงานในการอบแห้งด้วยเทคโนโลยีของเครื่องอบแห้งแบบต่างๆ พร้อมทั้งเปรียบเทียบความสิ้นเปลืองพลังงานจากการจำลองสภาพการอบแห้งลำไยด้วยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ซึ่งกรรมวิธีการผลิตลำไยอบแห้งเชิงพาณิชย์ได้แก่ การอบแห้งลำไยทั้งลูก และการอบแห้งลำไยเฉพาะเนื้อ เนื่องจากการนำเทคโนโลยีการอบแห้งด้วยลมร้อนมาใช้ในการลดความชื้นลำไย เพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพ และเสถียรค่าใช้จ่ายในการอบแห้งน้อยที่สุดนั้น เป็นสิ่งที่ผู้ประกอบการต้องการมากที่สุด จากการจำลองสภาพการอบแห้งลำไยจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่า อัตราการไหลของอากาศจำเพาะและสัดส่วนอากาศเวียนกลับมีผลอย่างมากต่อความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในการอบแห้ง

ABSTRACT: In this present work, methods and energy consumption of longan drying process were studied. The simulated results from mathematical model of whole longan and longan flesh were also present. Improve technologies for longan drying led to reduction of energy consumption and achievement of high quality final product. The simulated results shown that the specific airflow rate and fraction of air recycle in the system have a great influence on the drying time and also on the specific energy consumption in drying process.

KEY WORDS: Dehydration, energy consumption, fruits

For further details, contact Dr. Aree Achariyaviriya, Mechanical Engineering Department, Chiangmai University, Thailand, 50200. Tel 66-53-944146. Fax 66-53-944145.

1. บทนำ

ลำไยเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของไทย ผลผลิตลำไยบริโภคได้ทั้งในรูปผลสดและการแปรรูปเป็นลำไยกระป๋อง ลำไยแช่แข็ง และลำไยอบแห้ง จากข้อมูลสถิติการส่งออกของสำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร(oae.go.th) ในปี 2543ได้รายงานการส่งออกลำไยในรูปของ ลำไยสด-แช่แข็ง มีปริมาณ 102,927 ตัน (มูลค่า 2,160.55 ล้านบาท) และลำไยกระป๋อง มีปริมาณ 11,715 ตัน (มูลค่า 476.32 ล้านบาท) สำหรับลำไยอบแห้งมีปริมาณ 55,903 ตัน และมีมูลค่า 2,415 ล้านบาท [1] โดยมีตลาดที่สำคัญ ได้แก่ สาธารณรัฐประชาชนจีนฮ่องกง อินโดนีเซีย และสิงคโปร์ เป็นต้น

การอบแห้งลำไยเป็นกระบวนการแปรรูปลำไยสด ให้มีมูลค่าของลำไยเพิ่มขึ้นและเก็บรักษาไว้ได้นาน โดย การนำเทคโนโลยีการอบแห้งด้วยลมร้อนมาใช้ความชื้น การผลิตลำไยอบแห้งให้มีคุณภาพดี และเสถียรค่าใช้จ่ายใน การอบแห้งน้อยที่สุดนั้น เป็นสิ่งที่ผู้ประกอบการต้องการมากที่สุด ในปัจจุบันการผลิตลำไยอบแห้งยังประสบปัญหา ในด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เนื่องจากกรรมวิธีการอบแห้งของผู้ประกอบการยังไม่ถูกต้อง

การศึกษานี้มีวัตถุประสงค์หลักเพื่อศึกษาและรวบรวมกรรมวิธีการอบแห้งลำไยและความสิ้นเปลืองพลังงาน ในการอบแห้งด้วยเทคโนโลยีของเครื่องอบแห้งแบบต่างๆ พร้อมทั้งเปรียบเทียบความสิ้นเปลืองพลังงานจากการ จำลองสภาพการอบแห้งลำไยจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ กรรมวิธีการผลิตลำไยอบแห้งเชิงพาณิชย์ได้แก่ การอบแห้งลำไยทั้งลูก และการอบแห้งลำไยเฉพาะเนื้อ

2. กรรมวิธีการผลิตลำไยอบแห้ง

การแปรรูปลำไยอบแห้งทางการค้ามีทั้งลำไยอบแห้งแบบทั้งลูก (ทั้งเปลือก) และลำไยอบแห้งเฉพาะเนื้อ ลำไยที่นำมาอบแห้งส่วนมากจะเป็นพันธุ์ค้อ แต่เนื่องจากยังไม่มีกำหนดมาตรฐานกรรมวิธีการผลิตลำไยอบแห้ง ดังนั้นเพื่อให้การผลิตลำไยอบแห้งได้คุณภาพและมาตรฐานการส่งออก จึงมีหลายหน่วยงานราชการทำการเผยแพร่ เทคนิคการอบลำไยเพื่อให้ได้มาตรฐาน

2.1 กรรมวิธีการอบแห้งลำไยแบบทั้งลูก [2] ได้เสนอกรรมวิธีการอบแห้งโดยให้นำผลลำไยสดที่จะนำมาอบแห้งต้องผ่านการคัดเลือกคุณภาพ และไม่นำวัตถุดิบที่มีคุณภาพแตกต่างกันมาปนกัน เปลือกไม่มีรอยแตกหรือมีเชื้อรา เนื้อมีสีขาวใส ผลลำไยผ่านการคัดค้านแต่มีข้อผิดพลาดไม่เกิน 1-2 มิลลิเมตร และทำการคัดขนาดเป็นเกรด A (ขนาดผลโตกว่า 22 มิลลิเมตร) เกรด B (ขนาดผล 20-22 มิลลิเมตร) เกรด C (ขนาดผล 18-20 มิลลิเมตร) และ เกรด D (ขนาดผลเล็กกว่า 18 มิลลิเมตร) หลังจากนั้นให้ทำการรมควันลำไยสดด้วยก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ซึ่งสามารถยับยั้ง การเจริญเติบโตของเชื้อจุลินทรีย์และเชื้อรา และป้องกันไม่ให้เปลือกของลำไยเปลี่ยนเป็นสีน้ำตาลเข้ม ก่อนนำไปสู่ การอบแห้ง ซึ่งการรมควันลำไยสดจะใช้อัตราส่วนกำมะถัน 1 กรัมต่อลำไยสด 1 กิโลกรัม รมเป็นเวลา 30 นาที และ ใช้อุณหภูมิในการอบแห้งลำไย 65-70 °C โดยคอยหมั่นเกลี่ยหรือกลับลำไยประมาณ 2 ครั้ง อบนาน 40-48 ชั่วโมง [3] นอกจากนี้ [4] ได้เสนอกรรมวิธีการอบแห้งลำไยแบบทั้งลูกสำหรับเตากระบะ เริ่มต้นทำการคัดแยกลำไยเป็น 3 ขนาด คือ ขนาดเล็ก ขนาดกลาง และขนาดใหญ่ แล้วเทแต่ละขนาดลงบนตาข่ายในเตาอบกระบะ(ชั้นล่าง-ขนาดกลาง ชั้นกลาง-ขนาดเล็ก และชั้นบน-ขนาดใหญ่) อบลำไยที่อุณหภูมิ 80 °C เป็นเวลา 13 ชั่วโมง ทำการกลับลำไยโดยยก ตาข่ายขึ้นและเรียงใหม่ (ชั้นล่าง-ขนาดใหญ่ ชั้นกลาง-ขนาดกลาง และชั้นบน-ขนาดเล็ก) อบลำไยที่อุณหภูมิ 75 °C เป็นเวลา 20 ชั่วโมง ทำการกลับลำไยโดยยกตาข่ายขึ้นและเรียงใหม่ (ชั้นล่าง -ขนาดเล็ก ชั้นกลาง-ขนาดใหญ่ และ

ชั้นบน-ขนาดกลาง) อบลำไยที่อุณหภูมิ 65 °C เป็นเวลา 15 ชั่วโมง ในการอบแห้งลำไยแบบทั้งลูกใช้ลำไยสด 10 กิโลกรัม จะได้ลำไยแห้งแบบทั้งลูก 3 กิโลกรัม สำหรับขั้นตอนสุดท้ายลำไยอบแห้งแบบทั้งลูกจะต้องถูกนำมาคัดพร้อมทั้งคัดผลลำไยที่เปื้อนและแตกออก แล้วจึงบรรจุลงในถุงพลาสติกและมัดปากถุงให้แน่น

2.2 กรรมวิธีการอบแห้งโดยเฉพาะเนื้อ ให้ลำไยสดมากกว่าวันเม็ดและแกะเปลือกออก แล้วนำเนื้อลำไยมาล้างน้ำและแช่สารละลายโปตัสเซียมเมตาไบซัลไฟท์ จากนั้นนำเนื้อลำไยเรียงบนตะแกรงโปร่งแล้วนำเข้าอบด้วยความร้อนซึ่งอุณหภูมิและระยะเวลาในการอบแห้งเนื้อลำไยแตกต่างกันไปตามชนิดของเตาหรือตู้อบแห้ง หลังจากอบเนื้อลำไยจนแห้งแล้ว ปลอบให้เย็นแล้วบรรจุพร้อมทั้งปิดปากถุงให้แน่น ในการอบแห้งลำไยเฉพาะเนื้อใช้ลำไยสด 10 กิโลกรัม จะได้เนื้อลำไยสด 6 กิโลกรัม และเนื้อลำไยอบแห้ง 1 กิโลกรัม สำหรับความเข้มข้นของสารละลายที่ใช้แช่ลำไย [4]ได้แนะนำไว้คือ ถ้าแช่เนื้อลำไย 10 กิโลกรัม ในสารละลายที่ใช้โปตัสเซียมเมตาไบซัลไฟท์ 30 กรัมต่อน้ำ 10 ลิตร เป็นเวลา 3-5 นาที เนื้อลำไยแห้งสามารถเก็บได้ไม่เกิน 3 เดือน แต่ถ้าแช่เนื้อลำไยในสารละลายเป็นเวลา 8-10 นาที เนื้อลำไยแห้งสามารถเก็บได้ไม่เกิน 6-9 เดือน อีกทั้งการเก็บเนื้อลำไยแห้งไว้เป็นเวลานานจะทำให้เนื้อลำไยแห้งมีสีคล้ำขึ้น เนื่องจากการเสื่อมของสารโปตัสเซียมเมตาไบซัลไฟท์ การอบแห้งลำไยเฉพาะเนื้อควรอบที่อุณหภูมิร้อนไม่เกิน 70 °C ใช้เวลา 12-15 ชั่วโมง สำหรับอุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุดในการอบแห้งให้ได้เนื้อลำไยแห้งมีสีทองและเป็นที่ยอมรับของผู้บริโภคควรอบที่ อุณหภูมิ 65 °C [5],[6]

3. มาตรฐานลำไยอบแห้ง

มาตรฐานลำไยอบแห้งของตลาดแบ่งเป็น มาตรฐานลำไยอบแห้งแบบทั้งลูก และมาตรฐานลำไยอบแห้งเฉพาะเนื้อ ซึ่งเป็นเกณฑ์ทั้งด้านปริมาณและคุณภาพ [4] ดังนี้

3.1 มาตรฐานลำไยอบแห้งแบบทั้งลูก: มาตรฐานด้านปริมาณ ได้แบ่งขนาดของลำไยแห้งแบบทั้งลูกออกเป็น 4 เกรด คือ เกรด AA (ลำไยมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 24-27 มิลลิเมตร) เกรด A (ลำไยมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 21-23 มิลลิเมตร) เกรด B (ลำไยมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 17-20 มิลลิเมตร) และเกรด C (ลำไยมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางต่ำกว่า 18 มิลลิเมตร); มาตรฐานด้านคุณภาพ ผลัดภักดิ์ต้องไม่แตกหรือบวม เปลือกมีสีน้ำตาลอ่อน ไม่มีรอยเปื้อน ไม่มีเชื้อรา ไม่มีแมลงเจาะทำลาย และเนื้อลำไยแห้งมีความชื้นไม่เกินร้อยละ 18

3.2 มาตรฐานลำไยอบแห้งเฉพาะเนื้อลำไย: มาตรฐานด้านปริมาณแบ่งตามขนาดของเนื้อลำไยแห้งออกเป็น 4 เกรด คือ เกรด A (มีเนื้อเป็นสีทอง มีลักษณะเป็นผลชัดเจน และขนาดผลสม่ำเสมอ) เกรดคละ (มีเนื้อเป็นสีน้ำตาลทอง ขนาดผลไม่สม่ำเสมอ) เกรดคัด (มีเนื้อเป็นสีน้ำตาลแดง นิยมเก็บไว้ทำน้ำลำไยหรือส่วนผสมของชาจีน) และเกรดรวม (มีเนื้อเป็นสีน้ำตาลดำ มีสิ่งเจือปนมาก); มาตรฐานด้านคุณภาพ เนื้อลำไยแห้งมีลักษณะเป็นลูก ไม่มีขั้วเมล็ดติดอยู่ที่เนื้อ ขนาดผลสม่ำเสมอ เนื้อลำไยมีสีเหลืองทอง มีกลิ่นหอมของลำไย ไม่มีกลิ่นคาวหรือเหม็นไหม้รสชาติของเนื้อลำไยหวานไม่ขม ไม่มีเปลือกติดและไม่มีสิ่งเจือปนอื่นๆ เนื้อลำไยแห้งมีความชื้นไม่เกินร้อยละ 18

4. รูปแบบของเครื่องอบแห้งสำหรับการผลิตลำไยอบแห้ง

การนำเทคโนโลยีการอบแห้งด้วยลมร้อนมาใช้ในการอบแห้งลำไย มีเครื่องอบแห้งที่ใช้แพร่หลายคือ เครื่องอบแห้งแบบตู้หรือชั้น เครื่องอบแห้งแบบกะบะหรือเตาอบแบบได้หวน ห้องอบแห้งแบบลมร้อน(Kiln-type Dryer) และห้องอบแห้งลมร้อนแบบรวมศูนย์(Centrally Bulk Curing) เป็นต้น

ความจุ 1,000 kg อุณหภูมิอบแห้ง 70°C ใช้สัดส่วนอากาศเวียนกลับ 90% และเวลาอบแห้ง 52 ชั่วโมง มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเท่ากับ 5.1 MJ/kg-น้ำ [7] นอกจากนี้จากการทดลองอบแห้งลำไยด้วยห้องอบแห้งลมร้อนแบบรวมศูนย์ ทำการอบลำไยทั้งเปลือกจำนวน 18 ครั้งเป็นปริมาณลำไยสด 105,339 kg ได้ลำไยแห้ง 29,027 kg โดยทำการอบลำไยประมาณ 6000 kg ต่อตู้ต่อครั้ง ใช้เวลาการอบแห้งครั้งละประมาณ 80 ชั่วโมง ความสิ้นเปลืองเชื้อเพลิง (ถ่านหิน) และพลังงานไฟฟ้าในการอบแห้งเท่ากับ 20 ตัน และ 400 kWatt-h ตามลำดับ ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในการอบแห้งลำไยเท่ากับ 7.3 MJ/kg-น้ำ [8] สำหรับค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของการอบแห้งลำไยเฉพาะเนื้อนั้นยังไม่พบรายงาน

จากการจำลองสภาพการอบแห้งลำไยด้วยเครื่องอบแห้งแบบตู้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ [10] พบว่าเงื่อนไขสภาวะอากาศที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้งลำไยแบบทั้งลูกที่ อุณหภูมิอบแห้ง 75°C ใช้สัดส่วนอากาศเวียนกลับ (RC) 93% อัตราการไหลของอากาศจำเพาะ 25 kg-อากาศแห้ง/h kg-ลำไยแห้ง และเวลาอบแห้ง 42 ชั่วโมง มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ เท่ากับ 3.9 MJ/kg-น้ำ และเงื่อนไขสภาวะอากาศที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้งลำไยเฉพาะเนื้อที่อุณหภูมิอบแห้ง 65°C [7] ใช้สัดส่วนอากาศเวียนกลับ 90% อัตราการไหลของอากาศจำเพาะ 100 kg-อากาศแห้ง/h kg-ลำไยแห้ง และเวลาอบแห้ง 20 ชั่วโมง มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ เท่ากับ 5.0 MJ/kg-น้ำ

6.สรุป

การอบแห้งลำไยแบบทั้งลูกและลำไยเฉพาะเนื้อ โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบต่างๆ สภาวะเงื่อนไขของการอบแห้งมีผลอย่างมากต่อค่าความสิ้นเปลืองพลังงานได้แก่ อัตราการไหลของอากาศจำเพาะและสัดส่วนอากาศเวียนกลับ ซึ่งจากการเปรียบเทียบการอบแห้งโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบกะบะหรือเครื่องอบแห้งแบบได้หวน ซึ่งไม่มีระบบการเวียนกลับของอากาศ มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะที่ใช้ในการอบแห้งลำไยแบบทั้งลูกสูงเป็นสองเท่าของตู้อบแห้งลมร้อนของคณะวิศวกรรมศาสตร์ ซึ่งมีระบบการเวียนกลับของอากาศ

เอกสารอ้างอิง

1. ไทยนิวส์, ความเคลื่อนไหวชมรมผู้ปลูกลำไยแนะนำคลัสต์ป้องกันศัตรูตัวฉกาจ, หนังสือพิมพ์รายวัน วันที่ 15 พฤษภาคม 2544, หน้า 5, 2544.
2. สถาบันอาหาร, “คู่มือการอบรมควัน-อบแห้งลำไย”, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, 73 หน้า, 2541.
3. มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมในครัวเรือนลำไยอบแห้ง, สำนักงานเกษตรจังหวัดลำพูน กรมส่งเสริมการเกษตร, 13 หน้า, 2540.
4. รัตนา อัดตปัญญา, กมล งามสมสุข, อนุสนธิ์ อัดตปัญญา, ศรีณย์ อารยะรังสฤษฎ์, เขวาระศ เขวามพูนผล และ จิรวรรณ กิจชัยเจริญ, อุตสาหกรรมการแปรรูปลำไย, รายงานการวิจัย คณะอุตสาหกรรมและการเกษตรและ คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่, 2541.
5. รัตนา อัดตปัญญา, ลักขณา มิน่วม และ สุนทร วงศ์สวัสดิ์, การศึกษาเปรียบเทียบเพื่อหาวิธีการทำลำไยแห้งที่เหมาะสมกับลำไยแต่ละพันธุ์, รายงานผลการวิจัย คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่, 2520.

6. A. Achariyaviriya, S. Soponronronarit and J. Tiansuwan, Study of longan flesh drying, Drying Technology Journal, Vol. 19(9) , p 2315-2329, 2001.
7. N. Sitthipong, A. Hirun, P. Siripabpra, P. Rerkkriangkrai, S. Achariyaviriya, S. Thavornun, A. Promwungkwa, and S. Kamalaspitak, Multi-crop Dryers Project. Final report (Phase 2), IDRC File No. 3-P-88-0234. Department of Mechanical Engineering Chiang Mai University, 1992 .
8. โครงการประหยัดพลังงานในการบ่มใบชาสูบ, รายงานความก้าวหน้า ครั้งที่ 6 เสนอต่อ กองทุนส่งเสริมการอนุรักษ์พลังงาน สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ, 35 หน้า, 2540.
9. วีระ ฟ้าเพื่อวิทย์กุล, การปรับปรุงเครื่องอบแห้งลำไยแบบตั้งลูก, วิทยานิพนธ์ปริญญาโท คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่. 78 หน้า, 2541.
10. A. Achariyaviriya, Simulation and optimization of the drying strategy fog longan drying, Doctoral of Engineering Thesis, School of Energy and Masterial, King Mongkut's University of technology, Thailand, 2001.

การปรับปรุงลักษณะการไหลของอากาศในเครื่องอบแห้งแบบตู้ IMPROVEMENT OF AIR FLOW DISTRIBUTION IN CABINET DRYER

ศุเมธ รุจินินนาท¹ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์¹ และ สมเกียรติ ปรัชญาวารการ¹

¹ศาสตราจารย์, ¹ผู้ช่วยศาสตราจารย์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ

บทคัดย่อ : ความไม่สม่ำเสมอของการไหลของอากาศภายในเครื่องอบแห้งเป็นปัจจัยที่สำคัญอันหนึ่งที่ส่งผลให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งต่ำลง งานวิจัยนี้เป็นการปรับปรุงการไหลของอากาศภายในเครื่องอบแห้งแบบตู้ ในการทดสอบได้ใช้ผ้าฝ้ายชุบน้ำเป็นวัสดุในการทดสอบ ความสม่ำเสมอของลมที่ไหลผ่านห้องอบแห้งบ่งบอกโดยการวัดอุณหภูมิและการกระจายความชื้นของผลิตภัณฑ์ภายในห้องอบแห้ง การวัดตัวแปรดังกล่าวนี้เป็นวิธีการวัดโดยทางอ้อม จากผลการทดลองพบว่าปริมาณอากาศส่วนใหญ่ไหลผ่านห้องอบแห้งที่บริเวณด้านล่างของห้องอบแห้ง และการติดตั้งใบปรับทิศทางลมที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งสามารถลดความแตกต่างของความชื้นผ้าฝ้ายในแต่ละรถเข็นอย่างเห็นได้ชัดเจนเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ติดตั้งใบปรับลม

ABSTRACT : A non-uniform flow inside cabinet dryer is an important factor which causes the poor quality of product after drying. The improvement of the flow characteristic is the main interest in the present work. Wetted cotton cloth was used as a raw material in the experiments. The uniformity of airflow inside the dryer was indirectly indicated by the temperature and the moisture content. The experimental results indicate that the large amount of airflow likely flows through the bottom region of the cabinet dryer. The lesser variation of moisture content in each trolley is obviously obtained by installing the guide vane when compared to that with no guide vane.

Keywords: Cabinet dryer, flow characteristic, Aerodynamics

For further details, contact, Sumate Rujininnat Energy Tech. Devision, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Soi Suksawat 48, Bangkok 10140, THAILAND.

1. บทนำ

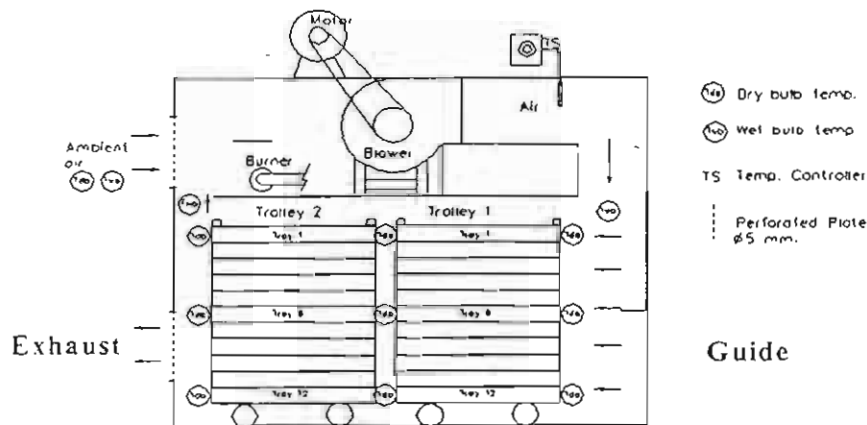
วิธีการอบแห้งผลไม้ในปัจจุบัน สามารถทำได้ด้วยกันหลายวิธี เช่น การใช้ลมร้อน การแช่แข็ง การออสโมซิส และ ไมโครเวฟ เป็นต้น วิธีที่นิยมใช้ทั่วไปคือการใช้ความร้อนจากอากาศเป็นตัวกลางในการระเหยน้ำออกจากผลิตภัณฑ์ แหล่งความร้อนที่ใช้ได้แก่เชื้อเพลิงหรือไฟฟ้า การให้ความร้อนแก่อากาศโดยใช้ไฟฟ้าไม่เป็นที่นิยมในระดับอุตสาหกรรมครัวเรือน เนื่องจากค่าใช้จ่ายด้านพลังงานค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ แอลพีจีเป็นเชื้อเพลิงชนิดหนึ่งที่นิยมใช้ในเครื่องอบแห้งแบบตู้และอุโมงค์เนื่องจากหาได้ง่าย ให้ความร้อนสูง และไอเสียหลังการเผาไหม้มีเขม่าน้อยมาก จึงเหมาะสมในการนำมาให้ความร้อนแบบตรง (direct heating) แก่อากาศอบแห้ง ซึ่งให้ประสิทธิภาพในการถ่ายเทความร้อนสูงกว่าในกรณีที่ให้ความร้อนโดยอ้อม (indirect heating) ลักษณะข้อดีดังกล่าว ส่งผลให้สามารถลดต้นทุนเครื่องอบแห้งได้เนื่องจากไม่มีต้นทุนในส่วนอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ไมตรี แนวพนิช และคณะ [1] ได้สร้างเครื่องอบแห้งผักและผลไม้แบบใช้แอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง อัตราการเผาไหม้ก๊าซประมาณ 0.75 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ในงานวิจัยดังกล่าวได้ทดลองอบแห้งดอกดาวเรืองโดยใช้น้ำหนักเริ่มต้น 50 กิโลกรัม ความชื้นเริ่มต้น 80 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก และอุณหภูมิ 65°C อบแห้งให้ความชื้นสุดท้าย 12 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ภายใต้งานวิจัยดังกล่าวใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 12 ชั่วโมง ศิวลักษณ์ ปฐวีรัตน์ และคณะ [2] ได้ออกแบบและทดสอบอบแห้งแบบอุโมงค์สำหรับฆ่าแมลงในมะขามหวาน ลักษณะการไหลของอากาศในห้องอบแห้งเป็นแบบไหลตามแนวยาวของอุโมงค์ เครื่องอบแห้งสามารถอบมะขามหวานได้ครั้งละประมาณ 300 กิโลกรัม จากการทดลองพบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งประมาณ 70-80°C เป็นเวลา 1 ชั่วโมง สามารถฆ่าแมลงและลดการเกิดเชื้อราได้

ปัญหาที่พบมากสำหรับเครื่องอบแห้งแบบตู้คือ การกระจายของอากาศร้อนภายในห้องอบแห้งไม่สม่ำเสมอเท่าที่ควรทำให้ผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นสุดท้ายแตกต่างกันมาก จากสาเหตุดังกล่าวส่งผลให้สูญเสียน้ำหนักในเชิงพาณิชย์ และคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้อยลง ยกตัวอย่างเช่น เกิดการเจริญเติบโตของเชื้อจุลินทรีย์ในผลิตภัณฑ์ที่ยังไม่แห้งสนิท สีของผลิตภัณฑ์ที่ได้มีลักษณะคล้ายสำหรับผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นหลังการอบแห้งต่ำเนื่องจากอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ดังกล่าวมีค่าสูง ปัญหาดังกล่าวนี้นี้มีความสำคัญเป็นอย่างยิ่งสำหรับการอบแห้งผลไม้แช่แข็ง เพราะการเปลี่ยนสีดังกล่าวเกิดเนื่องจากปฏิกิริยาสีน้ำตาลที่ไม่มีเอนไซม์เกี่ยวข้อง พิระพันธุ์ สนองชาติ [3] ที่ศึกษาถึงข้อปัญหาดังกล่าว โดยได้พัฒนาเครื่องอบแห้งชนิดถาดหมุนและใช้แอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง จากการทดลองพบว่า การอบแห้งแบบถาดหมุนช่วยให้ความชื้นของมะเขือเทศแช่แข็งหลังการอบแห้ง มีความสม่ำเสมอดีกว่าการอบแห้งแบบถาดอยู่กับที่ Kiranoudis และ Markatos [4] ได้จำลองศึกษาการไหลของอากาศในเครื่องอบแห้งแบบตู้ชนิดถาดอยู่กับที่โดยใช้ Computational Fluid Dynamics ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้งอยู่ระหว่าง 4-20 m/s พบว่าในกรณีที่ติดตั้งและไม่ติดตั้งใบพัดทิศทางลม มีส่วนสำคัญที่ส่งผลต่อลักษณะการกระจายของลมที่เข้าเครื่องอบแห้ง ลักษณะความปั่นป่วนของอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้งมีค่าสูงสำหรับในกรณีที่ไม่มีติดตั้งใบพัด

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเปรียบเทียบผลของการติดตั้งและไม่ติดตั้งใบพัดที่มีต่อการกระจายของอุณหภูมิและความชื้นภายในเครื่องอบแห้งแบบตู้

2. อุปกรณ์และวิธีการ

ลักษณะของเครื่องอบแห้งต้นแบบที่สร้างเพื่อใช้ในการทดลอง มีขนาดตู้อบแห้งภายนอกเท่ากับ 1 ม. (กว้าง) x 1.86 ม. (ยาว) x 1.5 ม. (สูง) อากาศภายในเครื่องอบแห้งหมุนเวียนโดยใช้พัดลมชนิดแรงเหวี่ยงใบโค้งหน้า พัดลมมอเตอร์ 0.74 กิโลวัตต์ พัดลมดังกล่าวให้อัตราการไหลของอากาศประมาณ 0.95 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที อัตราการไหลของอากาศดังกล่าวได้กำหนดให้มีค่าคงที่ตลอดการทดลอง สำหรับอากาศหลังการอบแห้งจะถูกระบายทิ้งสู่สิ่งแวดล้อมในปริมาณ 20% ของปริมาณอากาศหมุนเวียนทั้งหมด และอากาศอบแห้งที่เหลืออีก 80% จะนำผสมกับอากาศแวดล้อมเพื่อหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ การให้ความร้อนแก่อากาศทำได้โดยใช้หัวเผาแอลพีจีที่มีขนาดมมหนู (orifice) เท่ากับ 1.2 ม.ม. เพื่อความปลอดภัยในขณะที่มีการดำเนินการอบแห้งได้มีการติดตั้ง shut off solenoid valve เพื่อตัดการจ่ายก๊าซทันทีหากเกิดกรณีไฟฟ้าดับหรือพัดลมหลักไม่ทำงาน นอกจากนี้ยังได้ติดตั้งชุดไฟล่อที่หัวเผาซึ่งจะจุดโดยชุดจุดอัตโนมัติตลอดเวลารอบแห้ง รายละเอียดของระบบอบแห้งแบบตู้แสดงในรูปที่ 1



รูปที่ 1 โครงสร้างของเครื่องอบแห้งแบบตู้

2.1 การทดสอบการกระจายลม

ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ยของผ้าฝ้ายที่ใช้ในการทดสอบประมาณ 313 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง อัตราการไหลของอากาศ 3528 kg/h สำหรับการทดลองที่ 1 และ 3420 kg/h ในการทดลองที่ 2 และใช้อุณหภูมิในการอบแห้ง 63°C หลังจากอบแห้งได้ผ่านไปเป็นระยะเวลา 5 และ 9 ชั่วโมง ความชื้นของผ้าในถาดที่ 1 และ 12 ได้นำมาชั่งน้ำหนักเพื่อหาความชื้นของผ้าที่อยู่ในแต่ละถาด (รูปที่ 1) เครื่องชั่งที่ใช้วัดมีความถูกต้องอยู่ในช่วงประมาณ ± 0.1 kg นอกจากนี้หลังจากชั่วโมงที่ 5 ได้มีการสลับถาดระหว่างรถเข็นที่ 1 และ 2 เพื่อต้องการให้การกระจายความชื้นของผ้าไม่แตกต่างกันมากนัก ในการทดลองที่ 1 นั้นเป็นการศึกษาการกระจายลมในห้องอบแห้งโดยไม่ติดตั้งใบปรับทิศทางลม และในการทดลองที่ 2 ได้ติดตั้งใบปรับทิศทางลม ณ ตำแหน่งกึ่งกลางความสูงของบริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง ดังแสดงใน รูปที่ 1

ในการวัดอุณหภูมิอบแห้งที่ตำแหน่งต่าง ๆ ภายในห้องอบแห้งและอุณหภูมิกระเปาะเปียก ได้ใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger ที่มีความความถูกต้องในการวัด $\pm 1^{\circ}\text{C}$ การวัดความเร็วของอากาศที่ต่ออากาศเวียนกลับและช่องระบายอากาศทั้งใช้ Hot wire anemometer

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 การทดสอบการกระจายของลมร้อนในห้องอบแห้ง

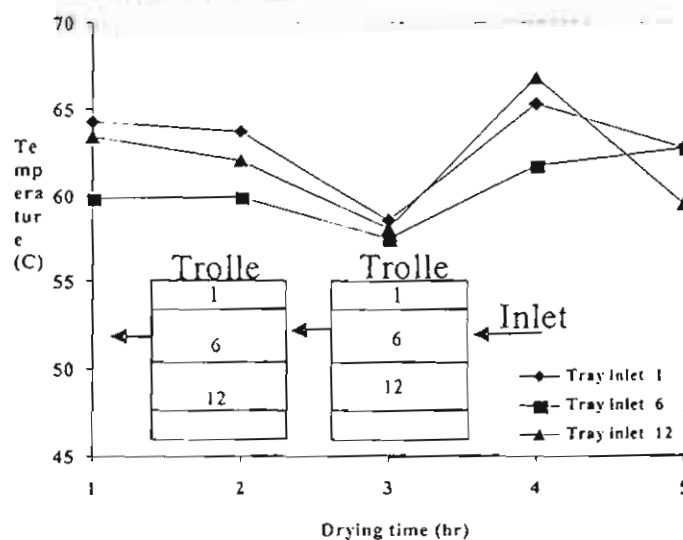
3.1.1 การกระจายของอุณหภูมิและความชื้น (ไม่ติดตั้งในปรับลม)

ในการทดสอบการกระจายลมสำหรับกรณีไม่ติดตั้งในปรับลมได้แสดงไว้ในตารางที่ 1 (การทดลองที่ 1) จากการทดลองจะเห็นว่าปริมาณความชื้นของผ้าในแต่ละถาดหลังจากเวลาอบแห้งผ่านไปเป็นเวลา 5 ชั่วโมง มีค่าแตกต่างกันอย่างเห็นได้ชัด โดยความชื้นในบริเวณตอนกลางของ Trolley 1 มีค่าประมาณ 106.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง (ถาดที่ 6) สำหรับบริเวณขอบบนของ Trolley 1 (ถาดที่ 1) มีความชื้น 66.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง ในขณะที่ความชื้นของถาดที่ 12 ซึ่งเป็นบริเวณด้านล่างสุดของห้องอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ที่ต่ำกว่ามาก (16.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) จากผลดังกล่าวมีแนวโน้มแสดงให้เห็นอย่างชัดเจนว่าปริมาณอากาศส่วนใหญ่จะไหลผ่านบริเวณด้านล่างของห้องอบแห้ง และจากความแตกต่างของความชื้นในแต่ละถาดของ Trolley 1 สามารถคำนวณค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานของความชื้นได้เท่ากับ 45.1 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง

ตารางที่ 1 ความชื้นเฉลี่ยของผ้าฝ้าย (Test No 1 ไม่ได้ติดตั้งในปรับทิศทางลม)

Drying time (h)	Average moisture content (% d.b.)							
	Trolley 1				Trolley 2			
	Tray 1	Tray 6	Tray 12	SD**	Tray 1	Tray 6	Tray 12	SD**
0	313	313	313	0	313	313	313	0
5*	66.7	106.7	16.7	45.1	213	193.3	114.7	52
9	28	26.7	3.7	13.7	60.7	62.7	3.7	33.5

* สลับรถเข็นระหว่างถาดที่ 1 and 2 ตั้งแต่ชั่วโมงที่ 6 ** ความเบี่ยงเบนมาตรฐาน



รูปที่ 2 การกระจายของอุณหภูมิที่ทางเข้าของถาดต่างๆ สำหรับรถเข็นคันที่ 1 (ไม่มีใบปรับลม)

ผลของความชื้นที่แสดงในตารางที่ 1 มีความสอดคล้องกับอุณหภูมิที่วัดได้ดังแสดงในรูปที่ 2 กล่าวคือ อุณหภูมิที่วัดตรงตำแหน่งทางเข้าของถาดที่ 6 มีค่าต่ำสุดตลอดระยะเวลาการอบแห้ง ยกเว้นในช่วงชั่วโมงที่ 4 และ 5 ขณะที่อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งที่ 1 และ 12 มีค่าสูงกว่า ผลความแตกต่างของอุณหภูมิ ณ ทางเข้าของห้องอบแห้งน่าจะเนื่องมาจากอากาศที่ไหลผ่าน Trolley 1 มีการไหลย้อนกลับออกมาบางส่วน และมาผสมกับอากาศที่ไหลออกจากพัดลมส่งผลให้เกิดความแตกต่างของอุณหภูมิตรงทางเข้าห้องอบแห้ง

ผลการกระจายความชื้นของผ้าใน Trolley 2 แสดงในตารางที่ 1 จะเห็นว่าลักษณะโปรไฟล์ความชื้นของ Trolley 2 มีความแตกต่างจาก Trolley 1 กล่าวคือ ความชื้นในถาดที่ 1 กลับมีปริมาณความชื้นสูงสุด (213 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) ในขณะที่ถาด 6 และ 12 มีความชื้นต่ำกว่า โดยใน Tray 12 มีความชื้นต่ำสุด (114.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) จากลักษณะข้อมูลที่ได้แสดงให้เห็นว่าอากาศหลังจากไหลผ่าน Trolley 1 มีการเปลี่ยนแปลงทิศทางการไหล โดยบริเวณกึ่งกลางและด้านล่างของ Trolley 2 มีแนวโน้มที่มีอัตราการไหลของอากาศสูงขึ้นเมื่อเทียบกับ Trolley คันแรก

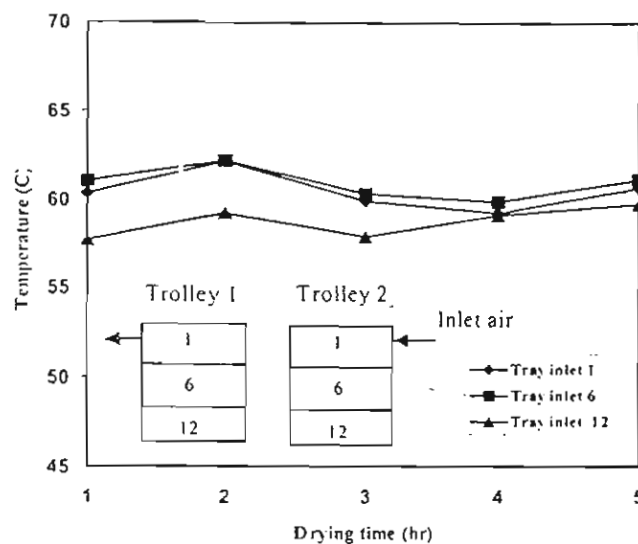
3.1.2 การกระจายของความชื้นและอุณหภูมิ (กรณีติดตั้งในปรับลม)

ใบปรับทิศทางลมได้ทำการติดตั้งที่ระบกกึ่งกลางของความสูงของห้องอบแห้ง จากผลที่แสดงในตารางที่ 2 จะเห็นว่าหลังสิ้นสุดการอบแห้งในชั่วโมงที่ 9 (มีการสลับรถเข็นในชั่วโมงที่ 5) ความชื้นของผ้าในแต่ละ Tray มีค่าใกล้เคียงกันสำหรับสำหรับในแต่ละ Trolley ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานที่ได้ในการทดลองที่ 2 มีค่าเท่ากับ 3.4 และ 4.6 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้งสำหรับ Trolley 1 และ 2 ตามลำดับ ค่าที่ได้ดังกล่าวนี้มีค่าน้อยกว่าที่ได้จากการทดลองที่ 1 ดังแสดงในตารางที่ 1 ซึ่งแสดงค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานหลังสิ้นสุดการอบแห้งเท่ากับ 13.7 และ 33.5 เปอร์เซ็นต์ความชื้นมาตรฐานแห้ง สำหรับ Trolley 1 และ 2 ตามลำดับ แสดงให้เห็นการกระจายของลมดีขึ้นหลังจากมีการติดตั้งใบปรับลม ในการทดลองทั้งสองนี้ได้ดำเนินการที่สภาวะเงื่อนไขเหมือนกัน จากตารางที่ 2 จะเห็นว่าความชื้นที่บริเวณด้านล่างของห้องอบแห้งยังคงมีค่าต่ำกว่าบริเวณด้านบนของห้องอบแห้ง ซึ่งจากผลดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าอัตราการไหลของอากาศส่วนใหญ่ยังคงไหลผ่านบริเวณด้านล่างของห้องอบแห้ง อย่างไรก็ตามความแตกต่างของความชื้นในแต่ละถาดมีค่าน้อยลงหลังจากติดตั้งใบปรับทิศทางลม

ตารางที่ 2 ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของผ้าฝ้ายชุบน้ำ (Test No 2)

Position of Trays	Average moisture content (% d.b.)	
	Trolley 1	Trolley 2
1(Top)	10	28
3	4.7	26.7
6	2.7	24.7
9	3.3	28.7
12(Bottom)	1.3	17.3
SD	3.4	4.6

รูปที่ 3 แสดงลักษณะการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิที่ทางเข้าของ Trolley 1 ค่าที่แสดงนี้เป็นค่าในช่วง 5 ชั่วโมงแรกของการอบแห้ง จากกราฟจะเห็นว่า การกระจายของอุณหภูมิตลอดความสูงของห้องอบแห้งอยู่ในช่วงแคบกว่าการทดลองที่ 1 (รูปที่ 2) ความแตกต่างของอุณหภูมิอยู่ในช่วงระหว่าง 58-62°C จากผลการวัดอุณหภูมิเป็นการยืนยันแสดงให้เห็นถึงการกระจายของอากาศดีขึ้นหลังจากมีการติดตั้งใบปรับลม และเป็นผลให้การกระจายความชื้นมีค่าลดน้อยลง



รูปที่ 3 การกระจายของอุณหภูมิที่ทางเข้าของถาดต่างๆ สำหรับรถเข็นคันที่ 1 (ติดตั้งใบปรับลม)

4. สรุปผลการทดลอง

ปริมาณอากาศส่วนใหญ่ไหลผ่านเครื่องอบแห้งแบบคู่ทางด้านล่างของถาด การติดตั้งใบปรับทิศทางลมที่กึ่งกลางความสูงของห้องอบแห้ง ณ บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งช่วยลดการความปั่นป่วนของกระแสอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง และเป็นผลให้ความแตกต่างของความชื้นของผลิตภัณฑ์สำหรับในแต่ละรถเข็นมีค่าน้อยลงเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ติดตั้งใบปรับลม

5. คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่สนับสนุนทางการเงินและบริษัท เจเนอรัล ฟู้ด แอนด์ ฟรุ๊ต จำกัด ที่ให้ความร่วมมือระหว่างการทดสอบ

เอกสารอ้างอิง

1. ไมตรี แนวพนิช, ศรีวิชัย สิงหะเกษนทร์, พิมพ์ วุฒิสันต์, ศิริชัย ส่งเสริมพงษ์, สุภัทร หนูสวัสดิ์ และขงยุทธ คงชำน, 2536, เครื่องอบแห้งผักและผลไม้, วารสารเครื่องจักรกลเกษตร, กองเกษตรวิศวกรรม, กรมวิชาการเกษตร, หน้า 75-78.
2. ศิวลักษณ์ ปฐวิรัตน์, ชุศักดิ์ ขวประคิษฐ์, นิทัศน์ ตั้งพินิจกุล, ขงยุทธ คงชำน, อนุสรณ์ พิณศิริกุล และสุภัทร หนูสวัสดิ์, 2537, ออกแบบและทดสอบเครื่องอบแห้งมะขามหวาน, เอกสารเผยแพร่ กลุ่มงานวิจัย วิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว, กองเกษตรวิศวกรรม, ปทุมธานี, 14 หน้า.
3. พีระพันธ์ สมองชาติ, 2539, การพัฒนาเครื่องอบแห้งผลไม้แบบถาดหมุน, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตร บัณฑิต มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ, 130 หน้า.
4. Kiranoudis, C. and Markatos N., 1998, Computer Analysis of Industrial Batch Dryer Aerodynamics, Drying Technology, Vol. 16(7), p. 1283-1303.

การประหยัดพลังงานในโรงงานผลิตยาแผนโบราณ

Energy Conservation in a Traditional Medicine Factory

เกษมสุข เอื้อบุญชนะนันท์ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์ และ วารุณี เตีย

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้ได้ดำเนินการตรวจวิเคราะห์การใช้พลังงานในโรงงานผลิตยาแผนโบราณ ปัจจุบันมีการใช้พลังงานรวมทั้งสิ้น 627.3 GJ/month ประกอบด้วย ถ่านไม้ 84% น้ำมันดีเซล 11.7% และไฟฟ้า 4.3% ผลิตภัณฑ์หลักของโรงงานคือ ยาสมุนไพรอบแห้งชนิดแผ่นซึ่งมีจำหน่ายทั้งภายในและนอกประเทศ ในกระบวนการผลิตทั้งหมดการอบแห้งเป็นกระบวนการที่ใช้พลังงานมากที่สุดซึ่งใช้ความร้อนจากการเผาถ่านไม้ ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นในการประหยัดพลังงานในกระบวนการอบแห้งเพียงอย่างเดียว เตาอบแห้งทั้งหมดมีจำนวน 84 เตา แต่ละเตามีชั้นใส่ตะแกรงบรรจุยา 15 ชั้น สามารถบรรจุยาได้ทั้งหมด 100 kg การไหลเวียนอากาศภายในเตาเป็นแบบธรรมชาติ

ในกระบวนการอบแห้งปัจจุบัน สามารถลดความชื้นยาจากช่วง 182-298% d.b. เหลือ 3-5% d.b. โดยใช้เวลาอบแห้งทั้งหมด 45 ชั่วโมง และใช้ถ่านไม้ 33 กิโลกรัมต่อครั้ง คิดเป็น 66.4 kg water evap./GJ จากการทำสมดุลพลังงานพบว่า สาเหตุหลักของการสูญเสียพลังงานมาจากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์ และสูญเสียไปกับไอเสีย จึงได้ทำการปรับปรุงโดยลดปริมาณการใช้ถ่านไม้เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการอบแห้ง พบว่าสามารถลดการใช้ถ่านไม้ลดลงเหลือ 24 กิโลกรัมต่อครั้ง คิดเป็น 93.9 kg water evap./GJ โดยค่าความชื้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ไม่เกิน 8% d.b. เมื่อคิดราคาถ่านไม้ 6 บาท/kg ทำการอบแห้ง 25 เตาต่อวัน เวลาทำงาน 300 วันต่อปี จะลดค่าใช้จ่ายด้านพลังงานได้เท่ากับ 405,000 บาทต่อปี ลดการสูญเสียพลังงานได้เท่ากับ 2×10^9 kJ/ปี (ลดการใช้พลังงานลง 27%) การปรับปรุงเปิดช่องอากาศเข้าและออกจาก เตาอบ พบว่าไม่สามารถทำได้ เนื่องจากความชื้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์มีค่ามากเกินไป

ABSTRACT: The energy audit in a traditional medicine factory was conducted in this research. The current total energy consumption, which consist of charcoal 84%, diesel oil 11.7%, and electricity 4.3%, is 627.3 GJ per month. The main product, which is for both local consumption and export, is the bar form of dried traditional medicine made from herb. In the process, drying which is heated by burning charcoal consumes the highest energy. Thus in this research the energy conservation was focused on drying process. There are 84 cabinet dryers, each with 15 stories and capacity of 100 kg, is operated as batch process with natural ventilation.

Typical drying period, in which the product moisture is reduced from 182-298% d.b. to 3-5% d.b. is 45 hours per batch. The existing cabinet dryer consumes 33 kg of charcoal per batch or 66.4 kg of water evap. per GJ. From energy balance, it can be indicated that the major causes of energy loss are incomplete combustion and flue gas loss. The input fuel was adjusted to improve the drying efficiency. The results showed that based on the final moisture content of the product (less than 8%) the fuel input of the dryer could be reduced to 24 kg /batch or 93.9 kg of water evap. per GJ. Based on the charcoal price of 6 baht/kg, average daily operation of 25 dryers and 300 days/yr., the total energy saving was about 405,000 baht/yr. (2×10^9 kJ/yr. or 27%) The adjusting of inlet and outlet air channels is not practical since the final moisture of the product was too high.

KEYWORDS: Dryer / Energy conservation / Herbs / Natural ventilation.

For further details, contact, Energy Tech. Devision, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Soi Suksawat 48, Bangkok 10140, TH.

1. บทนำ

อุตสาหกรรมขนาดเล็กส่วนใหญ่ยังดำเนินการผลิตได้อย่างไม่มีประสิทธิภาพเท่าที่ควร ปัจจุบันรัฐได้พยายามส่งเสริมและให้การสนับสนุนเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิต [1] การผลิตยาแผนโบราณ ซึ่งส่วนใหญ่มีลักษณะเป็นอุตสาหกรรมขนาดเล็กโดยมีการพัฒนาระบบการผลิตเรื่อยมาเป็นแบบลองผิดลองถูก ผลผลิตที่ได้มีคุณภาพแตกต่างกันไปขึ้นกับสภาวะในการผลิต คุณภาพของแรงงานที่ดำเนินการผลิต ปัจจุบันนอกจากจะผลิตเพื่อจำหน่ายในประเทศแล้วยังมีการส่งออกไปจำหน่ายในต่างประเทศอีกด้วย ซึ่งพบว่าผลผลิตยังมีคุณภาพไม่แน่นอน เช่นยาสมุนไพรแผ่นอบแห้ง ผลผลิตที่ได้ยังไม่แห้งสนิท หรือยังมีความชื้นสูงทำให้เสี่ยงต่อการเกิดเชื้อราในเนื้อผลิตภัณฑ์ได้ เนื่องจากยังไม่มีการตรวจสอบค่าความชื้นอาศัยจากประสบการณ์ของคนงาน ดังนั้นบริษัทผู้ผลิตจึงได้แก้ไขโดยการอบยาสมุนไพรให้แห้งมากที่สุดเท่าที่จะทำได้ โดยส่วนใหญ่จะใช้เวลาและพลังงานในการอบแห้งมากเกินไป จึงเป็นการใช้พลังงานอย่างไม่มีประสิทธิภาพ และเพิ่มต้นทุนการผลิต ปัจจุบันได้มีการพัฒนาและประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบต่างๆ [2], [3], [4] สำหรับอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางเกษตรและเกษตรแปรรูป เพื่อเพิ่มศักยภาพ สมรรถนะและคุณภาพผลผลิต ซึ่งส่วนใหญ่ใช้เชื้อเพลิงเชิงพาณิชย์ หรือใช้ไฟฟ้าและมีอัตราการไหลของอากาศแบบบังคับ ยังมีอุตสาหกรรมขนาดเล็กอีกหลายแห่งที่ได้ดำเนินการมาแล้ว และยังไม่พร้อมที่จะลงทุนปรับเปลี่ยนระบบใหม่ อย่างไรก็ตามการหาแนวทางปรับปรุงการดำเนินงานที่มีการลงทุนต่ำ หรืออาจไม่ต้องลงทุนก็จะสามารถช่วยเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตได้ในระดับหนึ่ง

ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ดำเนินการตรวจสอบ วิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานผลิตยาแผนโบราณแห่งหนึ่งเพื่อหาแนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพของการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตยาสมุนไพรแผ่น อบแห้ง โดยเฉพาะอย่างยิ่งในส่วนกระบวนการอบแห้งซึ่งใช้พลังงานมาก และจะนำไปช่วยลดต้นทุนการผลิตได้อีกด้วย นอกจากนี้ยังเป็นการช่วยพัฒนาและให้ความรู้แก่ผู้ดำเนินการอุตสาหกรรมขนาดเล็ก ให้เข้าใจเกี่ยวกับวิธีการปฏิบัติการอบแห้งที่ถูกต้อง รวมถึงการมีจิตสำนึกในการใช้พลังงานที่มีอยู่ให้เกิดประโยชน์สูงสุดและช่วยลดมลพิษที่เกิดจากการใช้พลังงานอีกด้วย

2. ข้อมูลทั่วไปของโรงงาน

โรงงานผลิตยาแผนโบราณที่เข้าไปศึกษานี้ จัดเป็นโรงงานขนาดเล็กประเภทอุตสาหกรรมในครัวเรือนผลิตยาสมุนไพรแผ่นอบแห้งเป็นหลักซึ่งจัดจำหน่ายทั้งภายในและภายนอกประเทศ โดยเฉลี่ยผลิตยาสมุนไพรอบแห้งได้ 47385 แผ่น/วัน ทำงาน 300 วัน/ปี เวลา 8.00-17.00 น. มีขั้นตอนการผลิตดังแสดงดังรูปที่ 1 โดยเริ่มจากการนำสมุนไพรชนิดต่างๆ มาผสมคลุกเคล้ากันให้ได้ตามอัตราส่วนที่ต้องการ นำเข้าเครื่องบดให้ละเอียดเป็นผง ผงที่ได้นำไปกวนในน้ำเดือดรวมกับสารปรุงแต่งรส และสี จนมีลักษณะเป็นขางเหนียว (slurry) จากนั้นนำไปขึ้นรูปยาให้เป็นแผ่นพร้อมกับจัดเรียงบนตะแกรงเพื่อนำไปอบแห้งในเตาอบดังรูปที่ 2 ใช้ถ่านไม้เป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้ง การอบแห้งจะเริ่มทำจากเตามีอุณหภูมิปกติ 31-35°C ใช้เวลาอบแห้งทั้งหมดโดยประมาณ 45 ชั่วโมง อุณหภูมิเตาหลังจากอบแห้งจะเท่ากับอุณหภูมิเริ่มแรก จากนั้นตรวจสอบคุณภาพผลิตภัณฑ์ถ้าพบว่ามีลักษณะร่วนซุย หรือแตกหักง่าย จะนำกลับไปบดใหม่อีกครั้ง ถ้าพบว่ามีกลิ่นเหม็นจะทำการอบแห้งเพิ่มเติมจนแน่ใจว่าแห้งดีแล้วก็จะนำผลิตภัณฑ์ไปบรรจุของ จำหน่ายสู่ท้องตลาด

ปริมาณเชื้อเพลิงและพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตโดยเฉลี่ย 627.3 GJ/month (หรือ 134,900 บาท/เดือน) ได้แก่ ถ่านไม้ (84%) น้ำมันดีเซล (11.7%) และไฟฟ้า (4.3%) เชื้อเพลิงส่วนใหญ่ใช้ในกระบวนการอบแห้ง ดังนั้นในการศึกษานี้จึงมุ่งเน้นไปที่เตาอบแห้งยาสมุนไพร

3. เตาอบยาสมุนไพรและวิธีการตรวจวิเคราะห์

3.1 เตาอบยาสมุนไพร

โรงงานมีเตาอบยาสมุนไพรจำนวน 84 เตา ลักษณะเตาอบแสดงดังรูปที่ 2 การจัดวางเตาอบจะเรียงชิดกันเป็นชุด 2 แบบ ได้แก่ แบบชุดละ 2 เตา โดยแต่ละแถวมี 6-9 เตาใช้ผนังด้านข้างเตาร่วมกัน และแต่ละแถวจะหันด้านหลังเตาชิดกัน และแบบชุดละ 1 เตา จะหันด้านหลังเตาชิดกำแพง ภายในเตาแบ่งเป็น 2 ส่วน ส่วนบนสำหรับอบแห้งมีตะแกรงวางแผ่นยาทั้งหมด 15 ตะแกรง และด้านบนสุดของเตามีปล่องระบายอากาศ 2 ปล่อง ด้านล่างเป็นที่เผาไหม้ถ่านไม้เพื่อให้ความร้อนแก่เตา ซึ่งมีฉนวนห่อหุ้มไม่ให้เปลวไฟและควันที่แตกตัวกระเด็นมาถูกแผ่นยา การไหลเวียนของลมร้อนในเตาเป็นแบบธรรมชาติ

ลักษณะการทำงานของเตาอบแห้ง เมื่อนำแผ่นยาเข้าวางในเตาอบแล้ว เริ่มใส่ถ่านไม้สุมไว้และติดไฟ ในช่วงแรกจะแง้มฝาเตาด้านล่างจนเปลวเริ่มต่ำลงจึงปิด จากนั้นทิ้งไว้จนเตาเย็นจึงนำแผ่นยาออกจากเตา ถ้าใส่ในของแผ่นยายังขึ้นอยู่ ก็นำไปอบต่ออีกครั้งเพื่อให้ยาแห้งได้ตามต้องการ

3.2 วิธีการตรวจวัดและวิเคราะห์เตาอบยาสมุนไพร

1. ตรวจวัดความชื้นของแผ่นยา และอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆภายในเตาอบขณะอบแห้งตามวิธีของโรงงานที่ปฏิบัติอยู่ในปัจจุบัน ซึ่งใช้ถ่านไม้ 1 กระสอบต่อเตาต่อครั้ง น้ำหนักถ่าน 33 กิโลกรัม ระยะเวลาที่ใช้อบแห้ง 45 ชั่วโมง เก็บตัวอย่างยาที่ตะแกรงชั้นที่ 3, 8 และ 12 ชั้นละ 4 แผ่น ตามตำแหน่งที่แสดงในรูปที่ 3 และวัดอุณหภูมิอากาศตามตำแหน่งต่างๆดังแสดงในรูปที่ 4

2. ตรวจวัด วิเคราะห์การใช้พลังงานและหาแนวทางการประหยัดพลังงานของเตาอบ 1 เตา ในการทดลองแต่ละครั้งได้ตรวจวัดดังนี้ ชั่งน้ำหนักถ่านไม้ น้ำหนักยาก่อนและหลังการอบแห้ง ในทุกชั่วโมงขณะอบแห้งจะดำเนินการวัดอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ และความชื้นอากาศเข้าเตาอบ วัดความเร็วอากาศออกจากเตาอบที่ปล่องระบายอากาศด้านบนเตาอบ วัดประสิทธิภาพการสูญเสียที่ผนังเตาอบด้านหน้า ด้านล่างส่วนห้องเผาไหม้และด้านบนเตาอบ วัดองค์ประกอบไอเสียที่ปล่องระบายอากาศ ระยะเวลาอบแห้ง 45 ชั่วโมง ทำการทดลองทั้งหมด 6 การทดลองตามเงื่อนไขดังนี้

การทดลองที่ 1:	ใช้ถ่านไม้ 1 กระสอบ น้ำหนัก 33 กิโลกรัม ตามวิธีที่โรงงานปฏิบัติ
การทดลองที่ 2 และ 3:	ใช้ถ่านไม้ 24 กิโลกรัม (72.7%คิดเทียบกับถ่านไม้ 33 กิโลกรัม)
การทดลองที่ 4:	ใช้ถ่านไม้ 24 กิโลกรัม (72.7%คิดเทียบกับถ่านไม้ 33 กิโลกรัม) เปิดฝาเตาด้านล่างห้องเผาไหม้ประมาณ 5% ของพื้นที่ฝาเตาด้านล่าง ระหว่างเริ่มต้นการอบแห้งถึงชั่วโมงที่ 8 ของการอบแห้ง
การทดลองที่ 5:	ใช้ถ่านไม้ 18 กิโลกรัม (54.5%คิดเทียบกับถ่านไม้ 33 กิโลกรัม)
การทดลองที่ 6:	ใช้ถ่านไม้ 18 กิโลกรัม (54.5%คิดเทียบกับถ่านไม้ 33 กิโลกรัม) ปิดปล่องระบายอากาศด้านบนเตา 1 ปล่อง ระหว่างการอบแห้งชั่วโมงที่ 8 ถึง ชั่วโมงที่ 45

นำข้อมูลที่ได้มาทำสมดุลมวลและสมดุลพลังงาน[5] เพื่อคำนวณหาสมรรถนะของเตาอบและหาอัตราความร้อนสูญเสียความร้อนเนื่องจากสาเหตุต่าง เพื่อหาแนวทางเพิ่มประสิทธิภาพการใช้พลังงานในการอบแห้งแผ่นยา

4. ผลและวิจารณ์

4.1 ความชื้นยาที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาอบระหว่างการอบแห้ง

ผลความชื้นยาที่ตำแหน่งต่างๆ แสดงในรูปที่ 5 ค่าความชื้นเริ่มต้นของยาอยู่ในช่วง 181.6 – 297.9% d.b. เมื่ออบแห้งผ่านไป 18 ชั่วโมง ยาทั้งหมดมีความชื้นอยู่ในช่วง 0.5 – 6.2% d.b. ความชื้นยาชั่วโมงที่ 45 อยู่ในช่วง 2.4 – 7.7% d.b. จะเห็นว่าความชื้นยาที่ชั่วโมงที่ 18 มีค่าต่ำกว่าความชื้นเมื่อสิ้นสุดการอบแห้ง แสดงว่าการอบแห้งยาในปัจจุบัน มีการใช้พลังงานสูญเสียไปในช่วง 24 ชั่วโมงสุดท้ายก่อนสิ้นสุดการอบแห้ง จึงควรหาแนวทางลดการใช้พลังงานในการอบแห้งโดยให้มีการสูญเสียพลังงานน้อยที่สุด โดยให้ความชื้นสุดท้ายของยาอยู่ในช่วง 3 – 5% d.b. เมื่อพิจารณาความชื้นของยาที่ตำแหน่งต่างๆ ในแต่ละตะแกรงพบว่า ยาที่ตำแหน่งด้านหลังเตาจะแห้งมากกว่าที่ตำแหน่งด้านหน้าเตาทุกๆ ตะแกรง ยาที่ตะแกรงชั้นบนจะแห้งเร็วกว่ายาที่ตะแกรงชั้นล่างและกลางเตา โดยยาที่ตะแกรงชั้นล่างจะแห้งเร็วกว่ายาที่ตำแหน่งกลางเตาล็กน้อย ดังนั้นการเลือกเก็บตัวอย่างยาเพื่อใช้เป็นตัวแทนในการทดสอบคุณภาพยาทั้งเตา จึงควรเก็บที่ตะแกรงช่วงกลางเตา และเป็นยาที่จัดเรียงก่อนมาทางด้านหน้าเตาเพราะความชื้นยาจะสูงกว่าที่ตำแหน่งอื่นๆ ภายในเตา

4.2 วัตถุอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาอบ

ผลอุณหภูมิที่ชั้นต่างๆ ของเตาอบระหว่างการแห้งแสดงดังรูปที่ 6 พบว่าในช่วง 8 ชั่วโมงแรก อุณหภูมิไอเสียออกปล่องระบายอากาศมีค่าอยู่ในช่วง 80-120°C ซึ่งมีค่าสูงสุดเมื่อเทียบกับอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ที่ตรวจวัด และอุณหภูมิด้านบนของเตาที่ตำแหน่ง 7, 8 และ 9 จะมีค่าสูงกว่าอุณหภูมิภาคกลางที่ตำแหน่ง 5 และ 6 และอุณหภูมิที่ด้านล่างที่ตำแหน่ง 2, 3 และ 4 ตามลำดับ เป็นผลให้อัตราการอบแห้งด้านบนมีค่าสูงกว่ากลางเตาและด้านล่างเตาตามลำดับ ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองหาความชื้นยาที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาอบ

4.3 ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานและแนวทางการประหยัดพลังงานของเตาอบ

ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานของเตาอบสรุปได้ดังตารางที่ 1 ซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

การทดลองที่ 1 ใช้ถ่านไม้ 33 กิโลกรัม/เตา/ครั้ง ระเหยน้ำได้ 62.5 กิโลกรัม ความชื้นของยาหลังอบแห้งอยู่ในช่วง 3-5% d.b. จากการตรวจสอบความชื้นยาพบว่า มีคุณภาพตามต้องการสามารถจำหน่ายต่อไปได้ ค่าสัมประสิทธิ์การระเหยน้ำต่อพลังงานที่ใช้ 66.4 kg water evap/GJ ความร้อนที่ใช้ในการระเหยน้ำ 146,938 kJ, 15.6% ใช้เวลาในการอบแห้ง 45 ชั่วโมง ความร้อนสูญเสียหลักได้แก่ ความร้อนสูญเสียไปกับการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เกิดคาร์บอนมอนอกไซด์ 397,515 kJ, 42.2% รองลงมาได้แก่ ความร้อนสูญเสียไปกับไอเสียแห้ง และความร้อนสูญเสียลงพื้นดิน จากผลการทดลองทดลอง ในหัวข้อ 4.1 สังเกตได้ว่าการอบแห้งกรณีใช้ถ่าน 33 kg เมื่ออบแห้งจนถึงชั่วโมงที่ 18 ก็สามารถลดความชื้นของแผ่นยาได้ตามต้องการแล้ว ดังนั้นการอบแห้งในช่วงชั่วโมงที่ 19 ถึง 45 จึงเป็นการให้ความร้อนโดยไม่จำเป็น คิดเป็นค่าโดยประมาณ 25% ของความร้อนของเชื้อเพลิง ดังนั้นจึงควรทำการปรับลดการสูญเสียความร้อนสูญเสียดังกล่าว พร้อมกับหาแนวทางการลดความร้อนสูญเสียไปกับไอเสียร้อนโดยการลดอัตราการไหลของอากาศร้อนออกจากเตาอบ และความร้อนสูญเสียเนื่องจากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ โดยให้อากาศเข้าเผาไหม้ในส่วนห้องเผาไหม้ได้มากขึ้น (เปิดฝาด้านหน้าห้องเผาไหม้)

การทดลองที่ 2 และ 3 ได้ปรับลดปริมาณถ่านไม้ลงเหลือ 24 กิโลกรัม/เตา/ครั้ง สามารถระเหยน้ำในยาได้ 64.3 และ 62.1 kg ความชื้นสุดท้ายของแผ่นยาอยู่ในช่วง 3.4-5.9% d.b. จากการตรวจสอบความชื้นยาพบว่ามีความคุณภาพตามต้องการ สามารถจำหน่ายต่อไปได้ ค่าสัมประสิทธิ์การระเหยน้ำต่อพลังงานที่ใช้ 93.9 และ 90.7 kg water evap./GJ ความร้อนที่ใช้ในการระเหยน้ำ 151,394 kJ และ 145,438 kJ, (22.1% และ 21.2%) สามารถลดการสูญเสียความร้อนลงได้ 248,681 kJ-235,805 kJ สักส่วนและสาเหตุการสูญเสียความร้อนได้ผลเช่นเดียวกับการทดลองที่ 1 จึงหาแนวทางลดการสูญเสียความร้อนดังกล่าวโดยการเปิดฝาด้านล่างส่วนห้องเผาไหม้เพื่อให้อากาศไหลเข้าห้องเผาไหม้ช่วยให้การเผาไหม้สมบูรณ์ขึ้น

การทดลองที่ 4 ใช้ถ่านไม้ 24 กิโลกรัม/เตา/ครั้ง ได้ดำเนินการปรับปรุงโดยทำการเปิดฝาด้านล่างบริเวณห้องเผาไหม้ (5% ของพื้นที่ฝาด้านล่าง) ระหว่างเริ่มต้นการอบแห้งถึงชั่วโมงที่ 8 ของการอบแห้ง ผลการทดลองสามารถระเหยน้ำได้ 65.9 kg ความชื้นของแผ่นยาหลังการอบแห้งมีค่า 3.8-8.6% d.b. จากการตรวจสอบความชื้นยาพบว่ามีความคุณภาพไม่ผ่านเกณฑ์ที่กำหนดของโรงงาน ค่าสัมประสิทธิ์การระเหยน้ำต่อพลังงานที่ใช้ 96.2 kg water evap./GJ จากผลการตรวจวัดพบว่าในช่วงที่เปิดฝาด้านห้องเผาไหม้อัตราไหลของอากาศภายในเตาจะสูงกว่าปกติ แต่หลังจากปิดเตาแล้วอัตราไหลของอากาศภายในเตาจะมีค่าต่ำกว่ากรณีปกติเมื่อเปรียบเทียบกับเวลาการอบแห้งเท่ากัน และผลการสูญเสียความร้อนเนื่องจากการเกิด CO มีค่าใกล้เคียงกับการทดลองที่ 3

การทดลองที่ 5 ใช้ถ่านไม้ 18 กิโลกรัม/เตา/ครั้ง จากผลการวิเคราะห์ของการทดลองที่ 3 ดังแสดงในตารางที่ 1 พบว่าสามารถลดการใช้เชื้อถ่านไม้จากเดิม 33 กิโลกรัม/เตา/ครั้ง ลงได้ประมาณ 27% โดยไม่ได้มีการปรับปรุงเตาและความชื้นสุดท้ายของแผ่นยามีค่าอยู่ในช่วงที่โรงงานยอมรับได้ จึงได้ทำการทดลองโดยลดปริมาณถ่านไม้ที่ใช้ในการอบแห้งอีก 6 kg เพื่อทดสอบดูความชื้นยาสุดท้าย พบว่า ระเหยน้ำได้ 60 kg ความชื้นของยาหลังอบแห้งอยู่ในช่วง 4.5-20% d.b. โดยยาที่ถาดด้านบนจะมีความชื้นต่ำกว่ายาที่ถาดด้านล่างและกลางเตา ความชื้นสุดท้ายของแผ่นยามีค่าสูงเกินไปไม่สามารถจัดจำหน่ายได้ ต้องนำกลับไปอบแห้งต่อเพื่อให้ความชื้นต่ำกว่า 8% d.b. ค่าสัมประสิทธิ์การระเหยน้ำต่อพลังงานที่ใช้ 116.8 kg water evap./GJ

การทดลองที่ 6 ใช้ถ่านไม้ 18 กิโลกรัม/เตา/ครั้ง ทำการปิดปล่องระบายอากาศด้านบนเตา 1 ปล่อง ระหว่างการอบแห้งในชั่วโมงที่ 8 ถึง 45 เพื่อลดการสูญเสียความร้อนไปกับไอเสีย จากการทดลองพบว่า สามารถระเหยน้ำได้ 62.4 kg ความชื้นของแผ่นยาหลังอบแห้งอยู่ในช่วง 15-25% d.b. โดยแผ่นยาที่ถาดด้านบนจะมีความชื้นต่ำกว่ายาที่ถาดด้านล่างและกลางเตา ความชื้นของแผ่นยาที่ได้สูงเกินต้องนำไปอบแห้งต่อเพื่อให้ความชื้นต่ำกว่า 8% d.b. ค่าสัมประสิทธิ์การระเหยน้ำต่อพลังงานที่ใช้ 121.5 kg water evap./GJ

จากผลการทดลองที่ผ่านมาจะเห็นได้ว่าการทดลองที่ 2 และ 3 สามารถลดการใช้เชื้อเพลิงลงได้ และได้ค่าความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วงที่โรงงานยอมรับได้ สามารถดำเนินการโดยง่ายโดยไม่ต้องลงทุนปรับปรุงเตาอบแห้งและยังคงดำเนินการอบแห้งเหมือนเดิม ที่ราคาถ่านไม้ 6 บาท การทำงานโดยเฉลี่ย 25 เตาต่อวัน ทำงาน 300 วันต่อปี จะสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงได้ 405,000 บาท/ปี (หรือประมาณ 2×10^6 MJ/ปี)

5. สรุป

ผลการตรวจวัดความชื้นยาที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาตลอดช่วงการอบแห้ง โดยใช้ถ่านไม้ 33 กิโลกรัม พบว่าความชื้นสุดท้ายของยาสมุนไพรมีค่าอยู่ในช่วง 3-5% d.b. ในขณะที่ความชื้นยาชั่วโมงที่ 18 มีค่าอยู่ช่วง 0.5-6.2% d.b. ซึ่งมีค่าต่ำกว่าความชื้นยาชั่วโมงที่ 45 แสดงว่าการอบแห้งยาในกรณีใช้ถ่าน 33 กิโลกรัมมีการใช้ความร้อน

โดยไม่เกิดประโยชน์ในช่วงชั่วโมงที่ 18-45 และที่ระดับชั้นตะแกรงเดียวกัน พบว่าความชื้นยาที่ตำแหน่งด้านหลังเตาต่ำกว่ายาที่ตำแหน่งด้านหน้าเตา และที่ระดับชั้นต่างๆ พบว่ายาที่ชั้นบนจะลดความชื้นลงได้เร็วกว่ายาที่ชั้นล่างและกลางเตา

ผลการวัดอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตา พบว่าอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างใน 15 ชั่วโมงแรก มีความแตกต่างกันค่อนข้างมาก หลังจากชั่วโมงที่ 15 จนถึงสุดการอบแห้งจะมีค่าใกล้เคียงกัน โดยอุณหภูมิลมออกปล่องระบายอากาศมีค่าสูงที่สุดประมาณ 115°C แนวโน้มอุณหภูมิด้านบนเตาจะมีค่าสูงกว่ากลางเตาและด้านล่างตามลำดับ อุณหภูมิด้านล่างและกลางเตามีค่าใกล้เคียงกัน ที่ระดับตะแกรงชั้นเดียวกันพบว่าอุณหภูมิทางด้านหลังเตาจะสูงกว่าอุณหภูมิทางตอนกลางและหน้าเตา ทำให้ยาที่อยู่ด้านหลังมีแนวโน้มที่จะแห้งเร็วกว่าด้านหน้า ดังนั้นในการเก็บยาตัวอย่างหาความชื้นเพื่อตรวจสอบตามมาตรฐานจึงควรเก็บยาที่ตำแหน่งด้านหน้าเตา และควรเก็บที่ตะแกรงชั้นบน กลาง และ ล่าง สำหรับทุกๆ การทดลอง

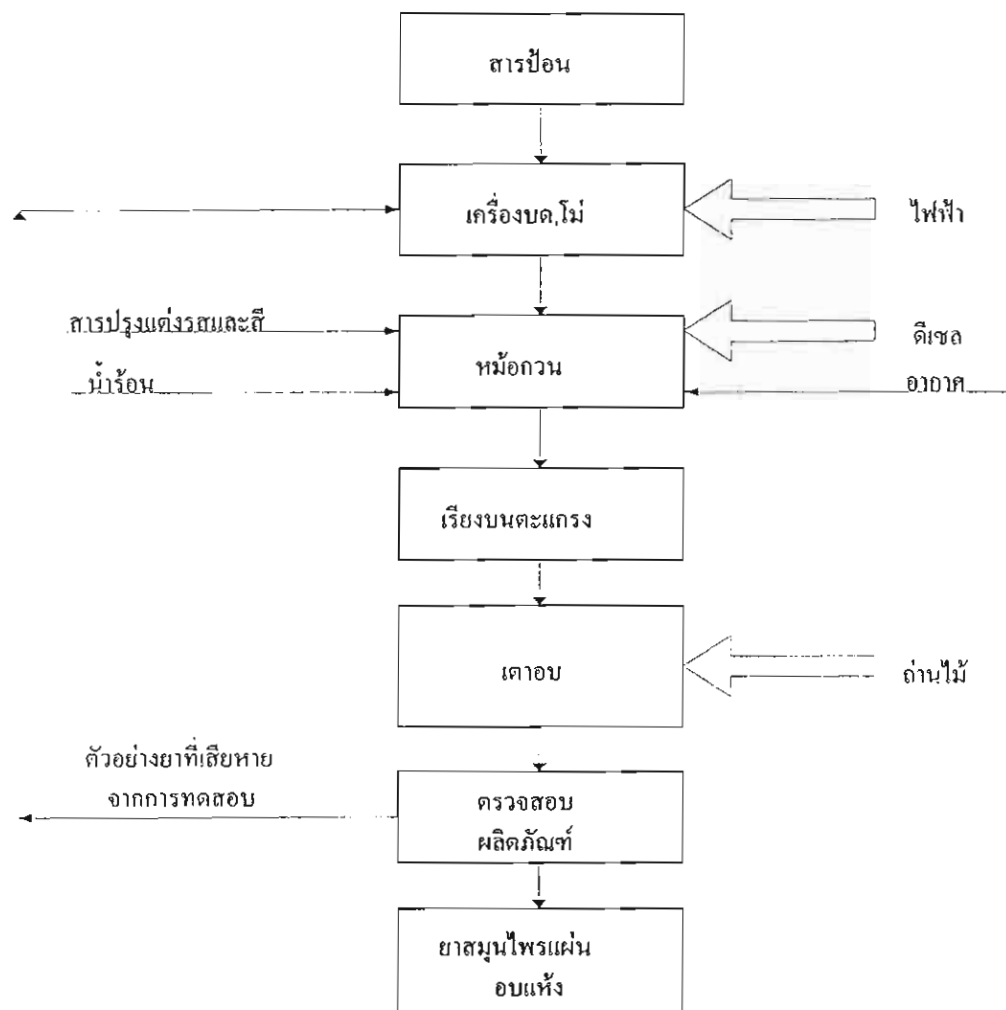
ผลการทดลองเพื่อวิเคราะห์การใช้พลังงาน และหาแนวทางปรับปรุงของเตาอบสมุนไพร การทำงานปัจจุบันภายในโรงงานใช้ถ่านไม้เป็นเชื้อเพลิงปริมาณ 33 กิโลกรัมต่อการอบแห้ง 1 เตา ไม้ยาทั้งหมด 15 ตะแกรงผลิตภัณฑ์ยาที่ได้มีความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 3-5% d.b. ประสิทธิภาพการอบแห้งของเตาตามกฎข้อที่ 1 เท่ากับ 15.5% จากการหาแนวทางลดการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต สรุปได้ว่า สามารถใช้ถ่านไม้ 24 กิโลกรัม โดยดำเนินการอบแห้งเช่นในปัจจุบันและไม่ต้องลงทุนปรับปรุงเตาอบแห้ง ที่ราคาถ่านไม้กิโลกรัมละ 6 บาท การทำงานโดยเฉลี่ย 25 เตาต่อวัน ทำงาน 300 วันต่อปี จะสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิงได้ 405,000 บาท/ปี (หรือประมาณ 2×10^6 MJ/ปี)

6. คำขอบคุณ

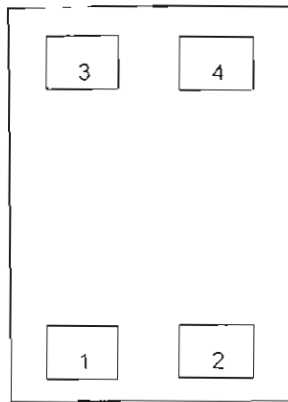
ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนการวิจัยนี้

7. เอกสารอ้างอิง

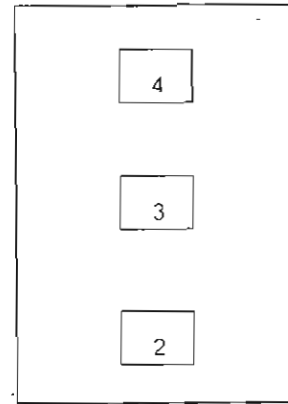
1. http://www.smethai.net/new_default.asp, 2002.
2. อาทิตย์ โคตรสาร สมชาติโสภณธนฤทธิ์ และวารุณี เดีย, 2544, การประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งแบบบ่มความร้อนในระดับอุตสาหกรรม, รายงานการประชุมวิชาการประจำปี 2544, สมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย, ขอนแก่น, 25-26 มกราคม 2544.
3. Tia, W., Soponronarit, S., and Kaewassadom, W., Heat Pump Fruit Dryer for Small-Scale Industry, Proceedings of The First Regional Conference on Energy Technology Towards a Clean Environment, Chiang Mai, Thailand, December (2000), The Joint Graduate School of Energy and Environment.
4. นางสาวคลฤดี ใจสุทธิ, 2543, การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่ง, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
5. Levenspiel, O., 1996, Understanding Engineering Thermo, Prentice Hall PTR, London.



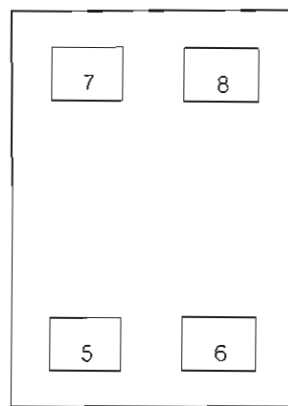
รูปที่ 1 กระบวนการผลิตสมุนไพรอบแห้ง



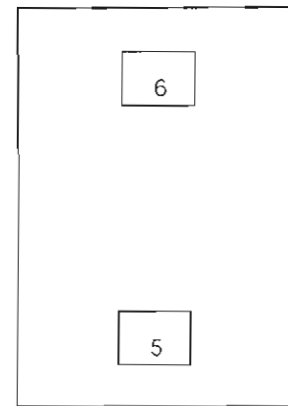
ตะแกรงยาชั้นที่ 3



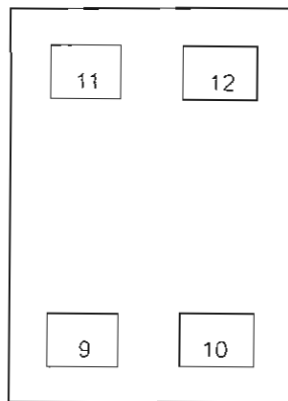
ตะแกรงยาชั้นที่ 3



ตะแกรงยาชั้นที่ 8

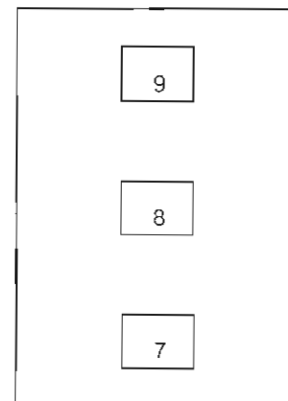


ตะแกรงยาชั้นที่ 8



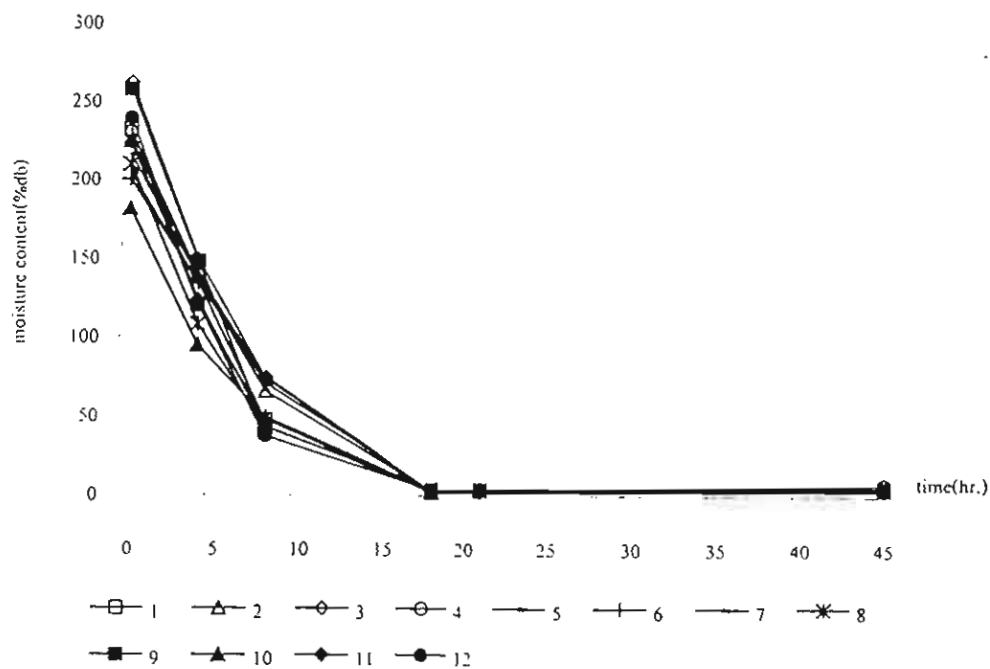
ตะแกรงยาชั้นที่ 13

รูปที่ 3 ตำแหน่งเก็บตัวอย่างยา 12 ตำแหน่ง
(ภาพ top view ของตะแกรงใส่ยา)

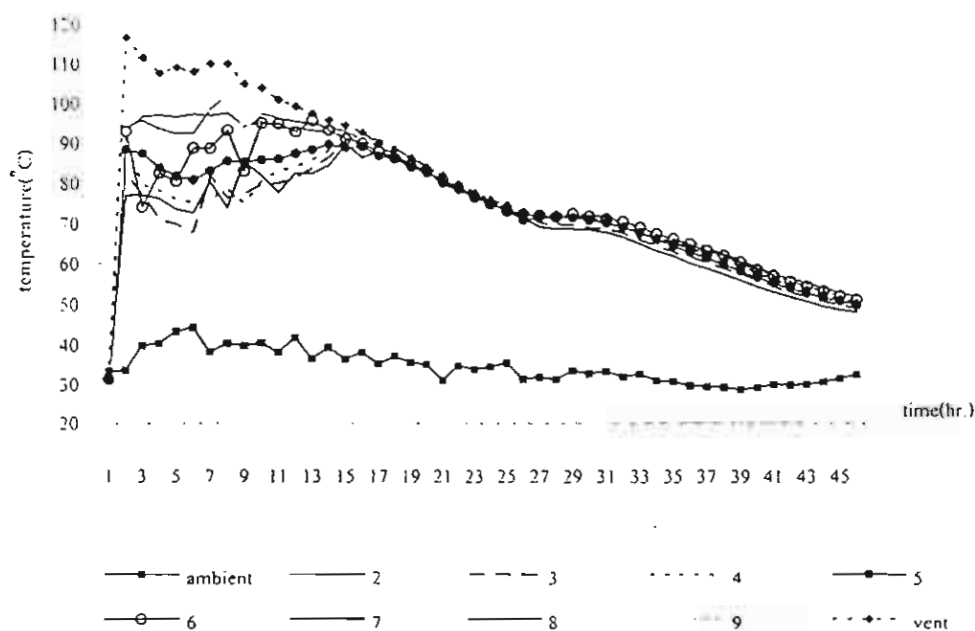


ตะแกรงยาชั้นที่ 13

รูปที่ 4 ตำแหน่งบันทึกอุณหภูมิ
(ภาพ top view ของตะแกรงใส่ยา)



รูปที่ 5 ความชื้นซากที่เวลาและตำแหน่งต่างๆ ในเตาอบระหว่างการอบแห้งของการทดลองไส้ถ่าน 33 kg



รูปที่ 6 อุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆภายในเตาอบ, อุณหภูมิสภาพแวดล้อม และอุณหภูมิอากาศออกจากเตา ระหว่างการอบแห้งของการทดลองไส้ถ่าน 33 kg

ตารางที่ 1 ผลการวิเคราะห์การอบแห้งแผ่นยาสมุนไพร

การทดลองที่	1	2	3	4	5	6
• สมดุลพลังงานของเตาอบแห้ง 1 เตา						
1. พลังงานความร้อนจากถ่านไม้(kJ)	941,926	685,037	685,037	685,037	513,778	513,778
2. พลังงานความร้อนจากถ่านไม้ (%)	100	100	100	100	100	100
3. พลังงานที่ใช้ในการอบแห้งยา (%)	15.6	22.1	21.2	22.7	27.7	28.8
4. ความร้อนสูญเสียไปกับไอเสียแห้ง (%)	12.7	11.9	12.7	12.3	10.4	10.0
5. ความร้อนสูญเสียไปกับความชื้นอากาศเข้าห้องเผาไหม้ (%)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
6. ความร้อนสูญเสียเนื่องจากความชื้นในเชื้อเพลิง (%)	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
7. ความร้อนสูญเสียเนื่องจากไอโดรเจนในเชื้อเพลิงทำปฏิกิริยาเป็นน้ำ (%)	2.8	2.8	2.8	2.8	2.8	2.8
8. ความร้อนสูญเสียจากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เกิดก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (%)	42.2	39.7	41.4	40.7	35.3	37.9
9. ความร้อนสูญเสียจากการเผาไหม้ถ่านไม้ไม่หมดเหลือ unburned carbon (%)	1.5	1.1	1.3	1.3	1.2	0.9
10. ความร้อนสูญเสียที่ผนังด้านหน้า, ด้านล่าง, ด้านหลัง, ด้านบนเตาอบ (%)	7.7	6.7	4.8	3.0	6.2	5.9
11. ความร้อนสูญเสียลงพื้นดิน (%)	10.4	8.2	9.9	8.9	10.3	10.7
12. ความร้อนสูญเสียจากผลต่างอุณหภูมิเตาอบกับสิ่งแวดล้อมเมื่อสิ้นสุดการอบแห้ง (%)	1.8	2.3	1.7	3.0	1.4	0.7
13. ความร้อนสูญเสียที่ไม่สามารถหาค่าได้ (%)	4.6	4.4	3.4	4.8	4.0	1.8
• น้ำหนักแผ่นยาก่อนอบ (kg)	89.2	96.2	89.4	99.5	94.8	97.6
• ระเหยน้ำในยาได้ (kg)	62.5	64.3	62.1	65.9	60	62.4
• ความชื้นสุดท้ายของแผ่นยา (%d.b)	3-5	4.1-5.9	3.4-5.5	3.8-8.6	4.5-20	15-25
• ค่าสัมประสิทธิ์การระเหยน้ำต่อพลังงานที่ใช้ (kg water evap./GJ)	66.4	93.9	90.7	96.2	116.8	121.5

หมายเหตุ : หัวข้อที่ 2 ถึง 13 แสดงเปอร์เซ็นต์พลังงานเทียบกับปริมาณความร้อนจากถ่านไม้ในแต่ละกรณี

การประเมินสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย

EVALUATION OF STATUS OF PADDY DRYERS IN THAILAND

ขุนพล สังข์อริยกุล¹ อติศักดิ์ พงษ์กุลผลศักดิ์² สมบูรณ์ เวชกามา¹ และ สมชาติ โสภณธนฤทัย³

¹ สถาบันเทคโนโลยีราชมงคล ทุมธานี

^{2,3} มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ ประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบต่างๆ ของโรงสีในประเทศไทย โดยทำการสำรวจและสังเกตแบบสอบถามกับผู้ประกอบการโรงสีข้าวที่มีกำลังการผลิตมากกว่า 100 tons/day ใช้วิธีแยกเก็บตัวอย่าง โรงสีออกเป็นภาค และแบ่งสัดส่วนการเก็บตัวอย่างโรงสีตามจำนวนโรงสีในภาคนั้น ๆ รวมทั้งสิ้น 50 โรง ใน 36 จังหวัด พบว่า ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือเก็บตัวอย่างโรงสี 19 โรง มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 52.7% และ มีความต้องการใช้เครื่องอบแห้งใน อนาคต 36.8% ซึ่งส่วนมากเป็นโรงสีขนาดใหญ่ ในภาคกลางเก็บตัวอย่างโรงสี 22 โรง มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 81.9% มีโรงสี ต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 59.1% เนื่องจากต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศและเพิ่มกำลังการผลิต ในภาคเหนือเก็บตัว อย่างโรงสี 9 โรง มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 55.5% และมีความต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 44.5% ส่วนใหญ่อยู่ในภาคเหนือ ตอนล่าง เนื่องจากมีความต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศเช่นเดียวกับโรงสีในภาคกลาง

จากการวิเคราะห์ผลการสำรวจการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยรวมพบว่า เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีจำนวน มากที่สุด (65.4%) รองลงมาคือ แบบ Recirculating Batch (20.6%) และเครื่องอบแห้งแบบ LSU มีกำลังการผลิตรวมมากที่สุด (79.3%) รองลงมาคือ แบบฟลูอิดไคซ์เบด (6.8%) ส่วนเครื่องอบแห้งที่ผู้ประกอบการโรงสีพอใจ ในสมรรถนะโดยรวม จากมากไปน้อยคือ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด, LSU, Cross Flow และ Recirculating Batch ตามลำดับ

ABSTRACT: The objectives of this study are to evaluate the status of paddy dryers in Thailand, the survey was confined to the rice mills with capacity over 100 tons/day. By stratified random sampling classified by each region, 50 rice mills in 36 provinces were surveyed by using questionnaire and direct interview. From 19 rice mills in the northeastern, it was found that 52.7% of surveyed rice mills use dryers. However, dryer is not popular in the northeastern region. Only 36.8%, most of which have high capacity, need dryers. From 22 rice mills in the central region, almost all of rice mills (81.9% of surveyed rice mills in the central region) commonly use dryers and 59.1% of them intend to purchase more dryers to extend their drying capacity or to purchase new dryers to avoid uncertainty of weather. From 9 rice mills in the northern region, 55.5% of surveyed rice mills use dryers and 44.5% intend to purchase more or new dryers. Most of them locate in the lower part of northern region.

The analytical results of the survey showed that LSU dryers were mostly used (65.4%) and recirculating batch dryer are the next (20.6%). The maximum total drying capacity was produced by LSU dryers, approximately 79.3% and the fluidized bed dryers have total drying capacity of around 6.8%. The most satisfactory dryer is fluidized bed dryer and the next are LSU, Cross flow and Recirculating batch dryers, respectively.

Keywords: Dryer, Paddy quality, Rice mill

For further details, contact Khunphol Sungareeyakul Post-Harvest and Processing Engineering, Agricultural Engineering and Technology, Rajamangala Institute of Technology, Rungsit-Nakhonnayok Rd., Klonghog Thanyaburi Pathumthani 12120, Thailand

1. บทนำ

สภาพปัจจุบันปัญหาข้าวเปลือกความชื้นสูงมีมากขึ้น เนื่องจากการนำเครื่องเกี่ยวหวด มาใช้เกี่ยวเกี่ยวข้าว แทนการใช้แรงงาน ซึ่งเครื่องเกี่ยวหวดจำเป็นต้องเกี่ยวเกี่ยวข้าวในขณะที่ข้าวเปลือกมีความชื้นค่อนข้างสูงเพื่อหลีกเลี่ยงการร่วงหล่นในแปลงนา ประกอบกับการเกี่ยวเกี่ยวข้าวนาปรังที่อยู่ในช่วงฤดูฝนทำให้ข้าวต้องประสบปัญหาความชื้นสูงไม่สามารถเก็บรักษาได้ โดยปัญหานี้ได้สร้างความเสียหายต่อผลผลิตข้าวมวลรวมต่อปีซึ่งมีมูลค่าสูงมาก ซึ่งทางโรงสีข้าวจะแก้ปัญหานี้โดยการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยวิธีการตากลานหรือใช้เครื่องอบแห้ง แต่การตากลานจะไม่สามารถใช้ได้เมื่อเวลาฝนตกทำให้การใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกจะมีความจำเป็นมากขึ้น ดังนั้นจึงมีโรงสีบางส่วนได้นำเครื่องอบแห้งมาใช้เพื่อแก้ปัญหา แต่ปัญหาการสูญเสียผลผลิตข้าวมวลรวมต่อปียังมีอยู่ เนื่องจากการไม่เข้าใจในหลักการลดความชื้นของข้าวเปลือกอย่างถูกต้องและขาดความรู้ความชำนาญในการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือก ดังนั้นจึงควรศึกษาสถานภาพของระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่เป็นอยู่ในสภาวะปัจจุบัน เพื่อเป็นข้อมูลเบื้องต้นในการแก้ปัญหาดังกล่าวของโรงสีข้าวในอนาคต

2. การตรวจสอบเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การศึกษาทางด้านสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสี ในปัจจุบันมีงานวิจัยที่เกี่ยวข้องดังนี้

จรัญ ลิขิตรัตนพร และ อรรถพล นุ่มหอม [1] สำรวจและศึกษาสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งในประเทศ ไทย ปี พ.ศ. 2535 ใน 17 จังหวัดในเขตภาคกลางจำนวน 736 โรงสี และตลาดกลางในแหล่งผลิต 9 แห่งพบว่า มีการใช้เครื่องอบแห้งประมาณ 15% จำนวน 117 เครื่อง กำลังการผลิตรวม 7045 tons/day ซึ่งเครื่องอบแห้งที่มีใช้ในประเทศไทยมีทั้งที่นำเข้าจากต่างประเทศ ผลิตในประเทศ และผู้ประกอบการโรงสีข้าวและตลาดกลางจัดสร้างขึ้นเอง โดยมีขนาดของเครื่องอบแห้ง กำลังการผลิต ชนิดเชื้อเพลิง และหลักการอบแห้งที่แตกต่างกันไป ส่วนปัจจัยที่ใช้ในการตัดสินใจเลือกซื้อเครื่องอบแห้งได้แก่ ความต้องการในการผลิตข้าวของโรงสี ขนาด กำลังการผลิตและชนิดเชื้อเพลิงที่ใช้ในเครื่องอบแห้ง อุปกรณ์ที่ส่งต่อผลการตัดสินใจใช้เครื่องอบแห้งได้แก่ ขนาดของเครื่องอบแห้ง ราคาเครื่องอบแห้ง อุปกรณ์เสริม ค่าดำเนินงานที่สูง ความเชื่อที่ว่าเครื่องอบแห้งเป็นสาเหตุที่ทำให้คุณภาพของข้าว ค่อยลงไป และไม่มีแหล่งวิชาการที่น่าเชื่อถือสำหรับผู้ประกอบการ

สมยศ เชื้ออักษร และคณะ [2] ศึกษาปัญหาในการผลิตและการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือก สำหรับโรงสีข้าวในเขตภาคกลาง การวิจัยจะใช้วิธีการสัมภาษณ์กลุ่มของผู้ผลิตและกลุ่มผู้ประกอบการโรงสีใน 11 จังหวัด เขตภาคกลางพบว่า สถานะการผลิตเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกมีแนวโน้มการพัฒนาและการแข่งขันค่อนข้างดี สถานะการใช้งานในกลุ่มโรงสีข้าวโดยภาพรวมมีแนวโน้มในทางที่ดีเช่นเดียวกัน แม้จะมีความแตกต่างอยู่บ้างในด้านคุณภาพการใช้งานของเครื่องอบแห้ง

จากผลงานวิจัยที่ผ่านมาสามารถสรุปได้ว่า การประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่ผ่านมาทั้งหมดได้สำรวจข้อมูลเฉพาะโรงสีในเขตภาคกลางเท่านั้น ซึ่งสามารถใช้เป็นแนวทางในการประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งภายในประเทศไทยได้แต่ยังไม่สมบูรณ์ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นการประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในแต่ละภาคของประเทศไทย

3. ประเภทของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่มีใช้ในประเทศไทย สามารถแบ่งเครื่องอบแห้งได้เป็นหลายแบบดังนี้

3.1 เครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง (Cross flow dryer)

ในเครื่องอบแห้งแบบไหลตามขวาง อากาศที่ใช้ออบแห้งจะไหลตัดผ่านทิศทางการไหลของข้าวเปลือกโดยข้าวเปลือกจะไหลจากด้านบนลงด้านล่างผ่านช่องแคบ และออกทางด้านล่างของเครื่องอบแห้งด้วยตัวควบคุมการไหล

3.2 เครื่องอบแห้งแบบไหลคลุกเคล้า (LSU)

ลักษณะโครงสร้างของเครื่องอบแห้งเป็นดังอรูปทรงสี่เหลี่ยมมีท่อลมเข้าและออกรูปสามเหลี่ยมขวางการไหลของเมล็ด ทำให้ข้าวเปลือกไหลเป็นแบบซิกแซก โดยแต่ละแถวของท่อลมถูกวางในแนวนอน ท่อลมเข้าเปิดออกทางด้านหน้าและปิดทางด้านหลัง ส่วนท่อลมออกเป็นไปในลักษณะปิดด้านหน้าและเปิดให้ลมออกทางด้านหลัง การวางตำแหน่งท่อลมในแต่ละแถวก็จะวางตำแหน่งสลับกันไป ซึ่งทำให้ข้าวเปลือกมีการคลุกเคล้ากันขณะอบแห้งทำให้ข้าวเปลือกแห้งได้สม่ำเสมอ

3.3 เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด (Fluidized Bed Dryer)

ในเครื่องอบแห้งแบบนี้ จะมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสูง ข้าวเปลือกจะถูกเป่าด้วยอากาศร้อนความเร็วสูงจนเอาชนะแรงโน้มถ่วงของข้าวเปลือก ทำให้ข้าวเปลือกลอยอยู่ในอากาศได้และมีลักษณะเหมือนของไหล จากศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์ชันพบว่า อัตราส่วนความชื้นของข้าวเปลือกในเบดเปลี่ยนแปลงตามเวลา โดยขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศก่อนไหลเข้าเบด และอัตราการไหลเฉพาะของอากาศ จากผลการทดลองสรุปว่า อุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าเบดไม่ควรสูงกว่า 150°C และควรจำกัดไม่ให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่า 18 % w.b.

3.4 เครื่องอบแห้งแบบถ่วงหมุนเวียน (Recirculating Batch Dryer)

เครื่องอบแห้งชนิดนี้มีส่วนประกอบที่สำคัญ 5 ส่วน คือ ส่วนอบแห้งซึ่งมีลักษณะเป็นช่อง ถังพัก อุปกรณ์ลำเลียง เตากำเนิดความร้อนและพัดลม การทำงานเริ่มจากการลำเลียงข้าวเปลือกความชื้นสูงด้วยกะพ้อลำเลียง ไปยังด้านบนของเครื่องผ่านจานกระจายข้าว พอข้าวเต็มถังแล้วจึงเปิดเครื่องและตั้งอุณหภูมิของอากาศร้อนหรือตั้งค่าความชื้นที่ต้องการ จากนั้นข้าวเปลือกเริ่มเคลื่อนเข้าส่วนอบแห้ง (ช่องข้าว) พัดลมจะดูดอากาศจากภายนอกผ่านเตากำเนิดความร้อนไหลผ่านเข้าไปในช่องข้าว เพื่ออบแห้งข้าวเปลือกขึ้น ข้าวเปลือกจะเคลื่อนที่ออกด้วยอุปกรณ์ลำเลียงแบบเพลารูตารี

4. วิธีการดำเนินงานวิจัย

1. กำหนดวัตถุประสงค์ของการสำรวจ ได้แก่ สถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งในโรงสีโดยทั่วไป, ปัญหาในการใช้เครื่องอบแห้ง, ความต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต ฯ

2. สร้างแบบสอบถาม (Questionnaire) โดยตั้งคำถามตามวัตถุประสงค์ที่ต้องการสำรวจ แล้วนำแบบสอบถามที่สร้างเสร็จเสนอให้ผู้เชี่ยวชาญ (ผู้ประกอบการ โรงสีข้าว) ตรวจสอบ เพื่อให้แบบสอบถามมีความเที่ยงตรงและมีภาษาที่เหมาะสม

3. กำหนดประชากร (โรงสี) ที่อยู่ในข่ายการสำรวจ โดยขอบเขตคือ โรงสีที่มีกำลังการผลิตมากกว่า 100 ตันต่อวันเท่านั้น ซึ่งมีจำนวนทั้งหมด 298 โรงสี (ข้อมูลจาก ศูนย์สารสนเทศ กรมโรงงานอุตสาหกรรม)

4. วางแผนการสุ่มตัวอย่างโรงสีเพื่อนำมาเป็นตัวแทนโรงสีทั้งหมด โดยในงานวิจัยนี้ ในขั้นแรกใช้แผนการสุ่มตัวอย่างแบบแบ่งชั้นภูมิ เพื่อแบ่งการสำรวจออกเป็นแต่ละภาคของประเทศ และหลังจากนั้นใช้แผนการสุ่มตัวอย่างแบบระบบสำหรับเลือกตัวอย่างโรงสีที่อยู่ในแต่ละภาค เพื่อให้ได้ตัวอย่างกระจายเท่ากันในทุกภาคของประเทศ

5. แบ่งจำนวนตัวอย่างโรงสีในแต่ละภาค ซึ่งแบ่งตามสัดส่วนจำนวนโรงสีที่ตั้งอยู่ในแต่ละภาค โดยในภาคเหนือมีโรงสี 51 โรง สุ่มตัวอย่าง 9 โรง ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีโรงสี 113 โรง สุ่มตัวอย่าง 19 โรง และในภาคกลางมีโรงสี 134 โรง สุ่มตัวอย่าง 22 โรง รวมตัวอย่างทั้งหมด 50 โรงสี

6. สุ่มโรงสีที่จะเป็นตัวอย่างในแต่ละภาค โดยสุ่มตัวอย่างแบบระบบ ซึ่งมีวิธีการคือ นำรายชื่อโรงสีในแต่ละภาคมาเรียงตามลำดับตัวอักษรจากนั้นกำหนดหมายเลขให้แต่ละโรงสีตามที่จัดเรียงลำดับไว้ จากนั้นเลือกโรงสีที่มีหมายเลข ซึ่งสามารถหารด้วย 6 ได้ลงตัวมาเป็นตัวอย่าง

7. เก็บรวบรวมข้อมูล โดยส่งแบบสอบถามพร้อมหนังสือขอความร่วมมือไปทางไปรษณีย์ ถ้าไม่ได้รับแบบสอบถามคืน หรือ ไม่สามารถเก็บข้อมูลได้ ผู้วิจัยจะเดินทางไปเก็บข้อมูลด้วยตนเอง

8. วิธีการวิเคราะห์ข้อมูลโดย นำข้อมูลบันทึกลงในคอมพิวเตอร์เพื่อวิเคราะห์ผล

5. ผลการสำรวจ และวิจารณ์

การวิเคราะห์แยกออกเป็น 5 ประเด็น โดยในข้อ 1, 2, 4, 5 จะนำมาวิเคราะห์แจกแจงความถี่และ และหาค่าร้อยละ ของแต่ละข้อ และแปลผลด้วยการบรรยาย ส่วนประเด็นที่ 3 จะนำมาวิเคราะห์โดยหาค่าเฉลี่ยเลขคณิต และค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน

5.1 ประเมินสถานภาพวิธีการลดความชื้นข้าวเปลือกในโรงสีข้าว

ในภาคเหนือ โรงสีมีวิธีการลดความชื้นแบบต่างๆ ดังตารางที่ 1 และ 2 เมื่อพิจารณาจากการสอบถามพบว่า โรงสีข้าวในภาคเหนือตอนล่างมีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้ง เนื่องจากชาวนาปลูกข้าวนาปรังมากทำให้มีปริมาณข้าวเปลือกชื้นมาก โรงสีต้องใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกช่วยในการลดความชื้น และปริมาณข้าวเปลือกชื้นที่มากนี้ จะส่งผลให้เกิดความคุ้มทุนในการลงทุนซื้อเครื่องอบแห้ง ส่วนในภาคเหนือตอนบนชาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อยมาก ทำให้ไม่มีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้ง

ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือ โรงสีที่รับซื้อเฉพาะข้าวเปลือกที่แห้งแล้ว (ไม่ได้ลดความชื้น) มีจำนวน 4 โรง และโรงสีที่รับซื้อข้าวเปลือกชื้นมีจำนวนทั้งหมด 15 โรง โดยใช้วิธีการลดความชื้นข้าวเปลือกต่างกันดังตารางที่ 1 จากการวิเคราะห์พบว่า ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือโรงสีขนาดเล็กมีความ จำเป็นที่ต้องใช้เครื่องอบแห้งไม่มากนัก เนื่องจากในภาคนี้มีสภาพอากาศเอื้ออำนวยต่อตากลาน ชาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อย ใช้มือเกี่ยวข้าวและตากข้าวก่อนขายข้าวให้แก่โรงสี ส่งผลให้ข้าวที่เข้าโรงสีส่วนมากมีความชื้นต่ำ ดังนั้นจึงมีโรงสีส่วนมากใช้วิธีการตากลานหรือใช้ตากลานร่วมกับเครื่องอบแห้งลดความชื้นข้าวเปลือก แต่เมื่อสังเกตจากตารางที่ 2 แล้ว จะเห็นได้ว่าปริมาณ

ข้าวเปลือกที่ถูกอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งเท่านั้นจะมีมาก ซึ่งแสดงว่าโรงสีเหล่านี้เป็นโรงสีขนาดใหญ่ (มากกว่า 200 tons/day) เพื่อความรวดเร็วในการลดความชื้นและรักษาระดับคุณภาพข้าวให้ได้มาตรฐาน

ในภาคกลาง โรงสีข้าวส่วนมากจะมีเครื่องอบแห้ง เนื่องจากมีปริมาณข้าวนาปรังสูงมากและชาวนาใช้เครื่องเกี่ยววัดเก็บเกี่ยวข้าวทำให้โรงสีข้าวในภาคกลาง ส่วนมากความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งเพื่อให้สามารถดำเนินธุรกิจได้

ตารางที่ 1 สรุปการเลือกใช้วิธีลดความชื้นข้าวเปลือกของโรงสีข้าวในแต่ละภาคของประเทศไทย

วิธีการลดความชื้น	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%
ตากลาน	3	33.4	5	26.3	3	13.6
ใช้เครื่องอบแห้ง	2	22.2	5	26.3	10	45.5
ตากลาน หรือใช้เครื่องอบแห้ง	1	11.1	1	5.4	2	9.1
ตากลานและใช้เครื่องอบแห้งร่วมกัน	-	-	4	21.0	5	22.8
ตากลานและ/หรือใช้เครื่องอบแห้งร่วมกัน	2	22.2	-	-	1	4.5
ไม่ได้ลดความชื้นข้าวเปลือก	1	11.1	4	21.0	1	4.5
รวม	9	100	19	100	22	100

ตารางที่ 2 สรุปการเลือกใช้วิธีลดความชื้นข้าวเปลือกของโรงสีข้าวตามกำลังการผลิตในแต่ละภาคของประเทศไทย

วิธีการลดความชื้น	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	tons/year	%	tons/year	%	tons/year	%
ตากลาน	810	0.3	270	0.1	5,880	0.2
ตากลาน หรือใช้เครื่องอบแห้ง	32,960	10.5	58,800	23.7	248,800	10.5
ตากลานและใช้เครื่องอบแห้งร่วมกัน	7,200	2.3	11,600	4.7	4,320	0.2
ใช้เครื่องอบแห้ง	207,600	66.0	123,300	49.8	2,006,160	84.3
ไม่ได้ลดความชื้นข้าวเปลือก	66,030	21.0	53,830	21.7	114,120	4.8
รวม	314,600	100	247,800	100	2,379,280	100

5.2 การประมาณปริมาณเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ และปริมาณข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

ปริมาณการใช้เครื่องอบแห้งชนิดต่างๆ มีดังตารางที่ 3 เมื่อวิเคราะห์ถึงสาเหตุที่เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีใช้กันมากในโรงสีข้าว เนื่องจากได้ถูกนำมาใช้อบแห้งข้าวโพดมานานแล้ว ซึ่งเจ้าของกิจการ โรงสีได้นำมาดัดแปลงเพื่อประยุกต์ใช้กับข้าวเปลือกจนประสบผลสำเร็จในระดับหนึ่งทำให้เครื่องอบแห้งชนิดนี้เป็นที่นิยมและได้มีการผลิตขายจากหลายๆ บริษัทในเวลาต่อมา สำหรับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด เป็นเครื่องอบแห้งที่ได้เริ่มมีการพัฒนาและสร้างออกจำหน่ายในปี พ.ศ. 2540 ซึ่งเป็นสาเหตุให้โรงสีที่ใช้เครื่องอบแห้งชนิดนี้ไม่มากเท่าที่ควร เมื่อพิจารณาปริมาณข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งตามตารางที่ 4 พบว่า เครื่องอบแห้งที่ถูกใช้อบแห้งข้าวเปลือกมากที่สุดคือ เครื่องอบแห้งแบบ LSU รองลงมาคือเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด

ตารางที่ 3 ปริมาณการใช้เครื่องอบแห้งแต่ละชนิด ในโรงสีแต่ละภาคของประเทศไทย

พื้นที่สำรวจ	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดไชเบค		แบบ Rotary	
	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%
ภาคเหนือ	1	0.7	10	6.7	6	4	2	1.3	-	-
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	-	-	13	8.7	3	2	-	-	-	-
ภาคกลาง	9	6	75	50	22	14.6	7	4.7	2	1.3
รวม	10	6.7	98	65.4	31	20.6	9	6	2	1.3

หมายเหตุ : หมายถึงเปอร์เซ็นต์การใช้เครื่องอบแห้งแต่ละชนิดเทียบกับจำนวนเครื่องอบแห้งทั้งหมดจากกลุ่มตัวอย่างโรงสีที่สำรวจ โดยมีจำนวนเครื่องอบแห้งทั้งหมด 150 เครื่อง

ตารางที่ 4 ปริมาณการใช้เครื่องอบแห้งแต่ละชนิดตามกำลังการผลิตในโรงสีแต่ละภาคของประเทศไทย

พื้นที่สำรวจ	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดไชเบค		แบบ Rotary	
	tons/year	%	tons/year	%	tons/year	%	tons/year	%	tons/year	%
ภาคเหนือ	24,000	0.9	80,160	3.0	103,600	3.8	40,000	1.5	-	-
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	-	-	128,660	4.8	-	-	-	-	-	-
ภาคกลาง	121,600	4.5	1,931,360	71.5	79,360	2.9	144,000	5.3	48,000	1.8
รวม	145,600	5.4	2,140,180	79.3	182,960	6.7	184,000	6.8	48,000	1.8

หมายเหตุ : หมายถึงเปอร์เซ็นต์การอบแห้งข้าวเปลือกของเครื่องอบแห้งแต่ละชนิดเทียบกับปริมาณการอบแห้งทั้งหมดจากกลุ่มตัวอย่างโรงสีที่สำรวจ โดยทั้งหมด 2,700,740 tons/year

5.3 การวิเคราะห์ความพอใจในการทำงานเครื่องอบแห้งแต่ละชนิด

ความพอใจในการทำงานของเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ สามารถแสดงดังตารางที่ 5 เมื่อทำการวิเคราะห์พบว่า ผู้ใช้เครื่องอบแห้งแบบไหลขวางมีความพอใจในการทำงานของเครื่องเฉลี่ย 3.4 คะแนน หรืออยู่ในเกณฑ์พอใช้ถึงดี โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 1.6 และผู้ใช้เครื่องอบแห้งแบบ Recirculating Batch มีความพอใจในการทำงานเฉลี่ย 3 คะแนน หรืออยู่ในเกณฑ์พอใช้ โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.54 ส่วนเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชเบค ผู้ใช้มีความพอใจในการทำงานของเครื่องอบแห้งชนิดนี้มีค่าเฉลี่ย 3.9 คะแนน หรืออยู่ในเกณฑ์ ดี โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.54 สำหรับผู้ใช้เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีความพอใจในการทำงานเครื่อง มีค่าเฉลี่ย 3.4 คะแนนหรืออยู่ในเกณฑ์พอใช้ถึงดี โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.5 สาเหตุที่ ผู้ใช้มีความพอใจในเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชเบคสูงคือเครื่องอบแห้งชนิดนี้สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็ว

ตารางที่ 5 สรุปข้อมูลความพึงพอใจในการทำงานเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

ความพึงพอใจ	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดไคเบค		แบบ Rotary	
	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%
ควรปรับปรุง	2	20	4	4.1	5	16.1	-	-	-	-
พอใช้	1	10	49	50.0	19	61.4	3	33.3	-	-
ดี	6	60	43	43.9	5	16.1	4	44.4	2	100
ดีมาก	1	10	2	2.0	2	6.4	2	22.3	-	-

หมายเหตุ	ควรปรับปรุงเครื่องอบแห้งที่ใช้อยู่ มีคะแนน	1
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้ไม่พอใจ มีคะแนน	2
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้พอใช้ มีคะแนน	3
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้ดี มีคะแนน	4
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้ดีมาก มีคะแนน	5

5.4 ปัญหาที่พบในการอบแห้งข้าวเปลือก

กระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีแต่ละโรงมีปัญหาแตกต่างกันมาก แต่ปัญหาที่ส่วนใหญ่คือ การอบแห้งข้าวเปลือกความชื้นสูงต้องใช้เวลานาน, การใช้น้ำมันเป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้ง, ข้าวที่เข้าโรงสีมีความชื้นแตกต่างกันมาก, ข้าวเปลือกได้รับความร้อนไม่สม่ำเสมอ ดังตารางที่ 6

ตารางที่ 6 สรุปผลการสำรวจปัญหาหลักที่พบในการอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสี

ปัญหาหลักที่พบ	จำนวนโรงสีที่พบปัญหา	%
สิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้ามาก	1	2.1
ข้าวที่รับซื้อ มีสิ่งเจือปนมาก	1	2.1
ข้าวที่เข้าโรงสีมีความชื้นแตกต่างกันมาก	2	4.4
เชื้อเพลิงที่ใช้สำหรับอบแห้งมีราคาสูง (น้ำมันดีเซล)	5	10.6
พนักงานไม่มีความรับผิดชอบ	1	2.1
ข้าวได้รับความร้อนไม่สม่ำเสมอ	2	4.3
ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงใช้เวลาอบแห้งนาน	4	8.5
ข้าวเปลือกหลังการอบแห้งจะหักมาก	1	2.1
ข้าวเปลือกหลังการอบแห้งมีสีเหลืองมากขึ้น	1	2.1
ข้าวเปลือกหลังการอบแห้งมีความชื้นต่างกันมาก	1	2.1
ระบบอบแห้งมีฝุ่นละอองมาก	1	2.1
ข้าวเปลือกที่ความชื้นสูงจะเกาะกันเป็นก้อน	1	2.1
เตาเผาแกลบเผาไหม้ไม่สมบูรณ์	3	6.4
ไม่ตอบคำถามในส่วนนี้	23	49.0

5.5 ความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต

ความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคตสามารถแบ่งการวิเคราะห์ออกเป็น 3 ภาคตามพื้นที่ต่าง ๆ ดังนี้

ภาคเหนือ โรงสีที่ต้องการเครื่องอบแห้งส่วนใหญ่เป็นโรงสีในเขตภาคเหนือตอนล่าง เนื่องจากพื้นที่ในบริเวณนี้มีการปลูกข้าวนาปรังจำนวนมาก ทำให้มีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งเพื่อลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศและผนวกกับปัจจุบันชาวนาได้นำรถเกี่ยวมาใช้ในการเกี่ยวเกี่ยวเพิ่มขึ้น ส่วนโรงสีที่ไม่ต้องการเครื่องอบแห้งจะอยู่ในภาคเหนือตอนบน ซึ่งเป็นพื้นที่ที่มีการปลูกข้าวนาปรังน้อยทำให้โรงสีไม่มีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งมากนัก

ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ โรงสีที่มีความต้องการใช้เครื่องอบแห้งเป็นโรงสีที่ต้องการขยายกิจการเพื่อรับซื้อข้าวเปลือกขึ้นในคันฤดู หรือต้องการเพิ่มกำลังการผลิต ส่วนโรงสีที่ไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้งให้ความเห็นว่าในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีการปลูกข้าวนาปรังน้อยมาก และชาวนาส่วนใหญ่ใช้มือเกี่ยวข้าวและได้ตากข้าวเอง ทำให้การใช้เครื่องอบแห้งในพื้นที่ไม่มีความจำเป็นมากนัก ส่งผลให้เจ้าของกิจการ โรงสีข้าวไม่ต้องการลงทุนใช้เครื่องอบแห้งเนื่องจากมีราคาสูง

ในภาคกลาง ชาวนาในเขตภาคกลางมีการปลูกข้าวนาปรังสูงมากและชาวนาใช้รถเกี่ยวเกี่ยวเกี่ยวข้าว ดังนั้นโรงสีจะมีข้าวเปลือกขึ้นเข้าเกือบตลอดทั้งปี ทำให้เจ้าของกิจการส่วนใหญ่ต้องการใช้เครื่องอบแห้งด้วยสาเหตุหลายประการเช่น เพื่อเพิ่มกำลังการผลิต รักษาคุณภาพข้าวให้ได้มาตรฐาน และเพื่อลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศเป็นต้น ส่วนโรงสีที่ไม่มีความต้องการเครื่องอบแห้ง เนื่องจาก มีเครื่องอบแห้งหรือมีลานตากเพียงพอแล้ว ดังแสดงในตารางที่ 7

ตารางที่ 7 สรุปผลการสำรวจความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต

	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%
ต้องการ	4	44.5	7	36.8	13	59.1
ไม่ต้องการ	2	22.2	10	52.6	7	31.8
ไม่ตอบคำถาม	3	33.3	2	10.6	2	9.1

5. สรุป

โรงสีข้าวในภาคเหนือมีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 55% (5 โรง) และมีโรงสีต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 44% (4 โรง) โดยโรงสีที่มีเครื่องอบแห้งจะอยู่ในภาคเหนือตอนล่าง เนื่องจากผู้ประกอบการโรงสีต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศ ชาวนาปลูกข้าวนาปรังมากและเริ่มนำรถเกี่ยวมาใช้มากขึ้น ในภาคเหนือตอนบนมีการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกน้อยมากและโรงสีส่วนใหญ่ไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต เนื่องจาก ชาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อยทำให้ผู้ประกอบการโรงสีไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้ง ส่วนลักษณะการใช้เครื่องอบแห้งพบว่า มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง โรงสีที่ใช้ตากลานและ/หรือเครื่องอบแห้งร่วมกัน มีปริมาณเท่ากันคือ 22.2% (2 โรง) และโรงสีที่ใช้เครื่องอบแห้งหรือตากลานมี 11% (1 โรง)

โรงสีข้าวในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 52.6% (10 โรง) และมีความต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 36.8% (7 โรง) เนื่องจาก ขาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อยมาก และข้าวนาปีจะมีความชื้นสูงในช่วงต้นฤดูเป็นระยะเวลา 1-2 เดือนเท่านั้น ส่วนลักษณะการใช้เครื่องอบแห้งพบว่า โรงสีที่ใช้การตากลานและเครื่องอบแห้งร่วมกันมี 21% (4 โรง) เนื่องจากสภาพอากาศเอื้ออำนวยต่อการตากลานและช่วยประหยัดค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง และมีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 26.3% (5 โรง) เนื่องจากต้องการรับซื้อข้าวต้นฤดูและรักษาระดับคุณภาพข้าว

โรงสีข้าวในภาคกลางมีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 81.8% (18 โรง) และมีโรงสีต้องการใช้เครื่องอบแห้งในอนาคต 59.1% (13 โรง) เนื่องจาก ขาวนาปลูกข้าวนาปรังมากและใช้รถเกี่ยววนวดเก็บเกี่ยวข้าวทำให้ข้าวที่เข้าโรงสีมีความชื้นสูง ส่วนลักษณะการใช้เครื่องอบแห้งพบว่า โรงสีส่วนมากใช้เครื่องอบแห้งอย่างเดียว 45.5% (10 โรง) เนื่องจาก ต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศ ประหยัดเวลา และต้องการรักษาระดับคุณภาพข้าว

ปริมาณเครื่องอบแห้งที่ใช้มากที่สุดคือ เครื่องอบแห้งแบบ LSU (65.4%) รองลงมาคือแบบ Recirculating Batch (20.6%) และกำลังการผลิตรวมของ เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีจำนวนมากที่สุด (79.3%) รองลงมาคือ แบบแบบฟลูอิโดซ์เบด (6.8%) สำหรับเครื่องอบแห้งที่ผู้ประกอบการโรงสีพอใจในสมรรถนะมากที่สุด คือ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิโดซ์เบด, LSU, Recirculating Batch, และ Cross Flow ตามลำดับ

คำขอบคุณ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและ Japan International Research Center for Agricultural Sciences ที่ให้การสนับสนุน และขอขอบคุณผู้ประกอบการโรงสีข้าวที่สละเวลาให้ข้อมูลหรือให้เข้าไปสำรวจ งานงานนี้สำเร็จ ลุล่วงด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

1. อรรถพล นุ่มหอม และ จริญญา ลิขิตรัตนพร, 2535, “สถานภาพของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย, เอกสารประกอบการประชุมทางวิชาการวิศวกรรมเกษตรประจำปี 2537, วันที่ 18 พฤษภาคม 2537, 21 หน้า.
2. สมยศ เชื้ออักษร, ผ่องพรรณ ทรัพย์มงคล, นิตยา เงินประเสริฐศรี และ สันติ ศรีสวนแดง, 2539, “การศึกษาปัญหาในการผลิตและการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกสำหรับโรงสีข้าวในเขตภาคกลาง”, เอกสารประกอบการประชุมทางวิชาการวิศวกรรมเกษตรประจำปี 2539, วันที่ 12 พฤศจิกายน 2539, 14 หน้า.
3. สถิติการเกษตรของประเทศไทยปีเพาะปลูก, 2541, พิมพ์ครั้งที่ 1, ศูนย์สถิติการเกษตรกระทรวงเกษตรและสหกรณ์, หน้า 12-23.
4. อติศักดิ์ พงษ์กุลผลศักดิ์, 2544, เอกสารประกอบการสอนวิชาเทคนิคการสูบลำตัวอย่าง, หน้า 1-1 ถึง 4-45.

ผลกระทบของอุณหภูมิของการอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรซ์เบดที่มีต่อ

ค่าความขาวและผลของข้าวเต็มเมล็ด

EFFECT OF TEMPERATURE OF PADDY FLUIDIZED BED DRYING ON WHITENESS BEHAVIOUR AND HEAD RICE YIELD OF RICE

Supawan Tirawanichakul¹, Somkiat Prachayawarakorn², Watunyu¹ Chaiwatpongskorn,

Warunee Warunyanong³ and Somchart Soponronnarit¹

¹School of Energy and Materials, ²Faculty of Engineering,

King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Bangkok

³Institute of Food Research and Product Development,

Kasetsart University (KU), Bangkhen, Bangkok

บทคัดย่อ: วัตถุประสงค์หลักของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาผลกระทบของอุณหภูมิอบแห้ง ในช่วงอุณหภูมิ 40-150°C เซลเซียส ของการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดที่มีต่อคุณภาพทางกายภาพของข้าวในหอมของข้าวเต็มเมล็ด และค่าความขาวของข้าวข้าวเปลือกตัวอย่างที่ใช้ในการทดลองเป็นข้าวสายพันธุ์สุพรรณบุรี 1 ซึ่งจัดเป็นกลุ่มข้าวเมล็ดขาว โดยมีปริมาณแอมิโลสประมาณ 27 เปอร์เซ็นต์ และนิยมใช้ทำเป็นแป้งข้าวเจ้า การทดลองอบแห้งฟลูอิดไรซ์เบดแบบเป็นวงจะทดลองที่อัตราการไหลของอากาศผ่านเบดเท่ากับ 2.5 เมตร/วินาที ที่ความหนาของชั้นข้าวเปลือกในเบด 9.5 เซนติเมตร (2 กิโลกรัม) อากาศร้อนจะถูกเป่าผ่านชั้นเบดของข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นทดลองอยู่ในช่วง 25.6-33 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จากนั้นนำไปผ่านกระบวนการเก็บในที่อับอากาศ และเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนกระทั่งความชื้น สุดท้ายลดลงเหลือประมาณ 16.3 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง

ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่า ค่าความขาวและร้อยละข้าวเต็มเมล็ด ที่ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกเท่ากับ 33% มาตรฐานแห้ง มีความแตกต่างจากกลุ่มข้าวตัวอย่างที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำกว่า 80 องศาเซลเซียสเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิงที่ตากแห้งด้วยสภาวะอากาศแวดล้อมอย่างมีนัยสำคัญ การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงกว่า 100 องศาเซลเซียส ให้ค่าข้าวเต็มเมล็ดสัมพัทธ์และความเหลืองเพิ่มขึ้นบริเวณผิวของข้าวสารเล็กน้อย

ABSTRACT: The main objective of this work is to study the effect of drying temperatures, in a wide range of temperature between 40 and 150°C, the fluidized bed drying, on physical qualities of rice in terms of head rice yield and whiteness. A variety of long grain paddy samples used in the experiments is Suphanburi 1. This variety contains amylose content of 27% and is commonly used for making rice flour. The batch drying experiments were set-up at an airflow rate of 2.5 m/s and a bed depth of 9.5 cm. The drying air was forced continuously through the paddy bulk at an initial moisture contents of 25.6-33% dry basis (d.b.). After drying, the paddy was tempered and followed by ventilation with ambient air until its final moisture content was reduced to 16.3% dry basis.

The results has shown that whiteness and head rice yield for paddy containing the higher moisture content of 33% dry basis when subject to be dried at temperatures below 80°C insignificantly changes from that of the reference sample, which was dried by the ambient air. Drying at temperature above 100°C provides the relatively higher head rice yield and the slightly more yellow around the surface of white rice.

KEYWORDS: Paddy Fluidized Bed Drying, Grain , Physical Rice Quality

For further details, contact Mrs. Supawan Tirawanichakul, Energy Tech. Devision, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Soi Suksawat 48, Bangkok 10140, TH.

1. INTRODUCTION

The management of the highly moist paddy under the tropical climate is an extremely serious problem because the high humid air condition can encourage the excessive mould growth and the grain can rapidly releases the energy from their respiration, thus causing the occurrence of yellowness in the kernel. To manage the high quantities of moist paddy (moisture content is higher than 20% wet basis), a well-known fluidization drying technique is used. This dryer type has the advantages of high drying capacity and uniform grain moisture distribution.

Driscoll and Adamczak [1] reported that very high moisture of paddy must be reduced to 22% dry basis within 24 hours to prevent substantial losses. They stated that the fluidized bed dryer gave better economy, gentle grain handling and shorter drying time than the LSU dryer (developed by the Louisiana State University in the mid-1950s).

Sutherland and Ghaly [2] studied the fluidized bed drying of paddy using temperatures of 40-90°C to reduce moisture content from the initial moisture contents of 28.2%-35% dry basis to final moisture content of 20.5%-23.5% dry basis, respectively. They found that a head rice yield between 58-61% was obtained for reducing the initial moisture content of 28.2% dry basis to 20.5% dry basis. For reducing the high initial moisture content of 35% dry basis to the final moisture content of 23.5% dry basis at temperatures of 60-90°C, the head rice yield was in a range of 55-58%. There was the insignificant relationship between head rice yield and drying temperature.

Satayaprasert and Vanishserwatana [3] studied fluidized bed drying of corn at temperatures of 60-90°C using air velocities of 2.7-4.2 m/s and bed depths of 3-12 cm. Their results indicated a logarithmic drying rate, which was virtually implied the moisture transport to be controlled by internal diffusion. Soponronnarit and Prachayawarakorn [4] have significantly contributed to the research and development on fluidized bed drying. They concluded that the drying air temperature and the final moisture content had the greatest effect on paddy quality. They commended that the drying temperature should not over 115°C and final moisture content of paddy was not lower than 24-25% dry basis. Soponronnarit *et al.* [5] designed and constructed the cross flow fluidized bed dryer with a paddy capacity of 200 kg/h and used recycled air for reducing energy consumption. Comparison between their experiment values and simulation values were good agreement.

Quality indexes which is used as an important criterion for evaluating the qualities of rice are the rice yellowing (or whiteness) and head rice. Many researchers have studied on yellowness or whiteness [Quitco [6]; Gras and Bason [7]; Soponronnarit *et al.* [8]; Yap *et al.* [9]]. Gras and Bason [7] reported that the loss of the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellow.

Quitco [6] observed the yellowing of milled rice and concluded that the accumulation of fungal metabolites (*Fusarium sp.* *Aspergillus flavous*) might be expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning might cause the overall change in hue. Some microorganisms, such as: *Curvularia sp.*, *Aspergillus terreus* and *A.ochraceus*. might be expected to produce the blacked rice kernels. Quitco [6]; Gras and Bason [7]; and Yap *et al.* [9] studied on the influence of the water activity, temperature and storage atmosphere on

the yellowing of white rice kernels. Gras *et al.* [10] summarized that the water activity and temperature mainly affected the degree of yellowing rates. So far, the rate was slightly affected by the presence of oxygen (O₂) but not by the carbon dioxide (CO₂). Soponronnarit *et al.* [8] studied on the yellowing of rice kernel. The results were concluded that the yellowing rate was the zero order kinetics and the equation could be used for the range of 35°C to 65°C and water activity of 0.80 to 0.95%. The statistical results were shown that the temperature and water activity significantly influenced the yellowing rate of paddy.

Due to the operation at high drying air temperature for the commercial fluidized bed paddy dryer, the physical qualities of product in terms of head rice yield and whiteness must be maintained and acceptable in market. Thus, the tempering process, which was recommended by many researchers [Steffe *et al.* [11]; Zhang and Litchfield [12] and Soponronnarit *et al.* [13]], was used to temper paddy after fluidized bed drying. Soponronnarit *et al.* [13] suggested to temper the grain between each drying pass because during the tempering period, the moisture profile in the rice kernel is equalized through moisture diffusion and this equalization would decrease the stress caused by moisture gradient within the kernel. Thus, the head rice yield after the next pass of drying could be maintained. Poomsa-ad *et al.* [14] recommended that in drying paddy at high temperature with fluidization technique, it should not be removed the water content lower than 22.5% dry basis in the single stage drying, corresponding to the grain temperature lower than 100°C, with subsequent tempering for 30 minutes. This condition is not only maintained high head rice yield but also prevented the yellowing.

So, the objective of the work is focused on the effect of drying temperature, ranging of 40-150°C, on physical rice qualities in terms of head rice yield and rice whiteness after the whole drying process. The moisture content, rice whiteness and head rice are presented.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1 Materials

Newly harvested paddy (22-25 %dry basis (d.b.)), which was provided by the National Rice Research Center, Thailand, used in all experiments were rewetted, mixed and kept in a cold storage at a temperature range of 3-7°C for a week. A local variety of long grain rough rice, Suphanburi 1, containing intermediate high amylose content of 27%, was used. The desired initial moisture content of rewetted paddy was about 25-33 %dry basis (d.b.). Before starting the experiments, paddy was placed in the ambient air until grain temperature was close to environmental temperature.

FIGURE 1 illustrates a schematic diagram of batch fluidized bed dryer. The dryer comprised of a cylinder shape drying chamber, a 12 kW electric heating unit (4 heating coils) and a backward curve-blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. A mechanical variable speed unit was used for regulating air flow rate. A constant bed air velocity of 2.5 m/s was set up for paddy bed thickness of 9.5 cm.

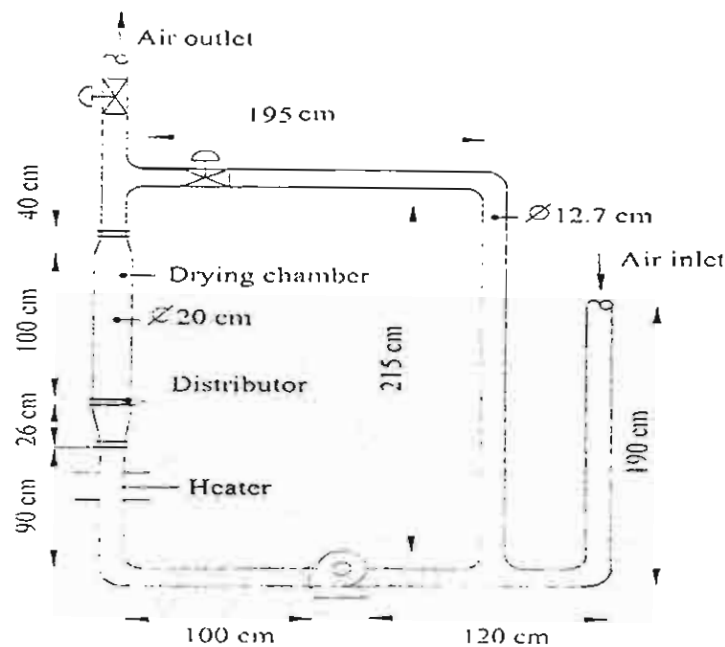


FIGURE 1 Illustrative diagram of batch fluidized bed dryer [Poomsa-ad *et al.*[14]].

2.2 Methods

FIGURE 2 illustrates a schematic diagram of drying system used in this work. The desired final moisture content after fluidized bed drying was about 22.5% dry basis [Poomsa-ad *et al.* [14]]. Tempering process was then used for grain relaxation (The second step was shown in FIGURE 2). In this stage, the fluidized paddy would be put into a glass bottle and kept in an oven at the same temperature as the grain temperature. After the fixed tempering time of 30 minutes [Poomsa-ad *et al.* [14]], the paddy was ventilated suddenly with a constant ambient airflow rate of 1.5 m/s. Finally, the paddy was dried to final moisture content of 16.3% dry basis.

The ambient inlet air temperature (both dry bulb and wet bulb temperatures), hot air temperature, bed temperature, air outlet temperature and grain temperature after drying were measured by K-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The wet paddy with moisture content of 25-33% dry basis were dried at the drying temperatures of 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140 and 150°C with various drying time of 0.43-58 minutes. The moisture content of paddy was determined by a standard air oven method at 103°C for 72 hours.

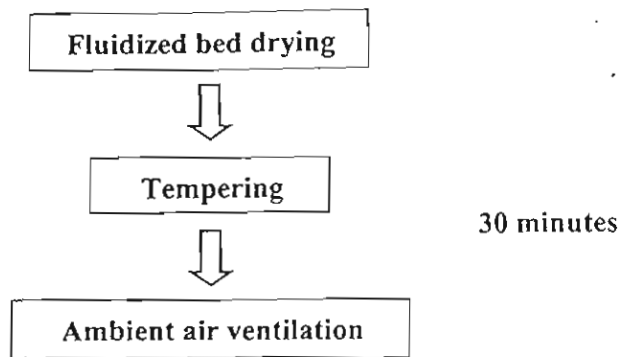


FIGURE 2 Illustrative schematic diagram of fluidized bed drying system

2.3 Physical properties analysis

To reduce the stress inside kernel, the paddy after drying were kept in a complete seal plastic bag at room temperature for 2 weeks before testing physical properties. The properties of the paddy were analyzed in terms of head rice yield and whiteness of rice.

The milling quality testing followed the guidelines of standard method. The head rice yield, which was defined as the ratio of mass of head rice obtained from milling to mass of paddy before milling, was determined. Relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to head rice yield obtained from the controlled sample. The rice whiteness was measured by Satake milling meter.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Moisture content and grain temperature during fluidized bed drying

TABLE 1 was shown the moisture content of paddy after fluidized bed drying in range of 40°C-150°C. These grain temperatures were used for set-up oven temperature when the tempering process was carried on. The results were concluded that the drying time at lower temperature was longer than that at higher drying temperature.

For the tempering temperature, it was shown that at higher drying temperature at 110-150°C, the grain temperature was higher than 80°C. At the drying temperature range of 110-150°C, the average grain temperature was about $82 \pm 2^\circ\text{C}$. This temperature range was close to the gelatinized temperature of rice kernel, thus it's possible to get gelatinization occurrence during drying pass and tempering period..

TABLE 1 Experimental results of moisture content of paddy and grain temperature after fluidized bed drying

Drying air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Drying time (min)	Final moisture content (% dry basis)
40	25.0	23.0	18.0
	28.2	36.0	18.3
	32.5	58.0	18.2
50	25.0	13.0	16.8
	28.2	20.0	18.4
	32.5	30.0	18.4
60	25.0	7.0	18.3
	28.2	11.0	18.2
	32.5	21.0	17.8
70	25.0	5.0	16.7
	28.2	8.2	18.4
	32.5	14.0	17.7
80	25.0	2.3	17.2
	28.2	5.3	18.4
	32.5	9.2	17.7
90	25.0	2.0	18.6
	28.2	3.3	18.4
	32.5	6.1	17.9
100	25.0	1.5	18.0
	28.2	3.0	17.9
	32.5	4.4	17.9
110	25.0	1.3	18.0
	28.2	2.4	17.7
	32.5	3.4	18.1
120	25.0	1.3	17.0
	28.2	2.0	18.6
	32.5	3.1	18.7
130	25.0	1.1	17.0
	28.2	1.4	18.5
	32.5	2.5	17.7
140	25.0	1.0	17.0
	28.2	1.2	18.4
	32.5	2.3	17.9
150	25.0	0.4	17.5
	28.2	1.1	19.2
	32.5	2.0	18.0

3.2 Physical qualities analysis

(a) Head rice yield

FIGURE 3 illustrated the evolution of head rice yield of paddy in all experiments. They were shown that in drying temperature range of 40-150°C, the head rice yield of those experiments were slightly different, especially for low drying temperatures of 40-100°C. These were because the rice kernel was partially gelatinized cause effect on hardness of rice. The rice after drying was tightly packed with polygonal granules and spherical shaped protein bodies and these results were corresponding to previous work (Poomsa-ad *et al.*[14]). These results implied that at the high drying

temperature of 110-150°C and initial moisture content of 32.5% dry basis, a drying temperature effected to the physical quality of rice in terms of head rice yield.

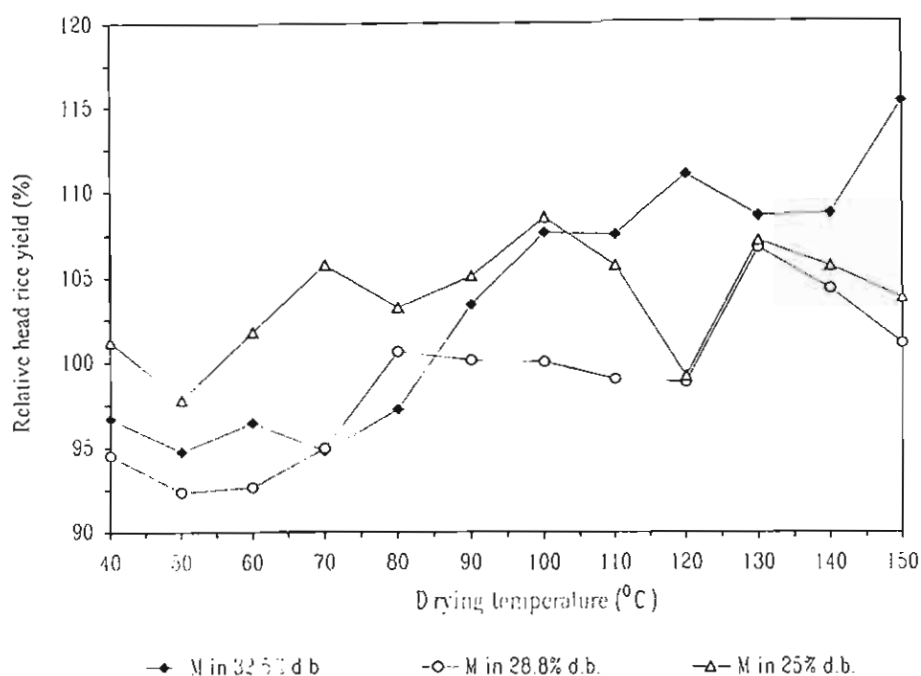


FIGURE 3 Relationship between head rice yield and fluidized bed drying temperature: Initial moisture contents of 25-33% dry basis: final moisture content of 16.3 % dry basis : Average head rice yield of control rice 50%

(b) Whiteness of rice

FIGURE 4 illustrates the evolution of whiteness of rice in each drying temperature. For high initial moisture content of paddy 32.5% dry basis, the whiteness decreased when the drying temperature increased. This is because the high temperature caused the yellowing of rice kernel, implying reduce the whiteness values (non-enzymatic reaction). For the initial moisture contents of 28.8% dry basis, it was found that the drying temperature had significant effect on the whiteness of rice kernel. However, throughout these experiments, the values of rice whiteness are still accepted for the commercial propose. The rice whiteness should not be lower than 45 for good quality in the rice market.

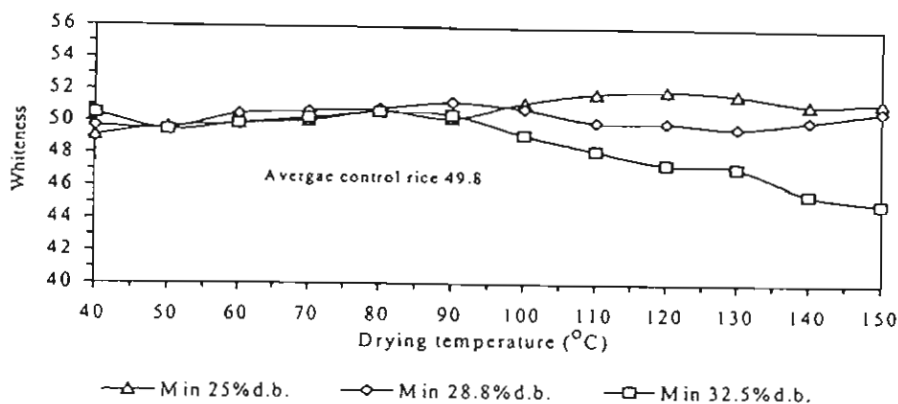


FIGURE 4 Evolution of whiteness of rice after fluidized bed drying process : Initial moisture content of paddy 25-33% d.b. : Final moisture content 16.3% d.b. (after air ventilation)

4. CONCLUSIONS

1. At drying temperatures of 40-150°C for fluidized bed drying, the value of rice whiteness was in acceptable range and relative head rice yield is above 98% compared to the reference sample.
2. At high initial moisture content of 32.5% dry basis, when the drying temperature increased the degree of yellowness increase too. This is because the non-enzymatic reaction in paddy.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF), the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing rice qualities. Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling quality.

REFERENCES

1. R.H. Driscoll and T. Adamczak, Drying Systems for the Humid Tropics. In : Bulk Handling and Storage of Grain in the Humid Tropics, ACIAR Proceedings, 22, p. 58-68, 1988.
2. J.W. Sutherland, and T.F. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics, Proc. of the 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Technology, 4-7 September, Brunei Darussalam, p. 168-177, 1990.
3. C., Satayaprasert and V. Vanishserwatana, Drying Corn in Fluidized Bed, Thailand Engineering Journal, 44(12), p. 76-79, 1992.
4. S. Soponronnarit and S. Prachayawarakorn, Maintaining Quality, Maximizing Throughput and Minimizing Energy Consumption in Fluidized Bed Paddy Drying, Proc. of the 15th ASEAN Seminar on Postharvest Technology, 8-11 September, Singapore, 1992.

5. S. Soponronnarit, S. Prachayawarakorn and O. Sripawatakul, Development of Cross-Flow Fluidized Bed Paddy Dryer, Drying Technology, 17(1&2), p. 335-344, 1996.
6. R.T. Quitco, Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy, Proc.GASGA Seminar, Paddy Deterioration in the Humid Tropics, p. 52-56, GTZ, Eschborn, 1982.
7. P.W. Gras and M.L. Bason, Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality, ACIAR Proceeding, No.25, Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain, p. 83-91, 1989.
8. S. Soponronnarit, N. Srisubati and T. Yoovidhya, Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy, J.Stored Prod. Res., 34(4), p. 323-330, 1998.
9. A.B. Yap, B.O. Juliano and C.M. Perez, Artificial Yellowing of Rice at 60°C, Proceeding Group, The Source of Yellow Grains in Rice, Myc. Centralbl, 3, p. 153-157, 1988.
10. P.W.Grass, H.J. Banks, M.L. Bason and L.P. Arriola, A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Milled Rice, J. of Cereal Science, 9, p. 77-89, 1989.
11. J.F. Steffe, R.P. Singh and A.S. Bakshi, Influence of Tempering Time and Cooling on Rice Milling Yields and Moisture Removal. Trans. Of ASAE, 22, p. 1214-1218, 1224, 1979.
12. Q. Zhang and J.B. Litchfield, An Optimization of Intermittent Corn Drying in a Laboratory Scale Thin Layer Dryer, Drying Technology, 9(11), p. 233-244, 1991.
13. S. Soponronnarit, S. Wetchama, T. Swasdisevi and N. Poomsa-ad, Managing Moist Paddy by Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation, Drying Technology, 17(1&2), p. 335-344, 1999.
14. N. Poomsa-ad, S. Soponronnarit, A. Terdyothin and S. Prachayawarakorn, Head Rice Yield after Drying by Fluidization Technique and Tempering, The 2nd Asia-Oceania Drying Conference, Batu-Feringhai, Penang, Malaysia, 20-22 August, 2001.
15. M.L. Bason, P.W. Gras, H.J. Banks and L.A. Esteves, A Qualitative Study of the Influences of Temperature, Water Activity and Storage Atmosphere on the Yellowing of Paddy Endosperm, J. of Cereal Science, 12, p. 193-201, 1990.

การศึกษาคุณสมบัติทางกายภาพของเมล็ดพืชชนิดต่าง ๆ STUDY OF PHYSICAL PROPERTIES FOR GRAINS

Somkiat Prachayawarakorn¹ Somchart Soponronnarit²
and Keiichi Inoue³

¹ Faculty of Engineering, ² Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140, Thailand
³ Hokkaido National Research Center, Sapporo Japan

บทคัดย่อ: ในการวิเคราะห์การถ่ายเทความร้อนและมวลที่เกิดขึ้นในเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ หรือการออกแบบระบบอบแห้งเมล็ดพืชในเก็บนั้น มีความจำเป็นต้องทราบคุณสมบัติเบื้องต้นของเมล็ดพืช อาทิ เช่น ขนาด ความหนาแน่น ความพรุน ปริมาตรจำเพาะและค่าสัมประสิทธิ์ของแรงเสียดทาน เป็นต้น งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเบื้องต้นสำหรับคุณสมบัติดังกล่าวสำหรับเมล็ดพืชหลาย ๆ ชนิด เช่น ข้าวเปลือกที่มีเมล็ดยาว และสั้น ข้าวไรย์ ข้าวสาลีและ buck wheat เป็นต้น โดยได้ดำเนินการทดลองในช่วงความชื้นระหว่าง 15% ถึง 32 % มาตรฐานแห้ง จากการทดลองพบว่า ความหนาแน่นจริง และความหนาแน่นปรากฏของข้าวเปลือกชนิดยาว เปลี่ยนแปลงในลักษณะผกผันกับความชื้น ขณะที่ขนาดและปริมาตรจำเพาะจะเปลี่ยนแปลงในลักษณะเชิงเส้นตรง ในการอธิบายค่าสัมประสิทธิ์ของแรงเสียดทาน สำหรับตัวอย่างเมล็ดพืชดังกล่าวสามารถอธิบายได้ด้วยสมการ power law โดยค่าของสัมประสิทธิ์แรงเสียดทานขึ้นอยู่กับตัวเลขเรย์โนลด์ และชนิดของเมล็ดพืช

ABSTRACT: In designing the in-store drying system for grains or analysing the heat and mass transfers occurring within dryer, it is necessary to know the primary physical properties such as size, density, specific volume and friction factor in order to obtain the accurate results. In this work, we have experimentally determined such properties for the *Indica* and *Japonica* paddy, rye paddy, wheat and buck wheat at the moisture content between 15% and 32% dry-basis. The results have been shown that the true and bulk densities vary inversely with moisture content, but the specific volume and size change proportionally. A simple power law model can suitably describe the friction factor for the grains. The friction is strongly dependent on the Reynolds number and the grain type.

KEYWORDS: Friction factor, Grain, Physical property

For further details, contact

1. บทนำ

การอบแห้งเป็นการไล่ความชื้นออกจากวัสดุ เพื่อต้องการให้วัสดุสามารถเก็บได้เป็นระยะเวลานาน และปลอดภัยจากเชื้อจุลินทรีย์ สำหรับเมล็ดพืชชนิดต่าง ๆ นั้นความชื้นที่เหมาะสมต่อการเก็บรักษาอยู่ในช่วงประมาณ 13-14 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ในกรณีที่มีเมล็ดพืชมีความชื้นสูงนั้น มีอัตราเสี่ยงสูงที่ทำให้ผลิตภัณฑ์เสียหายได้ง่าย ยกตัวอย่างเช่น ในกรณีของข้าว ข้าวอาจมีสีเหลือง และเชื้อราเกิดขึ้นภายในกองข้าว สำหรับข้าวโพดนั้นอาจมีการติดเชื้อ *Aspergillus flavus* และ *Aspergillus paracitius* เชื้อดังกล่าวนี้เมื่อมีการเจริญเติบโตจะมีการสร้างสารแอลฟาทอกซิน [1] ซึ่งเป็นสาเหตุก่อให้เกิดมะเร็งขึ้นภายในสัตว์หรือคนที่บริโภค จากการที่คุณภาพด้อยลงส่งผลต่อเนื่องให้ราคาของผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรต่ำลง ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่ต้องลดความชื้นของเมล็ดพืช ในการลดความชื้นนั้นโดยปกติทั่วไปแรกเริ่มจะใช้ลมร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้ง เครื่องอบแห้งที่ใช้ในปัจจุบันมีด้วยกันหลายประเภท เช่น เครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง LSU ฟลูอิดไคซ์เบด เป็นต้น

การลดความชื้นที่เกิดขึ้นภายในเครื่องอบแห้งมักเกี่ยวข้องกับกระบวนการถ่ายเทความร้อนและความชื้นระหว่างวัสดุของเมล็ดและของแห้ง โดยทั่วไปเรามักพบว่าการลดความชื้นเกิดขึ้นค่อนข้างช้ากว่ากระบวนการถ่ายเทความร้อน จากสาเหตุดังกล่าวส่งผลให้ความสิ้นเปลืองพลังงานในการอบแห้งอยู่ในเกณฑ์สูง และประสิทธิภาพในการอบแห้งต่ำ ดังนั้นการปรับปรุงประสิทธิภาพของการอบแห้งจึงมีความสำคัญเป็นอย่างยิ่ง ในการวิเคราะห์และออกแบบเครื่องอบแห้งเพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพนั้นมีความจำเป็นที่ต้องทราบคุณสมบัติทางกายภาพของเมล็ดพืช ในงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเบื้องต้นถึงคุณสมบัติทางกายภาพบางประการของเมล็ดพืช เช่น ความหนาแน่น ขนาด ปริมาตรจำเพาะ และสัมประสิทธิ์แรงเสียดทานของเมล็ดพืช เป็นต้น โดยใช้ข้าวกล้องพันธุ์ *Indica* และ *Japonica* ข้าวสาลี ข้าวไรย์ และ buck wheat

1.1 ขนาดของเมล็ดพืช

ผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรชนิดต่าง ๆ มักมีรูปร่างไม่แน่นอน และเป็นการยากที่จะหาขนาด ปริมาตร และพื้นที่ผิวได้อย่างถูกต้อง การใช้ตัวปรับแก้ค่า (Correction factor) พร้อมกับสมมติให้รูปร่างของผลิตภัณฑ์มีลักษณะเป็นรูปทรงเรขาคณิตมักเป็นที่นิยมใช้กันทั่วไป สำหรับในงานวิจัยนี้เมล็ดพืชชนิดต่าง ๆ มีลักษณะเป็นรูปร่างคล้ายทรงกระบอกดังแสดงในดังรูปที่ 1 จากรูปเป็นการแสดงลักษณะรูปร่างของข้าวกล้อง โดย C เป็นความยาวความแนวแกนจากด้านหนึ่งไปยังอีกด้านหนึ่ง C' เป็นความยาวความแนวแกนในช่วงที่ความกว้างคงที่ a เป็นความกว้างของเมล็ดพืช และ b คือความหนา จากขนาดในด้านต่างๆ ของเมล็ดพืช เราสามารถคำนวณหาคุณสมบัติทางกายภาพเมล็ดพืชได้ดังนี้

1.1.1 พื้นที่ผิว

พื้นที่ผิวของเมล็ดพืชสำหรับหนึ่งเมล็ดสามารถคำนวณจากสมการดังต่อไปนี้

$$S = (\pi/2)(ab + b\gamma c + a\gamma c) \quad (1)$$

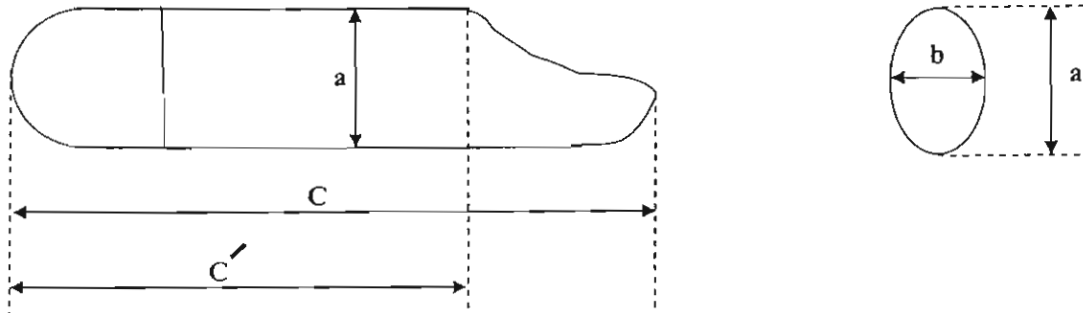
โดยที่ S คือพื้นที่ผิวของเมล็ดพืชหนึ่งเมล็ด และ γ คือตัวปรับแก้ค่า (c'/c) สำหรับในงานวิจัยนี้เราสมมุติว่าค่าของ γ มีค่าคงที่สำหรับเมล็ดพืชชนิดหนึ่ง ๆ

1.1.2 ปริมาตร

ปริมาตรของเมล็ดพืชคำนวณจากสมการที่ (2)

$$V_p = \gamma \pi abc / 6 \quad (2)$$

โดยที่ V_p คือปริมาตรของเมล็ดพืชสำหรับหนึ่งเมล็ด จากการที่ทราบปริมาตร เราสามารถคำนวณหาเส้นผ่านศูนย์กลางเทียบเท่า (D_p) และความเป็นทรงกลม (ϕ) ได้จากสมการดังต่อไปนี้



A) Front view

B) Side view

รูปที่ 1 รูปร่างและขนาดของข้าวเปลือก

1.1.3 เส้นผ่านศูนย์กลางเทียบเท่า (D_p)

$$D_p = (6V_p / \pi)^{1/3} \quad (3)$$

1.1.4 ความเป็นทรงกลม (ϕ)

$$\phi = 6 / (a_p D_p) \quad (4)$$

เมื่อ a_p คืออัตราส่วนของพื้นที่ผิวต่อปริมาตร ถ้าค่าของ ϕ มีค่าเข้าใกล้หนึ่ง นั้นแสดงว่าเมล็ดพืชมีรูปร่างเข้าใกล้ทรงกลมมากเท่านั้น

1.1.5 สัดส่วนช่องว่าง

เราสามารถคำนวณสัดส่วนช่องว่างระหว่างเมล็ดพืชขณะที่อยู่ภายในเครื่องอบแห้งได้โดยอาศัยความสัมพันธ์ของความหนาแน่นของเมล็ดพืชดังสมการต่อไปนี้

$$\varepsilon = 1 - (\rho_s / \rho_p) \quad (5)$$

โดยที่ ε , ρ_s และ ρ_p คือสัดส่วนช่องว่าง ความหนาแน่นจริง และความหนาแน่นปรากฏตามลำดับ

1.1.6 ปริมาตรจำเพาะ

ปริมาตรจำเพาะคือ ปริมาตรของเมล็ดพืชหารด้วยมวลแห้งของเมล็ดพืช (ไม่มีความชื้น) คำจำกัดความนี้มีลักษณะตรงกันข้ามกับความหนาแน่น พารามิเตอร์ดังกล่าวนี้มีประโยชน์ในการคำนวณหาปริมาตรของเบดที่ลดลงขณะที่เมล็ดพืชกำลังอบแห้ง สำหรับในการคำนวณหาขนาดของเมล็ดพืชที่เปลี่ยนแปลงไปขณะอบแห้งนั้นนำไปใช้ในการคำนวณหาปริมาณน้ำที่ระเหย

ปริมาตรจำเพาะที่นำเสนอในงานวิจัยนี้มีด้วยกัน 2 ชนิด คือปริมาตรจำเพาะจริง (specific true volume) และปริมาตรจำเพาะปรากฏ (specific bulk volume) ปริมาตรจำเพาะทั้งสองสามารถคำนวณได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$V'_t = V_t / m_d \quad (6)$$

$$V'_b = V_b / m_d \quad (7)$$

โดยที่ V'_t , V'_b , V_t และ V_b คือ ปริมาตรจำเพาะจริง ปริมาตรจำเพาะปรากฏ ปริมาตรจริง และปริมาตรปรากฏ (bulk volume) ตามลำดับ สำหรับ m_d เป็นมวลแห้งของเมล็ดพืช

1.2 ความดันลด

ในการคำนวณหาความดันลดภายในเบดนั้นอาจกล่าวทั่วไปได้ว่ามีด้วยกัน 2 วิธี คือ วิธีแรกนั้นเป็นการพิจารณาอนุภาคของแข็งภายในเบดมีลักษณะเป็นกลุ่มท่อที่มีการจัดเรียงตัวและมีพื้นที่หน้าตัดที่แตกต่างกัน สำหรับในวิธีที่สองนั้นพิจารณาเบดประกอบด้วยกลุ่มของวัตถุที่จมอยู่ภายใต้ของไหล และความดันลดสามารถคำนวณได้จากการรวมกันของความต้านทานที่เกิดขึ้นจากวัตถุดังกล่าว อย่างไรก็ตามวิธีแรกค่อนข้างมีประโยชน์และเราจะนำมาใช้ในการคำนวณความดันลดภายในเบด

ในการคำนวณหาความดันลดที่เกิดขึ้นนั้นเราสมมติว่าการจัดเรียงตัวของของแข็งภายในเบดนั้นเป็นไปอย่างสม่ำเสมอและไม่มี channelling เกิดขึ้น นอกจากนี้ยังสมมติว่าอิทธิพลของผนังเบดมีผลกระทบน้อยมากต่อความดันลด ความดันลดที่เกิดขึ้นภายในเบดสามารถคำนวณได้จากสมการ [2]

$$\Delta P/L = f \left(25[1-\varepsilon]^2 \rho_{air} u^2 \right) / \left(4\varepsilon^3 \phi D_p \right) \quad (8)$$

เมื่อ u คือความเร็วที่ไหลผ่านเบด

ΔP คือความดันลดคร่อมเบด

f คือสัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน

L คือความสูงของเบด

แทนค่าเทอม ϕD_p ด้วย $6/a_p$ ในสมการที่ (8) จะได้

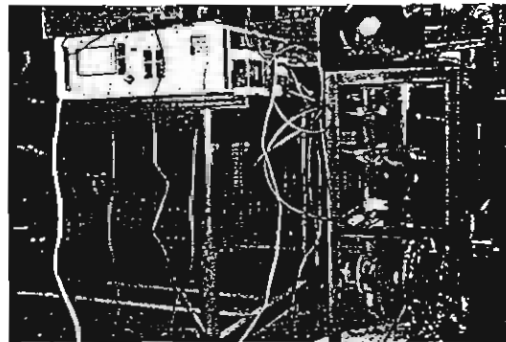
$$\Delta P/L = f \left(25[1-\varepsilon]^2 a_p \rho_{air} u^2 \right) / (24 \varepsilon^3 p) \quad (9)$$

f มีความสัมพันธ์กับตัวเลขเรย์โนลด์ตามสมการดังต่อไปนี้

$$f = A (Re)^B \quad (10)$$

โดยที่ $Re = \frac{\phi D_p u \rho_{air}}{\mu_{air}}$ และ ค่าของ A และ B เป็นค่าคงที่ของการทดลองขึ้นอยู่กับชนิดของเม็ดพืช และตัวเลขเรย์โนลด์

2. วิธีการทดลอง



รูปที่ 2 โคอะแกรมของเครื่องที่ใช้ในการทดลองหาค่าสัมประสิทธิ์ของแรงเสียดทาน

2.1 การวัดสัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน

รูปที่ 2 แสดงโคอะแกรมของระบบสำหรับการหาค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน อัตราการไหลของอากาศที่ไหลผ่านเบดควบคุมโดยใช้ frequency inverter ภาชนะที่ใช้บรรจุเม็ดพืชทำด้วย PVC ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 10.8 cm และใช้ตาข่ายพลาสติกเป็นตัวรองรับวัสดุภายในเบด เพื่อให้ได้ข้อมูลที่ถูกต้อง pressure transducer ที่มีความถูกต้อง ± 5 Pa ได้ใช้เป็นตัววัดความดันของอากาศขณะที่ไหลผ่านกองเม็ดพืช นอกจากความดัน เรายังมีการวัดอุณหภูมิภายในเบดโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ที่มีความถูกต้อง $\pm 1^\circ\text{C}$ ความเร็วของอากาศภายในท่อ PVC วัดโดย hot wire anemometer (± 0.1 m/s, model 1002, NIHON KAGAKU KOGYO Co. LTD.) เครื่องมือวัดที่กล่าวมาทั้งหมดได้นำมาต่อเข้ากับ data acquisition (model NR-1000, KEYENCE Co., LTD.) โดยทำการเก็บข้อมูลทุก ๆ 1 วินาที อุณหภูมิและความดันได้ทำการวัดที่ ณ ตำแหน่งจุดศูนย์กลางของท่อที่ระยะความสูงต่างๆ สำหรับความเร็วได้ทำการวัด ณ ตำแหน่งกึ่งกลางระหว่างจุดวัดความดันทั้งสอง

ผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรหลายชนิด เช่น ข้าวสาลีที่นำเปลือกออก ข้าวกล้องพันธุ์ *Indica* ข้าวเปลือก *Japonica* ข้าวไรย์ และ buck wheat ได้นำมาทดสอบหาค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน ความชื้นของผลิตภัณฑ์เหล่านี้ ได้นำมาหาความชื้นโดยใช้ตู้อบที่อุณหภูมิ 120°C เป็นเวลา 24 ชั่วโมง

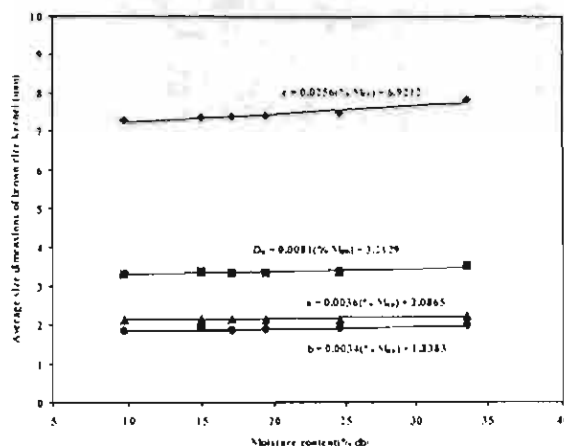
2.2 การวัดคุณสมบัติทางกายภาพ

ในการวัดการเปลี่ยนแปลงขนาดของเมล็ดพืชขณะอบแห้งนั้นได้ทำการทดสอบกับข้าวกล้องพันธุ์ *Indica* โดยตัวอย่างข้าวกล้องได้ทำการเพิ่มความชื้นให้ได้ความชื้น 33% เปอร์เซนต์มาตรฐานแห่ง จากนั้นได้ทำการอบแห้งโดยใช้อัตราการไหลของอากาศต่ำมาก ๆ โดยควบคุมอุณหภูมิอบแห้งไว้ที่ 25°C ในระหว่างการอบแห้ง ข้าวกล้องได้นำตัวอย่างข้าวกล้องมาทำการวัดขนาด และ ปริมาตรของข้าวกล้อง ในการวัดขนาดนั้นได้ใช้ตัวอย่างเมล็ดข้าวจำนวน 10 เมล็ด และในการวัดทุกครั้งได้ใช้กลุ่มตัวอย่างเดิม สำหรับการหาความหนาแน่น และ ปริมาตรจำเพาะได้ใช้เครื่องมือวัดแบบสูญญากาศรุ่น DIK-110 DAIKI RIKA KOGYO Co., LTD

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 ขนาดเมล็ดพืช

จากการทดลองพบว่าขนาดของข้าวกล้องเปลี่ยนแปลงกับความชื้น โดยความยาวในด้านที่ยาวที่สุด(C) มีการเปลี่ยนแปลงค่อนข้างสูงกว่าด้านอื่น ๆ ดังแสดงในรูปที่ 3 ซึ่งสามารถสังเกตได้ง่ายจากความชันของเส้นกราฟ จากรูปดังกล่าวจะเห็นว่าความชันในด้านของ a b และ C เป็น 0.0036 0.0034 และ 0.0256 ตามลำดับ การเปลี่ยนแปลงขนาดของเมล็ดกับความชื้นอธิบายด้วยสมการเชิงเส้นตรงดังต่อไปนี้



รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงขนาดในด้านต่าง ๆ ของเมล็ดพืชสำหรับข้าวกล้องชนิด *Indica*

$$C(\text{mm}) = 0.0256(\%M_{db}) + 6.9212 \quad (11)$$

$$a(\text{mm}) = 0.0036(\%M_{db}) + 2.0865 \quad (12)$$

$$b(\text{mm}) = 0.0034(\%M_{db}) + 1.838 \quad (13)$$

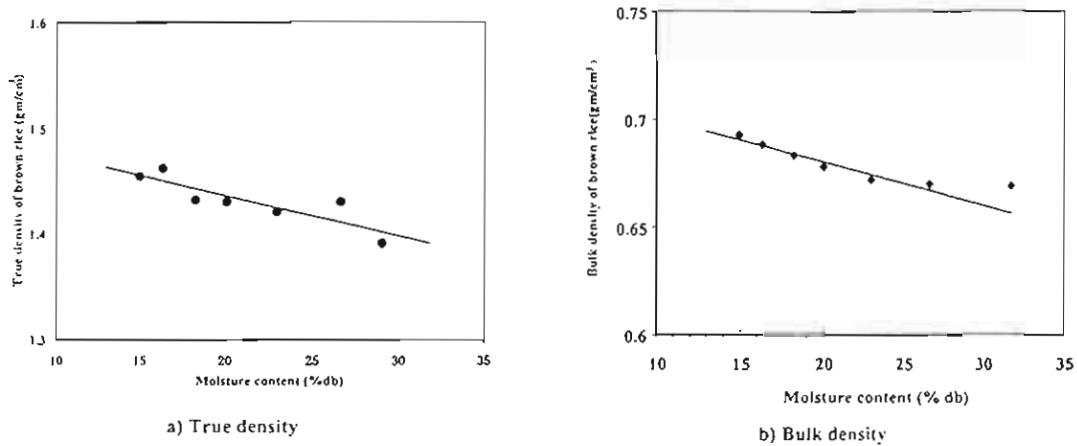
$$D_h(\text{mm}) = 0.0081(\%M_{db}) + 3.2129 \quad (14)$$

3.2 ความหนาแน่น

รูปที่ 4 แสดงความหนาแน่นจริง (ρ_t) และความหนาแน่นปรากฏ (ρ_b) สำหรับข้าวกล้องพันธุ์ *Indica* จากรูปชี้ให้เห็นว่าความหนาแน่นลดลงเป็นเชิงเส้นตรงกับความชื้นของเมล็ดพืช ความหนาแน่นจริงเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วงระหว่าง 1.34 และ 1.47 gm/cm³ ภายใต้การเปลี่ยนแปลงความชื้นในช่วงระหว่าง 14% ถึง 29% มาตรฐานแห้งและสำหรับการเปลี่ยนแปลงของความหนาแน่นปรากฏจะอยู่ในช่วงระหว่าง 0.6 และ 0.7 gm/cm³ จากข้อมูลดังกล่าวนำมาพิดกราฟโดยใช้สมการเส้นตรงมาอธิบายการเปลี่ยนแปลงความหนาแน่น โดยมีค่าคงที่ต่างๆ ดังแสดงในสมการต่อไปนี้

$$\rho_t = -0.0038(\%M_{db}) + 1.526 \quad R^2 = 0.76 \quad (15)$$

$$\rho_b = -0.002(\%M_{db}) + 0.721 \quad R^2 = 0.94 \quad (16)$$



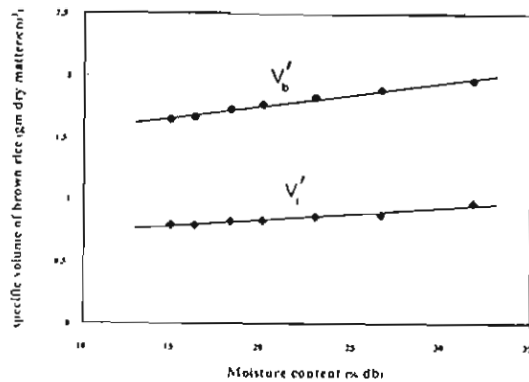
รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความหนาแน่นกับความชื้น

3.3 ปริมาตรจำเพาะ

รูปที่ 5 แสดงการเปลี่ยนแปลงของปริมาตรจำเพาะจริง (v'_t) และปริมาตรปรากฏ (v'_b) กับความชื้น จากกราฟจะเห็นว่าปริมาตรจำเพาะเพิ่มขึ้นเมื่อความชื้นลดลง ซึ่งผลดังกล่าวนี้ตรงกันข้ามกับผลของความหนาแน่น สมการเส้นตรงที่อธิบายการเปลี่ยนแปลงปริมาตรจำเพาะจริง และปริมาตรปรากฏสำหรับข้าวกล้องเป็นดังนี้

$$v'_t = 0.0104(\%M_{db}) + 0.6295 \quad R^2 = 0.96 \quad (17)$$

$$v'_b = 0.0193(\%M_{db}) + 1.371 \quad R^2 = 0.98 \quad (18)$$

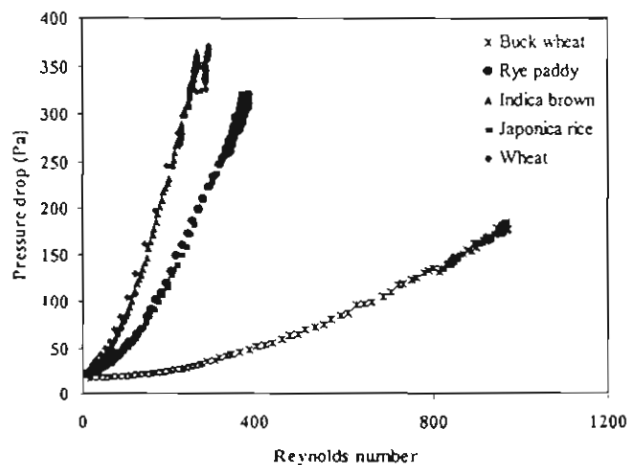


รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงปริมาตรจำเพาะกับความชื้น

ผลจากการพิตกราฟจะเห็นว่า สมการเส้นตรงที่ใช้ในการทำนายปริมาตรจำเพาะจะให้ค่าเบี่ยงเบนในการทำนายผลน้อยกว่าในกรณีของสมการเส้นตรงสำหรับทำนายความหนาแน่น ซึ่งสังเกตได้จากค่าของ R^2

3.4 สัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน

รูปที่ 6 แสดงค่าความดันลดขณะให้อากาศไหลผ่านชั้นเบดของเมล็ดพืชชนิดต่างๆ ข้อมูลที่แสดงได้มาจากการทดลองที่ความหนาของเบดเท่ากับ 102.36 mm ความดันลดสูงสุดเกิดขึ้นเมื่ออากาศไหลผ่านชั้นเบดของข้าวสาลีและข้าวกล้องชนิด *Indica* ขณะที่ความดันลดต่ำสุดเมื่ออากาศไหลผ่าน buck wheat จากข้อมูลความดันที่ได้เราสามารถคำนวณหา f จากสมการที่ (9) สำหรับคุณสมบัติต่างๆ ของเมล็ดพืชชนิดต่างๆ แสดงในตารางที่ 1 จากตารางจะเห็นว่า buck wheat มีลักษณะความเป็นทรงกลมมากที่สุด และมีขนาดใหญ่มากที่สุด

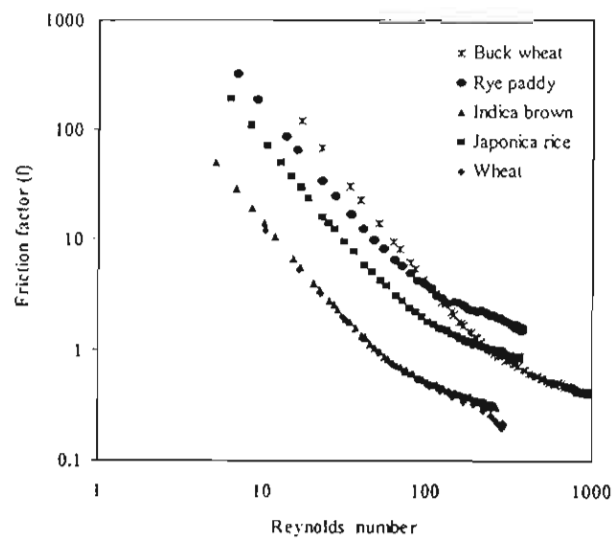


รูปที่ 6 แสดงความดันลดของเมล็ดพืชชนิดต่างๆ

ตารางที่ 1 คุณสมบัติทางกายภาพของเมล็ดพืชชนิดต่างๆ

Properties	Agricultural Products				
	Wheat	Japonica paddy	Indica brown rice	Rye paddy	Buck wheat
Equivalent diameter (mm)	3.76	4.05	3.34	4.67	10.36
Volume (mm ³)	27.8	34.9	19.55	53.5	581.85
Surface area (mm ²)	52.6	64.5	45.44	90.27	389.93
Bulk density (gm/cm ³)	0.776	0.533	0.795	0.418	0.607
True density (gm/cm ³)	1.37	1.421	1.67	1.29	1.23
Space ratio(E)	0.44	0.64	0.52	0.67	0.51
Sphericity (ϕ)	0.84	0.80	0.77	0.76	0.86
Moisture content (%M _{db})	15.0	16.0	16.0	17.0	11.5

ความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน กับตัวเลขเรย์โนลด์แสดงใน รูปที่ 7 จากรูปจะเห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทานมีค่าสูงที่ค่าของตัวเลขเรย์โนลด์ต่ำ และมีค่าลดลงอย่างรวดเร็วในลักษณะเชิงเส้นตรง (พลอตอยู่ในรูปของ สเกล log-log) เมื่อตัวเลขเรย์โนลด์มีค่าสูงขึ้นจนกระทั่งเข้าใกล้ที่ตัวเลขเรย์โนลด์เท่ากับ 60 สำหรับเมล็ดพืชชนิดต่างๆ ยกเว้นสำหรับของ buck wheat จากนั้นค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทานมีการเปลี่ยนไปไม่มากนักเมื่อเทียบกับช่วงที่ตัวเลขเรย์โนลด์น้อย ๆ จากรูปที่ 7 พบว่าค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทานของ buck wheat มีค่ามากที่สุด ในช่วงของตัวเลขเรย์โนลด์น้อย ๆ แต่เมื่อตัวเลขเรย์โนลด์มากกว่า 125 กลับพบว่าค่าสัมประสิทธิ์แรงเสียดทานของข้าวไรย์กลับมีค่าสูงสุด



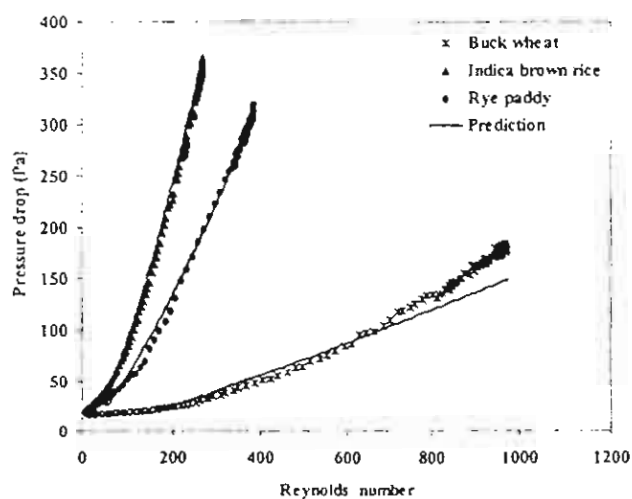
รูปที่ 7 ค่าสัมประสิทธิ์ของแรงเสียดทานสำหรับเมล็ดพืชชนิดต่างๆ

ค่าคงที่ของ A B และ R^2 สำหรับข้าวสาลี ข้าวกล้องชนิด *Indica* ข้าวเปลือกชนิด *Japonica* และ buck wheat ที่ช่วงของตัวเลขเรย์โนลด์ต่ำและสูง แสดงในตารางที่ 2 ค่าคงที่ต่างๆ เหล่านี้ได้จากการวิเคราะห์แบบถดถอย (Regression analysis) จากตารางที่ 2 จะเห็นว่าค่าสัมประสิทธิ์คงที่ของ A เป็นตัวแปรหลักที่มีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์ของแรงเสียดทาน โดยเปลี่ยนแปลงในช่วงกว้างระหว่าง 8 ถึง 12088

ตารางที่ 2 ค่าสัมประสิทธิ์ของ A และ B สำหรับเมล็ดพืชชนิดต่างๆ

Products	A	B	Re	R^2
Wheat	554.981	-1.652	60<	0.99
	20.7728	-0.8088	>60	0.99
<i>Japonica</i> paddy	6241.62	-1.900	60<	0.99
	44.1781	-0.6754	>60	0.99
<i>Indica</i> brown rice	996.167	-1.840	60<	0.99
	8.71567	-0.6014	>60	0.99
Rye paddy	12088.1	-1.881	60<	0.99
	129.897	-0.7533	>60	0.99
Buck wheat	30497	-1.948	125<	0.99
	168.75	-0.9027	>125	0.98

รูปที่ 8 แสดงการเปรียบเทียบผลการทำนายความดันตกของท่ออากาศไหลผ่านเบดเมล็ดพืชชนิดต่าง ๆ กับผลที่ได้จากการทดลอง ในการคำนวณหาความดันนั้นเราคำนวณโดยใช้สมการที่ (9) พร้อมกับค่าสัมประสิทธิ์ของแรงเสียดทานโดยใช้ค่าคงที่ของ A และ B จากตารางที่ 2 จากกราฟจะเห็นว่าผลการคำนวณมีความสอดคล้องกับผลการทดลอง



รูปที่ 8 เปรียบเทียบการทำนายความดันตกกับผลที่ได้จากการทดลอง สำหรับตัวอย่างเมล็ดพืชชนิด

4. สรุป

ข้อมูลของคุณสมบัติต่าง ๆ ที่ได้นำเสนอในงานวิจัยนี้เป็นสำหรับของข้าวกล้องชนิด *Indica* ข้าวเปลือกชนิด *Japonica* ข้าวสาเลิ ข้าวไรย์ และ buck สมการต่างๆ ที่เสนอสามารถอธิบายผลการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติต่างๆ ได้ค่อนข้างสอดคล้องกับผลการทดลองภายใต้สภาวะเงื่อนไขที่ได้ดำเนินการทดลอง อย่างไรก็ตามเมื่อนำไปประยุกต์ใช้กับเงื่อนไขที่ไม่ตรงกับสภาวะที่ได้ดำเนินการทดลอง คุณสมบัตินี้ต่างๆ ที่คำนวณได้อาจมีความผิดพลาดบ้างพอสมควร

5. คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและ Japan International Research Center for Agricultural Sciences ที่สนับสนุนทางการเงินสำหรับการโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Siriacha, P., Tanboon-Ek, P., Buangsuwon, D., 1991. Aflatoxin in maize in Thailand. In: Champ, B.R., Highley, E., Hocking, A.D., Pitt, J.I., (Eds), Fungi and Mycotoxins in Stored Products: proceeding of an international conference, Bangkok, Thailand, 23-26 April 1991. ACIAR Proceedings No.36, pp.187-193.
2. Inoue, K., Ootsuka, K., Suugimoto, M., Murakami, N. and Li, W., 1999, Drying Conditions of Temperature and Humidity of Forced Air for Soybeans (Part1), Journal of the Japanese Society of Agricultural Machinery(JSAM),Vol61(1)

การศึกษาเปรียบเทียบการอบทุเรียนด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง A Comparative Study of Drying Durian with Hot Air and Superheated Steam

จินดาพร จารัสเลิศลักษณ์¹, สมเกียรติ ปรัชญาวรรณ², อติศักดิ์ นาถกรณกุล³ และสมชาติ โสภณธนฤทธิ์³

นักศึกษาปริญญาเอก, ผู้ช่วยศาสตราจารย์, ³ศาสตราจารย์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ. ประชาอุทิศ แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กทม. 10140

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งทุเรียนด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิ 140, 150 และ 170°C และความเร็ว 2.8 m/s ที่เวลาต่าง ๆ โดยทุเรียนที่อบแห้งมีขนาด (กว้าง×ยาว×หนา) 20×20×2 mm ตัวแปรที่ทำการศึกษา ได้แก่ การเปลี่ยนแปลงความชื้น สี และความกรอบของผลิตภัณฑ์ จากผลการทดลองพบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกัน การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะให้การเปลี่ยนแปลงความชื้นและความกรอบของผลิตภัณฑ์ที่สูงกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง สำหรับการอบแห้งด้วยตัวกลางทั้งสองชนิดเมื่อเวลาผ่านไปจะให้ผลิตภัณฑ์ที่มีค่าสีแดง ค่าสีเหลืองและค่าการเปลี่ยนแปลงสีรวมที่สูงขึ้น ในขณะที่ค่าความสว่างลดลง ทุเรียนซึ่งอบด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีลักษณะผิวที่เป็นมันวาวและสีแดงเข้มกว่าทุเรียนที่อบด้วยอากาศร้อน อย่างไรก็ตามเมื่อเปรียบเทียบทุเรียนที่อบได้กับทุเรียนทอดด้วยน้ำมันพบว่า ความกรอบของทุเรียนที่ทอดด้วยน้ำมันมีค่าน้อยกว่าทุเรียนที่อบด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

ABSTRACT : This research is a comparative study of drying durian with hot air and superheated steam at the drying medium temperature of 140, 150 and 170°C, the drying media velocity of 2.8 m/s and the material dimension (width×length×thickness) of 20×20×2 mm. The studied parameters were moisture, color and crispiness change according to drying time. The experimental results showed that at the same drying medium temperature, drying with hot air gave faster moisture change and crispier final product than drying with superheated steam. For both drying media, redness (a), yellowness (b) and total color difference (ΔE) had a risen tendency with drying time, whereas lightness (L) was vice versa. The products dried by superheated steam were more reddish and glossier than those dried by hot air. However, durian slices dried by superheated steam and hot air had more crispiness than commercial deep fried durian.

Keywords : Crispiness / Durian / Superheated Steam

1. Introduction

Thailand is located in a tropical region suitable for various fruit cultivation. A series of fruits have been planted and harvested all over the year such as durian, banana and jackfruit. Being rich in agro-products of Thailand makes preservation techniques more necessary. Solar drying of fruits has been employed for years as one of the preservation techniques but time consuming is its disadvantage. There were extensive researches connected to drying technology for decade to produce final dried fruits of desired quality at minimum cost and maximum throughput. The concept of using superheated steam instead of air for drying was not employed until 60 years ago in German (Mujumdar, 1995). The potential advantages of superheated steam drying when compared to hot air drying are higher drying rates at above the "inversion temperature", no oxidative deterioration, explosion and fire protection, low possible pollutants due to closed-circuiting process and low energy consumption because both of the superheated steam and the evaporated water can be recycled (Li, 1999). However, superheated steam has its possible restrictions i.e. the system is more complex, the sealing of the process is carefully needed, not suitable for heat sensitive products, and some additional devices are needed for loading and unloading of the material.

To obtain the optimum condition for drying, the effects of operational conditions on drying performance have been extensively studied. Tatemoto et al. (2001) showed that the drying gas temperature had influence on drying rate and drying time. The drying rate becomes higher with increasing drying gas temperature and in case of superheated steam drying, the drying time decreases sharply with increasing temperature at the relatively low temperature. At the temperature increases, the decrement degree in drying time becomes smaller.

Color is an important quality index for dried product. Many researchers studied the effect of air temperature on food drying (Shin and Bhowmik, 1995; Sokhansanj and Patil, 1996; Lozano and Ibarz, 1997; Krokida, M.K. et al., 1998). Krokida (1998) stated that the rate of color deterioration was found to increase as temperature increased and air humidity decreased. When each color parameter was investigated, redness (a) and yellowness (b) parameters depended on both air temperature and humidity whilst lightness (L) parameter was practically independent of drying conditions.

The present work is the comparative study of drying durian with superheated steam and hot air to obtain an alternative mode of fruit drying. The effects of temperature and type of drying medium on moisture and color changes and crispiness of dried product are investigated.

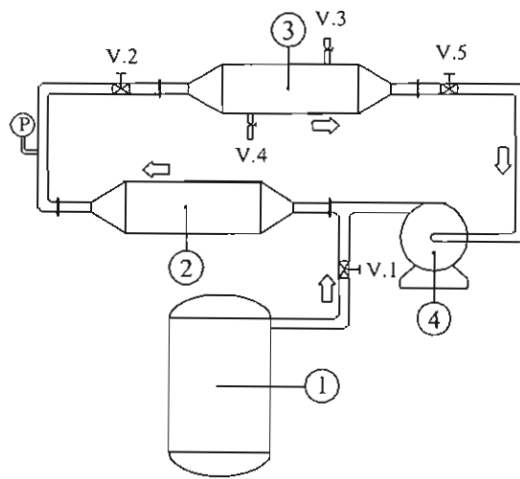
2. Material and Method

2.1 Raw material

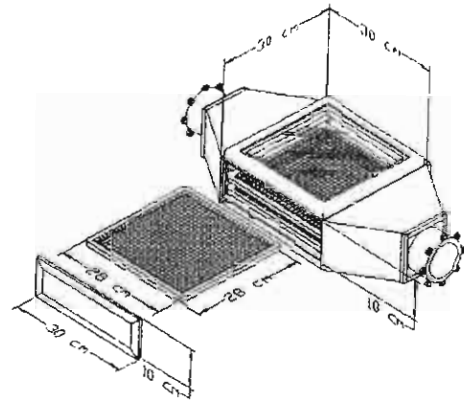
Durian cv. Monthong was purchased from a local and sliced into a dimension of 20×20×2 mm (width×length×thickness). The initial moisture of Durian slices was in range of 75.5-81.9% w.b.

2.2 Drying Equipment

A schematic diagram of the experiment apparatus is shown in Fig. 1. It composed of boiler (1), heater (2), batch dryer (3), blower (4), and pipe and valve systems. The 30×30 cm drying chamber has an opening in the front for inserting 3 trays of drying samples. With this drying equipment, experiments can be conducted with either hot air or superheated steam by opening and closing valve no. 1. In case of using superheated steam, valve no. 1 was opened for feeding steam into the system. Valve no. 3 (V.3) and 4 (V.4) were opened for blowing air out of the superheated steam system. Both drying media were heated by heater and flown through drying chamber, and then sucked by blower to recirculate into the system. Superheated steam temperatures were controlled by PID-controller with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. The temperature in the test section can be recorded by connecting data logger to the thermocouple inserted at the desired position.



(a) Batch Dryer



(b) Batch dryer chamber

Fig. 1 Schematic of experimental apparatus

2.2 Method

The drying experiments were conducted at drying medium temperatures of 140, 150 and 170°C and drying medium velocity of 2.08 m/s. A sampling of the dried products was taken to check color, crispiness and moisture content at every drying time interval. Compressive tests were conducted by using Instron 4301 series universal testing instrument to determine crispiness that is defined by number of peak in force-displacement graph. For color measurement, colors of raw durian and dried durian were measured by Color spectrophotometer (Minolta CR-300).

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

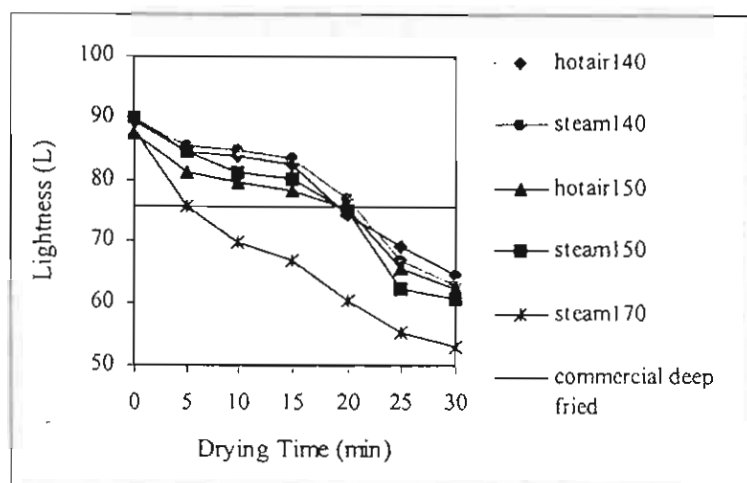


Fig. 5 Lightness change at various drying temperatures using superheated steam and hot air

The relationship between lightness and drying time was shown in Fig. 5. Lightness decreased with the increase of drying time in every drying condition. It was found that lightness values of durian dried by both superheated steam and hot air at temperatures of 140 and 150°C were lower than those of commercial deep fried durian after 20 minutes of drying. Drying with 170°C superheated steam resulted in much lower lightness values; the values were lower than those of commercial deep fried durian after 5 minutes of drying.

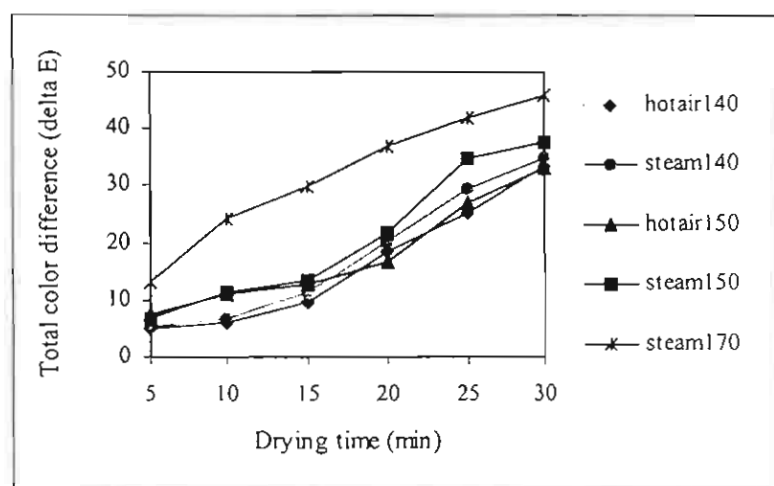


Fig. 6 Total color difference change at various drying temperatures using superheated steam and hot air

Fig. 6 revealed that at the first state of drying, total color differences, ΔE of products dried at 150°C hot air were higher than those of the products dried with 140°C hot air. Nevertheless, after 20 minutes of drying, there was no difference in ΔE values of both drying conditions. For drying with superheated steam, the ΔE values raised

with increasing of drying time and drying medium temperature. ΔE values of products dried by superheated steam were higher than those dried by hot air but not significant.

The color changes of dried durian slices were the results of thermal degradation and browning reaction. In case of using superheated steam, it probably had the effect of condensation to be related. Additionally, durian slices dried by superheated steam had more glossy surface than those dried by hot air. The glossy surface was the consequence of starch gelatinization.

3.3 Crispness

Table 1 Distribution of numbers of peaks in force-displacement graph

No. of peak	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
140H(15min)	50%	10%	10%	10%		10%		10%		
140S(20min)	40%	30%			20%		10%			
140H(20min)	20%	10%	60%				10%			
140S(25min)	40%	30%		20%		10%				
140H(25min)	40%		30%	20%			10%			
140S(30min)	40%	20%	30%				10%			
140H(30min)	10%	10%	50%	10%	10%					10%
150H(15min)	10%	10%	50%	20%		10%				
150S(20min)	10%	50%	10%		10%			20%		
150H(20min)	20%	10%	30%	10%	20%				10%	
150S(25min)	20%	40%	20%		10%	10%				
150H(25min)	10%	30%			10%	10%		20%	20%	
150S(30min)	20%	30%	10%	20%	10%	10%				
150H(30min)	10%	20%	20%		10%		10%	20%	10%	
Reference*	50%	50%								

H = hot air

S = superheated steam

*commercial deep fried durian

Crispiness of dried durian slices defined by number of peak in force-displacement graph from compressive test is represented in table 1. The more the number of peak means crispier products. It was clearly found that durian slices dried by hot air were crispier than those dried by superheated steam at the same drying time and temperature. Nonetheless, there was no obvious effect of drying temperature on crispiness.

4. Conclusions

4.1 moisture change

Moisture ratio changes significantly at the first state of drying and at drying time of approximately 20 minutes it converted to a constant value. Drying with hot air at the temperature of 140 and 150⁰C resulted in faster moisture change of products than drying with superheated steam. This showed that the inversion temperature was higher than 150⁰C.

4.2 color change

Redness, yellowness and total color difference had a risen tendency when time passed, while lightness had opposite results. The products dried by superheated steam were more reddish than those dried by hot air. In addition, it was found that durian slices dried by superheated steam were glossier than those dried by hot air.

4.3 Crispiness

It was found that drying with hot air gave crispier products when compared to those dried by superheated steam. However, drying with both media gave dried durian slices that had more crispiness than commercial deep fried durian.

5. Acknowledgement

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

6. References

1. Krokida, M.K., Tsami, E. and Maroulis, Z.B. Kinetics on color changes during drying of some fruits and vegetables. *Drying Technology* 1998; 16(3-5): 667-685.
2. Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, R.G. and Yamsaengsun, R. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. *Drying Technology* 1999; 17(1&2): 191-213.
3. Lozano, J.E. and Ibarz, A. Color changes in concentrated fruit pulp during heating at high temperatures. *Journal of Food Engineering* 1997; 31 : 365-373.
4. Mujumdar, A.S. Superheated steam drying. *Handbook of industrial drying*, 2nd edition Vol. 2, Macel Dekker, Inc, 1995.
5. Shin, S. and Bhowmik, S.R. Thermal kinetics of color changes in pea puree. *Journal of Food Engineering* 1995; 24 : 77-86.
6. Sokhansanj, S., and Patil, R.T. Kinetics of dehydration of green alfalfa, *Drying Technology* 1996; 45(5) : 1197-1234.

7. Tatemoto, Y., Bando, Yoshiyuki, Oyama, K., Yasuda, K., Nakamura, M., Sugimura, Y. and Shibata, M. Effects of operational conditions on drying characteristics in closed superheated steam drying. *Drying Technology* 2001; 19(7) : 1287-1303.

QUALITY ASSESSMENT OF DRIED SHRIMP USING TWO-STAGE SUPERHEATED STEAM AND HEAT PUMP DRYERS

ยุวารี นามสงวน¹, วรณิ เตีย², สักกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา³ และ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์⁴

¹นักศึกษานิเทศศาสตร์, ²รองศาสตราจารย์, ³อาจารย์, ⁴ศาสตราจารย์

^{1,2,4} คณะพลังงานและวัสดุ³ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
สุขสวัสดิ์ 48 แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาแนวทางการอบแห้งกึ่งแบบสองขั้นตอน คือ อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดขังตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) โดยการอบแห้งในช่วงแรกใช้ไอน้ำร้อนชาดขังที่อุณหภูมิ 140°C แล้วช่วงที่สองอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนที่อุณหภูมิ 50°C โดยความชื้นที่ดึงออกจากเครื่องอบแห้งแบบใช้ไอน้ำร้อนชาดขังอยู่ที่ประมาณ 30-40% w.b. และทดลองอบแห้งกึ่งด้วยไอน้ำร้อนชาดขังตามด้วยลมร้อน (SSD/AD) ที่เงื่อนไขอุณหภูมิและความชื้นต่าง ๆ เหมือนกับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดขังตามด้วยปั๊มความร้อน จากการทดลองพบว่า กึ่งแห้งที่ได้จากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดขังตามด้วยปั๊มความร้อน มีการหดตัวน้อยลง คุณภาพสีดีขึ้น การคืนตัวมากขึ้น และเนื้อไม่แข็ง เมื่อเทียบกับการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนชาดขังเพียงอย่างเดียว (SSD) ขณะที่การอบแห้งกึ่งด้วยไอน้ำร้อนชาดขังตามด้วยลมร้อนให้คุณภาพกึ่งที่ด้อยลงและเนื้อไม่แข็ง

ABSTRACT : The purpose of the present study was to investigate strategies for innovative two-stage drying techniques. This work concerned on the drying of shrimp using superheated steam dryer followed by heat pump dryer (SSD/HPD). Shrinkage, color, rehydration behavior and texture of dried shrimps were determined. The experiments were carried out in the two different stages of SSD/HPD. The moisture contents exited from the first-stage superheated steam dryer varied between 30% and 40% (w.b.). The first-stage superheated steam drying was performed at a drying temperature of 140°C while the second-stage heat pump drying was operated at 50°C. In addition, an alternative two-stage drying of SSD/AD (drying using superheated steam dryer followed by hot air dryer) was also investigated by changing the second-stage dryer from heat pump dryer (HPD) to hot air dryer (AD) that operated at the same drying air temperature as HPD. The results show that SSD/HPD dried shrimp has much lower degree of shrinkage, higher degree of rehydration, better color and softer than single-stage SSD dried shrimp. SSD/AD gives redder and softer shrimp but no shrinkage and rehydration improvements was observed.

Keywords : color; hybrid drying; rehydration behavior; shrinkage

1. บทนำ

กังหันเป็นผลิตภัณฑ์ประมงที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง กังหันมีปริมาณโปรตีนสูงถึงร้อยละ 60 การทำกังหันส่วนใหญ่ทำเป็นอุตสาหกรรมในครัวเรือน ปัจจุบันได้พัฒนาทำเป็นอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ขึ้น ซึ่งยังมีปัญหาในเรื่องความสม่ำเสมอของคุณภาพ ทั้งขั้นตอนการต้มกังหันและการทำแห้ง Posomboon [1998] ได้ทำการอบแห้งกังหันด้วยลมร้อน พบว่า คุณภาพกังหันในช่วงอุณหภูมิลมร้อนต่ำโดยทดลองช่วง $40-70^{\circ}\text{C}$ แต่จะสิ้นเปลืองพลังงานมากกว่าการใช้อุณหภูมิสูง ($100-140^{\circ}\text{C}$) เนื่องจากใช้เวลาอบแห้งมากกว่า คุณภาพอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ ที่อุณหภูมิไม่เกิน 140°C โดยทั่วไปการอบแห้งด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิสูงใช้เวลาน้อยแต่คุณภาพมักลดลง ขณะที่ใช้อุณหภูมิต่ำคุณภาพมักดีกว่าแต่ใช้เวลานานและทำให้สิ้นเปลืองพลังงานมากกว่า การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำความร้อนจึงเป็นอีกทางเลือกที่ช่วยแก้ไขปัญหานี้ได้ ทั้งด้านเวลาอบแห้งและคุณภาพของผลิตภัณฑ์ และนิยมใช้กันโดยทั่วไป

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยังคงเป็นที่รู้จักอย่างกว้างขวางในปัจจุบัน เนื่องจากมีศักยภาพการอบแห้งสูง Prachayawarakorn et al. [2002] ได้ทดลองอบแห้งกังหันด้วยไอน้ำร้อนยังคง พบว่าใช้เวลาน้อยกว่าลมร้อนมาก ลดขั้นตอนการต้มกังหัน และคุณภาพดีกว่าการใช้ลมร้อน คุณภาพอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ ที่อุณหภูมิไม่เกิน 180°C อย่างไรก็ตาม เทคนิคการอบแห้งแบบผสมผสานกำลังเป็นที่น่าสนใจ เช่น Stromen [2001] ได้ทดลองอบแห้งผักและผลไม้ โดยทำการแช่แข็งก่อนที่จะนำมาอบแห้งด้วยไอน้ำความร้อน พบว่า ผลิตภัณฑ์มีรูพรุนมาก สีและรสชาติ อีกแนวทางที่น่าสนใจคือ การแบ่งช่วงการอบแห้งโดยการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยังคงในช่วงความชื้นสูง ซึ่งสามารถอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงและอัตราการอบแห้งสูง และใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนในช่วงที่ความชื้นลดลง ซึ่งสามารถอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำแต่อัตราการอบแห้งสูง ผลิตภัณฑ์จะไม่เสียหายอันเนื่องมาจากความร้อนในช่วงที่สอง ยังช่วยลดขั้นตอนการต้มกังหัน ทำให้กังหันมีรสชาติและยังสามารถกำจัดจุลินทรีย์ ในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาแนวทางการอบแห้งกังหันแบบ 2 ขั้นตอน คือ การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยังคงตามด้วยไอน้ำร้อน โดยพิจารณาอุณหภูมิที่ใช้ออบแห้งและความชื้นขณะเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้ง ที่มีต่อระยะเวลาอบแห้งและคุณภาพของกังหันหลังอบแห้ง

2. อุปกรณ์และวิธีการ

2.1 การทดลอง

การทดลองอบแห้งกังหันแบ่งเป็น 3 แบบ (5 กรณี) คือ แบบที่ 1 การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยังคงเพียงอย่างเดียว (กรณีที่ 1) แบบที่ 2 การอบแห้งแบบสองขั้นตอนโดยใช้ไอน้ำร้อนยังคงแล้วตามด้วยไอน้ำร้อน (กรณีที่ 2 และ 3) และแบบที่ 3 การอบแห้งแบบสองขั้นตอนโดยใช้ไอน้ำร้อนยังคงแล้วตามด้วยลมร้อน (กรณีที่ 4 และ 5) ซึ่งมีกระบวนการและสภาวะการอบแห้งดังตารางที่ 1 ระบบเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยังคง มีส่วนประกอบหลัก คือ เครื่องกำเนิดไอน้ำ อุปกรณ์ให้ความร้อน (superheater) ขนาด 13.5 kW ห้องอบแห้งแบบตู้ขนาด $30 \times 30 \times 10 \text{ cm}^3$ และพัดลมใบพัดโค้งหลัง เครื่องอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนเป็นแบบวงจรปิด มีส่วนประกอบสำคัญ คือ ตู้อบแห้งขนาด $85 \times 85 \times 85 \text{ cm}^3$ เครื่องอัดไอน้ำแบบลูกสูบขนาด 0.5 kW เครื่องทำระเหย ขนาด 1 kW เครื่องควบแน่นตัวในและเครื่องควบแน่นตัวนอก ขนาด 1.8 และ 1.1 kW ตามลำดับ ส่วนการอบแห้งด้วยลมร้อน ในงานวิจัยนี้ใช้เครื่องอบแห้งแบบตู้ขนาด $40 \times 40 \times 40 \text{ cm}^3$ และมีอุปกรณ์ให้ความร้อนขนาด 4 kW

Table 1. The experimental conditions

Case no.	Drying process/conditions
Case 1	SSD: Drying using SHS only, 140°C (SHS: superheated steam)
Case 2	SSD/HPD: Drying using SHS, 140°C until IMC = $30 \pm 3.2\%$ (w.b.) and then followed by HPD, 50°C
Case 3	SSD/HPD: Drying using SHS, 140°C until IMC = $40 \pm 2.4\%$ (w.b.) and then followed by HPD, 50°C
Case 4	SSD/AD: Drying using SHS, 140°C until IMC = $30 \pm 2.6\%$ (w.b.) and then followed by AD, 50°C
Case 5	SSD/AD: Drying using SHS, 140°C until IMC = $40 \pm 4.1\%$ (w.b.) and then followed by AD, 50°C

การเตรียมตัวอย่าง นำกุ้งขาว (Penaeidae) ขนาดเล็ก นำมาทำความสะอาด นำไปแช่ในน้ำเกลือที่มีความเข้มข้น 2% โดยปริมาตร ประมาณ 30 นาที ก่อนนำไปอบแห้ง แต่ละการทดลองใช้กุ้งสดครั้งละ 1 กิโลกรัม ตัวอย่างกุ้งมีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 80% w.b. ทำการทดลองอบแห้งในแต่ละกรณีตามตารางที่ 1 อุณหภูมิและความเร็วของไอน้ำร้อนบดบังที่ใช้ คือ 140°C และ 2.08 ± 0.2 m/s ตามลำดับ สำหรับการอบแห้งในขั้นตอนที่สอง อุณหภูมิลมร้อนที่ใช้ในเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนและแบบตู้เท่ากัน คือ 50°C และ ความเร็วลมในเครื่องอบแห้งทั้งคู่คือ 0.91 และ 0.87 m/s ตามลำดับ โดยความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก (intermediate moisture content: IMC) คือ 30% และ 40% w.b. แต่ละการทดลองทำการเก็บข้อมูลดังนี้ อุณหภูมิของตัวกลางที่ใช้อบแห้ง การลดลงของความชื้นตัวอย่างขณะอบแห้งโดยชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งดิจิตอลที่มีความละเอียด ± 0.1 กรัม ทำการอบแห้งจนกระทั่งตัวอย่างมีความชื้นสุดท้ายประมาณ 20% w.b. การหาค่าน้ำหนักแห้งใช้ตู้อบ อบตัวอย่างที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง

2.2 การทดสอบคุณภาพของกุ้ง

คุณภาพกุ้งที่ทำการทดสอบคือ การหดตัว สี การคืนตัว โดย 1) การทดสอบการหดตัว จะใช้วิธีวัดขนาดของตัวอย่างกุ้งก่อนและหลังทำการอบแห้งโดยใช้ vernia เพื่อหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเทียบเท่าโดยสมมติรูปร่างกุ้งเป็นทรงกลม แล้วคำนวณหาเปอร์เซ็นต์การหดตัวของกุ้ง 2) การทดสอบคุณภาพสีของกุ้ง จะทำการวัดสีของกุ้งก่อนและหลังทำการอบแห้งโดยใช้เครื่องวัดสีอาหารชนิด Model Juki JP 7100P ซึ่งแสดงค่าสี 3 อย่าง คือ ค่าสีเขียวหรือแดง (a) ค่าสีน้ำเงินหรือ เหลือง (b) และค่าความสว่าง (L) และ 3) การทดสอบการคืนตัว จะใช้วิธีวัดขนาดของตัวอย่างกุ้งโดยใช้ vernia ในลักษณะเช่นเดียวกับการทดสอบการหดตัว นำกุ้งที่อบแห้งแช่ในน้ำร้อนอุณหภูมิ 100°C เพื่อทำการวัดขนาดของกุ้งแห้งที่ขยายตัวทุก ๆ นาที แล้วคำนวณหาเปอร์เซ็นต์การคืนตัวของกุ้ง

3. ผลและวิจารณ์

3.1 ผลการทดลองอบแห้งกึ่งด้วยการอบแห้งแบบต่างๆ

จากการทดลอง รูปที่ 1 และ 2 พบว่า กระบวนการอบแห้งแบบต่างๆ และความชื้นที่ดึงออกจากชั้นตอนแรก (intermediate moisture content: IMC) มีผลต่อเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง อัตราการลดความชื้นจะลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงแรก การอบแห้งจะช้าลงเมื่อเปลี่ยนการอบแห้งช่วงหลังมาใช้ไอน้ำความร้อน โดยจะใช้เวลานานขึ้นกรณีที่กระบวนการอบแห้งแบบสองชั้นตอนซึ่งวัสดุถูกดึงออกจากช่วงแรกที่มีความชื้นสูง และมีแนวโน้มเดียวกันสำหรับการอบแห้งแบบโดยใช้ไอน้ำร้อนขับเคลื่อนด้วยลมร้อน

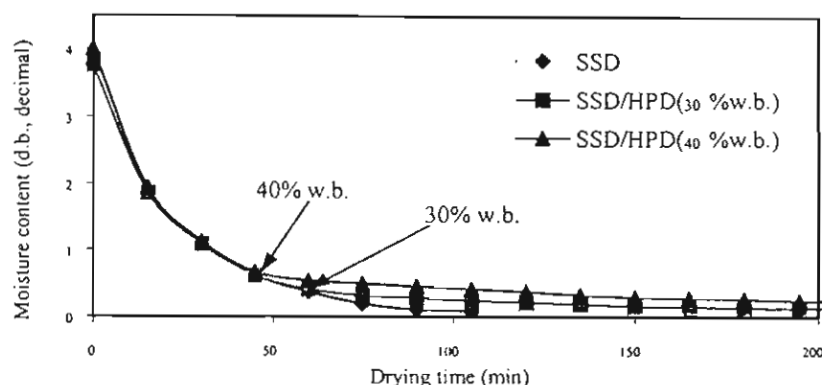


Figure 1. Drying curves of shrimp dried in SSD and SSD/HPD

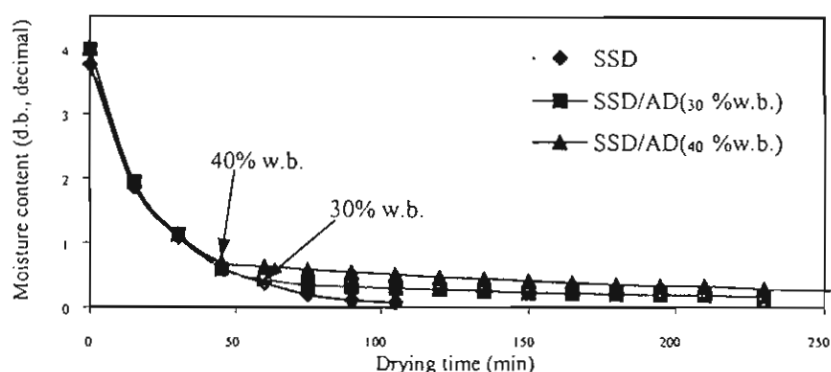


Figure 2. Drying curves of shrimp dried in SSD and SSD/AD

จากรูปที่ 3 แสดงการเปรียบเทียบเวลาที่ใช้ในการอบแห้งตามกรณีต่างๆ ที่ใช้ในการอบแห้งจากความชื้นเริ่มต้นถึงความชื้นสุดท้าย พบว่าการอบแห้งแบบสองชั้นตอนใช้เวลาอบแห้งเพิ่มขึ้น โดยการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขับเคลื่อนด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) จะใช้เวลานานกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขับเคลื่อนด้วยลมร้อน (SSD/AD) ที่ความชื้นที่ดึงออกจากชั้นตอนแรกเดียวกัน โดยใช้เวลานานกว่า 1.4-1.5 เท่า เนื่องจากการอบแห้งในช่วงที่สองด้วยปั๊มความร้อนนั้น มีศักยภาพการอบแห้งที่เร็วกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิเดียวกัน โดยเฉพาะกรณีที่ 5 (SSD/AD) นั้นใช้เวลานานที่สุด มากกว่ากรณีที่ 1 (SSD) 3.57 เท่า

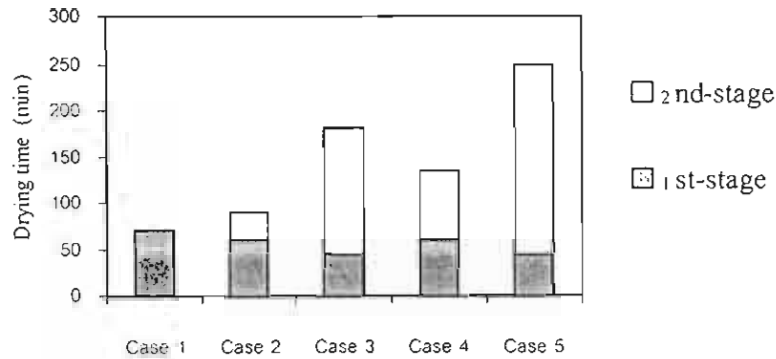


Figure 3. Drying time of shrimp drying using different drying techniques

3.2 คุณภาพของผลิตภัณฑ์

3.2.1 การหดตัว

จากการทดลองดังตารางที่ 2 พบว่า การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) (ทั้งกรณีที่ 2 และ 3) ให้ผลการหดตัวของกุ้งแห้งน้อยกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดยิ่งเพียงอย่างเดียว จึงถือได้ว่าช่วยให้การหดตัวของกุ้งแห้งน้อยลง เนื่องจากการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดยิ่งในช่วงแรก การระเหยน้ำในวัสดุเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วและเกิดขณะที่ไอน้ำในวัสดุขยายตัวภายในผนังเซลล์ อันเนื่องจากความดันไอน้ำสูงสูงกว่าความดันในไอน้ำร้อนขวดยิ่ง ทำให้วัสดุเกิดรูพรุนมากมาย (Seyed-Yagoobi et al. [1999]) ดังนั้นการหดตัวจึงน้อยลงด้วย เมื่อเปรียบเทียบกับการใช้ลมร้อนที่อุณหภูมิเดียวกัน (Prachayawarakron et al. [2002]) และเมื่อเปลี่ยนการอบแห้งอุณหภูมิต่ำช่วงที่สองมาใช้ปั๊มความร้อนซึ่งเป็นการอบแห้งที่ช่วยรักษาคุณภาพการหดตัว

ส่วนการอบแห้งแบบสองขั้นตอนแบบอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดยิ่งตามด้วยลมร้อน (SSD/AD) กรณีที่ 4 (IMC 30% w.b.) การหดตัวน้อยลงซึ่งถือว่าใกล้เคียงกับการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดยิ่งเพียงอย่างเดียว แต่ในกรณีที่ 5 (IMC 40% w.b.) การหดตัวมากกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดยิ่งเพียงอย่างเดียวมาก จึงถือได้ว่าไม่ได้ช่วยให้การหดตัวของกุ้งแห้งดีขึ้น เนื่องจากการอบแห้งด้วยลมร้อนใช้เวลานานทำให้การหดตัวมากขึ้น ซึ่งเป็นไปได้ว่ากรณีที่ 5 ใช้เวลานานเกินไปจนไม่สามารถรักษาคุณภาพการหดตัวได้

Table 2. Percentage of shrinkage of dried shrimp obtain from different drying techniques

Sample	Shrinkage (%)
Case 1: SSD process	37.50 ± 7.50
Case 2: SSD/HPD process (IMC 30% w.b.)	21.47 ± 7.36
Case 3: SSD/HPD process (IMC 40% w.b.)	31.20 ± 5.67
Case 4: SSD/AD process (IMC 30% w.b.)	35.53 ± 7.79
Case 5: SSD/AD process (IMC 40% w.b.)	48.07 ± 8.87

จากผลของการเปลี่ยนแปลงค่าความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก (IMCs) ในตารางที่ 2 พบว่า การอบแห้งแบบสองขั้นตอนทั้งสองแบบ เมื่อดึงออกที่ความชื้นเพิ่มขึ้นการหดตัวจะเพิ่มขึ้น ความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรก 30% w.b. จะได้กุ้งที่หดตัวน้อยกว่ากรณีที่ดึงออกที่ความชื้น 40% w.b. ทั้งนี้อาจเป็นเพราะหากดึงออกที่ความชื้นสูงอยู่ การสร้างรูพรุนด้วยการอบแห้งแบบใช้น้ำร้อนยังคงในช่วงแรกอาจยังไม่มากพอ (pore development) เมื่ออบแห้งต่อด้วยอากาศทั้งแบบใช้ปั๊มความร้อนและลมร้อน จึงง่ายต่อการหดตัว อีกทั้งการใช้เวลาการอบแห้งที่นานกว่าถึงประมาณ 2 เท่า จากรูปที่ 3 โดยการอบแห้งในช่วงที่สองซึ่งใช้อากาศทั้งสองแบบจะใช้เวลานานขึ้นเมื่อดึงออกที่ความชื้นสูง

นอกจากนี้ยังพบว่าจากการสังเกตโดยการสัมผัสด้วยมือ กุ้งที่ได้จากการอบแห้งแบบสองขั้นตอนนั้นมีลักษณะเนื้อไม่แข็ง มีลักษณะเงาใส ดูโปร่งกว่า เมื่อเทียบกับกรณีอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยังคงเพียงอย่างเดียว เนื่องจากการอบแห้งแบบสองขั้นตอนนั้น การอบแห้งกุ้งในช่วงที่สองด้วยปั๊มความร้อนหรือด้วยลมร้อนมีอุณหภูมิการอบแห้งที่ต่ำลง กุ้งไม่ไหม้แสง และการหดตัวน้อยทำให้เนื้อกุ้งไม่แข็ง

3.2.2 คุณภาพสี

จากการตรวจสอบคุณภาพสีของกุ้งหลังการอบแห้ง โดยใช้เครื่องวัดสีอาหารซึ่งแสดงค่าสี 3 อย่าง คือ ค่าสีแดง (a) ค่าสีเหลือง (b) และค่าความสว่าง (L) ตารางที่ 3 พบว่า กุ้งแห้งที่ได้ในแต่ละกรณีมีค่าสีแดงโดดเด่น การอบแห้งโดยใช้น้ำร้อนยังคงตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) กุ้งแห้งที่ได้มีค่าความสว่างต่ำกว่าการอบแห้งโดยใช้น้ำร้อนยังคงเพียงอย่างเดียวขณะที่ค่าสีของกุ้งแห้งสูงกว่า ถือได้ว่าช่วยพัฒนาสีของกุ้งแห้ง เนื่องจากการอบแห้งแบบสองขั้นตอนนั้นอบแห้งด้วยอุณหภูมิค่าด้วยปั๊มความร้อนในช่วงที่สอง สีจึงดีกว่าการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงตลอดช่วง โดยการเปลี่ยนขั้นตอนการอบแห้งที่ความชื้นสูงจะให้คุณภาพสีที่ดีกว่าที่ความชื้นต่ำ โดยในกรณีที่ 3 ความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกที่ 40% w.b. (IMC 40% w.b.) สีแดงและเหลืองของกุ้งแห้งสูงที่สุด อาจเนื่องมาจากใช้เวลาอบแห้งอุณหภูมิสูงด้วยไอน้ำร้อนยังคงในช่วงแรกสั้นกว่ากรณีที่ 2 (IMC 30% w.b.) และการอบแห้งต่อด้วยปั๊มความร้อนช่วยรักษาคุณภาพสีของผลิตภัณฑ์ (Chua et al. [2000]) ค่าสีเริ่มต้นของกุ้ง a, b และ L คือ -0.42, -0.97 และ 32.15 ตามลำดับ

Table 3. Values of 'a', 'b' and 'L' for the dried shrimp samples

Sample	Colors		
	'a'	'b'	'L'
Case 1: SSD process	6.05	12.27	41.98
Case 2: SSD/HPD process (IMC 30% w.b.)	6.20	10.07	37.87
Case 3: SSD/HPD process (IMC 40% w.b.)	9.45	12.72	38.22
Case 4: SSD/AD process (IMC 30% w.b.)	8.19	9.75	35.25
Case 5: SSD/AD process (IMC 40% w.b.)	5.97	11.34	42.08

จากการเปรียบเทียบการอบแห้งแบบสองขั้นตอนอีกแบบ คือ อบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดอิงตามด้วยลมร้อน (SSD/AD) กรณีที่ 4 (IMC 30% w.b.) กุ้งแห้งมีสีแดงกว่าการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดอิงเพียงอย่างเดียว ขณะที่ในกรณีที่ 5 (IMC 40% w.b.) ค่าสีต่างๆ ของกุ้งแห้งไม่ดีขึ้น อาจเนื่องจากการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำในช่วงที่สอง ที่จริงแต่ใช้เวลาอบแห้งนานมากจนไม่สามารถรักษาคุณภาพไว้ได้

3.2.3 การคืนตัว

จากการทดสอบการคืนตัวของกุ้งที่ได้จากการอบแห้งแต่ละแบบ โดยแช่ในน้ำร้อนที่ อุณหภูมิประมาณ 100°C ตามรูปที่ 4 พบว่า ทุกกรณีมีแนวโน้มการคืนตัวคล้ายกัน คือ มีลักษณะความชันของกราฟของการอบแห้งแต่ละกรณีคล้ายกันโดยมีอัตราการคืนตัวเร็วในช่วงแรก จากค่าการคืนตัวสุดท้ายของกุ้งแห้งในแต่ละกรณี พบว่า การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดอิงตามด้วยปั๊มความร้อนทั้ง 2 กรณี (กรณีที่ 2 และ 3) ให้ผลการคืนตัวของกุ้งแห้งมากที่สุด นอกจากนี้ยังพบความสัมพันธ์ระหว่างการหดตัวและการคืนตัวของกุ้ง คือ การหดตัวมักเป็นสัดส่วนผกผันกับการคืนตัว ดังรูปที่ 5.

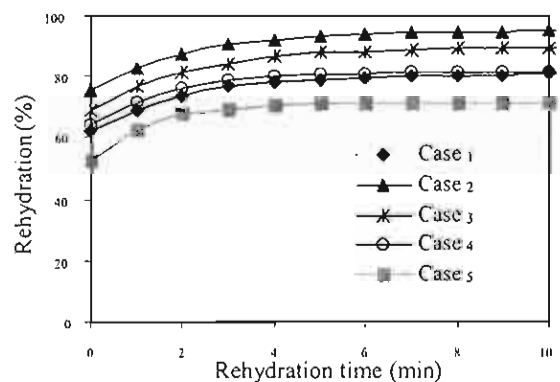


Figure 4. Rehydration curves of dried shrimp samples obtained from different drying processes

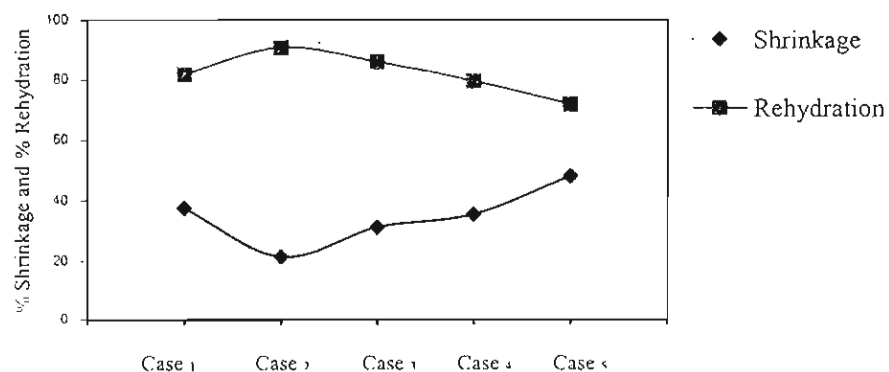


Figure 5. Relationship between shrinkage and rehydration

4. สรุป

การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยปั๊มความร้อน (SSD/HPD) เป็นเทคนิคการอบแห้งใหม่ที่สามารถพัฒนาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ได้ กุ้งแห้งที่ได้หาคตัวน้อยลง คุณภาพสีดีขึ้น การคืนตัวมากขึ้น เนื้อกุ้งแห้งดูเงาใสและไม่แข็ง เมื่อเปรียบเทียบกับวิธีการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเพียงอย่างเดียว (SSD) ส่วนการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามด้วยลมร้อน (SSD/AD) ช่วยพัฒนาคุณภาพบางประการคือ กุ้งแห้งที่ได้สีแดงขึ้นและเนื้อไม่แข็ง

โครงสร้างของผลิตภัณฑ์หลังอบแห้ง สามารถพัฒนาโดยการอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งในช่วงแรก การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนคือในช่วงที่สองช่วยรักษาการสูญเสียรูปร่างของผลิตภัณฑ์ให้น้อยลง ขณะที่การอบแห้งด้วยลมร้อนเกิดการสูญเสียรูปร่างมากเนื่องจากการใช้เวลาอบแห้งนาน อย่างไรก็ตาม การเลือกสภาวะการอบแห้ง เช่น อุณหภูมิอบแห้งและความชื้นที่ดึงออกจากขั้นตอนแรกที่เหมาะสม เป็นแนวทางหนึ่งที่สามารถช่วยเพิ่มศักยภาพด้านคุณภาพได้

5. กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Stromman I. Heat pump drying, new development and applications. Proc of 2nd Asian-Oceania Drying Conference (ADC '01), 2001; 102-113.
2. Seyed-Yagoobi J, Li Y.B, Moreira R.G, Yamsaengsung R. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. Drying Technology, 1999; 17(1 & 2):191-213.
3. Prachayawarakorn S, Soponronnarit S, Wetchacama S, Jaisut D. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. Drying Technology, 2002; 20(3):669-684.
4. Chua J.K, Mujumdar A.S, Chou S.K, Hawlader M.N.A, Ho J.C. Convective drying of banana, guava and potato pieces : effect of cyclical variations of air temperature on drying kinetics and color change. Drying Technology, 2000; 18(4&5):907-936.
5. Posomboon W. Processing effect on quality of dried shrimp. Master of Engineering Thesis, Agricultural Engineering Program, 1998. Bangkok, Thailand: Asian Institute of Technology.

เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรด Heat Pump-Infrared Dryer

กิตติศักดิ์ วิธินันทกิจ¹ สมชาติ ไสภณธนฤทธิ์² อติศักดิ์ นาดกรณกุล³

¹นักศึกษาปริญญาโท, ²ศาสตราจารย์, ³ผู้ช่วยศาสตราจารย์

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ประชาอุทิศ บางมด กทม 10140

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดไกล โดยออกแบบ และติดตั้งแท่งรังสีอินฟราเรดขนาด 1.95 กิโลวัตต์ ในแนวตั้งฉากกับทิศทางการไหลของอากาศที่ผ่านการอบแห้งผ้าชุบน้ำ เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนสามารถบรรจุผลิตภัณฑ์ได้ 12 ถาด (น้ำหนักผลิตภัณฑ์ 100-132 กิโลกรัม) ทำการทดลองอบแห้งผ้าชุบน้ำแบบระบบปิด เพื่อประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้ง พลังงานและเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง โดยเปลี่ยนแปลงความชื้นเริ่มต้น อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแท่งรังสีอินฟราเรด และอัตราการไหลของอากาศเข้าห้องอบแห้ง จากผลการทดลองพบว่า รังสีอินฟราเรดช่วยลดเวลาในการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้นสูง และอัตราการไหลอากาศต่ำ แต่จะมีอิทธิพลน้อยลงเมื่ออัตราการไหลอากาศสูงขึ้น ส่วนการตั้งอุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแท่งรังสีอินฟราเรดต่ำกว่าอากาศอบแห้งประมาณ 8-10°C จะประหยัดพลังงานมากกว่าการตั้งอุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรดเท่ากับอุณหภูมิอากาศอบแห้ง ในขณะที่ใช้เวลาในการอบแห้งเท่าเดิม จากการทดลองทั้งหมด พบว่า ความชื้นเริ่มต้น 200 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 51°C อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแท่งรังสีอินฟราเรด 41°C และอัตราการไหลอากาศ 858 กิโลกรัมต่อชั่วโมง รังสีอินฟราเรดช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้มากที่สุด เท่ากับ 3 ชั่วโมง สิ้นเปลืองพลังงาน 3.69 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย โดยมีค่าสมรรถนะของปั๊มความร้อนเท่ากับ 3.58

คำสำคัญ: การอบแห้ง / ปั๊มความร้อน / รังสีอินฟราเรด

ABSTRACT: This research is a study of combined heat pump and far-infrared drying. 1.95-kW far-infrared rod was designed and installed in the vertical direction, perpendicular to direction of drying air downstream. Heat pump dryer contained 12 trays of product (100-132 kg-product capacity) inside. Drying experiments were conducted to evaluate dryer performance, energy and time used for drying wetted cloths. Parameters studied were initial moisture contents, temperature for controlling infrared operation, and flow rate of inlet air. The experimental results showed that far-infrared contributed to decrease drying time at high initial moisture content and low air flow rate. However, it had less influence at the higher air flow rate. It was clearly found that there was more energy saving when the temperature for controlling far-infrared operation was set below the drying air temperature by approximately 8-10°C than when the temperature was set equal to the drying air temperature. The drying condition of far-infrared heat pump at 200% d.b. of moisture content, 51°C of hot air temperature, 41°C of temperature for controlling far-infrared operation and 858 kg/hr of air flow rate, reduced the maximum drying time of 3 hours with the energy consumption of 3.69 MJ/evaporated water and heat pump performance of 3.58.

Keywords: drying / heat pump / infrared

1. บทนำ

ปัจจุบันเทคโนโลยีการอบแห้งมีวิวัฒนาการที่ตอบสนองต่อความต้องการของภาคเกษตรกรรม และอุตสาหกรรมอยู่หลายวิธี เช่น การอบแห้งโดยใช้แสงอาทิตย์ การอบแห้งแบบอุโมงค์ การอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด และการอบแห้งแบบปั๊มความร้อน เป็นต้น การอบแห้งแบบปั๊มความร้อนเป็นวิธีหนึ่งที่ได้รับการนิยมนอกจากอากาศที่อบแห้งมีความชื้นสัมพัทธ์ต่ำทำให้น้ำระเหยได้ง่าย และอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งไม่สูงมากทำให้ช่วยรักษากลิ่นและสีของผลิตภัณฑ์ไว้ได้ แต่มีข้อเสียคือใช้เวลาในการอบแห้งค่อนข้างนานส่งผลให้สิ้นเปลืองพลังงาน การศึกษาหาวิธีลดเวลาในการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนให้น้อยลงโดยยังคงรักษาคุณภาพของผลิตภัณฑ์ไว้ด้วยการนำกระบวนการแผ่รังสีอินฟราเรดมาประยุกต์ใช้ร่วมกับปั๊มความร้อนจึงเป็นวิธีที่น่าสนใจ เนื่องจากกระบวนการแผ่รังสีอินฟราเรดเป็นวิธีการที่ได้รับการนิยมนอกอุตสาหกรรมค่อนข้างมาก ใช้งานง่าย ให้ความร้อนได้อย่างรวดเร็ว และประหยัดพลังงาน การนำเทคโนโลยีทั้งสองมาประยุกต์ใช้ร่วมกันน่าจะเพิ่มประสิทธิภาพในการอบแห้งได้มากขึ้น งานวิจัยในด้านการใช้ปั๊มความร้อน และรังสีอินฟราเรดในการอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตร สรุปไว้ในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 งานวิจัยที่เกี่ยวกับการอบแห้งผลิตภัณฑ์ด้วยกระบวนการแผ่รังสีอินฟราเรด

ผู้แต่ง	ผลิตภัณฑ์	ความชื้นเริ่มต้น / สุดท้าย	คุณสมบัติอากาศเข้าห้องอบแห้ง	ระยะห่างวัสดุอบแห้งกับ FIR	พลังงานที่ใช้
Min และ Naizhang (1992)	เห็ดขาว(50 g) พหนา 1-3, 3-5, 5-7 mm)	- / 0.08 w.b.	T = 40, 60, 80 °C V = 0, 1.37, 2.74 m/min	14, 20, 26 cm	-FIR
Abe และ Afzal (1997)	ข้าวเปลือก (400 g)	(0.25, 0.35, 0.47)/0.14 d.b.	T = 30 °C V = 0.3, 0.5, 0.7 m/s	15 cm	-FIR = 0.167, 0.333, 0.5, 0.625 W/cm ²
Fu และ Lien (1998)	กุ้ง (60 g)	-/0.276 d.b.	T = 43-117 °C V = 1.5 m/s	6.5-12.3 cm	-FIR = 2000 W -Electric Heater = 4x400 W
Afzal และ คณะ (1999)	ข้าวบาร์เลย์ (300 g)	0.23/0.15 d.b.	T = 40, 55, 70 °C V = 0.5 m/s	-	-Electric Heater
			T = 30 °C V = 0.3, 0.5, 0.7m/s	-	-FIR = 0.167, 0.333, 0.5 W/cm ² -Electric Heater
Afzal และ Abe (1999)	มันฝรั่ง (40x40x6 mm)	3.51-5.44 kg/kg dry solid/-	T = 30 °C V = 0.3, 0.5, 0.7 m/s RH = 36, 62 %	15 cm	-FIR = 0.125, 0.25, 0.375, 0.5 W/cm ² -Electric Heater
ประพัฒน์ และ ธวัชชัย (2544)	เมล็ดมะม่วงหิมพานต์ (500 kg)	0.1/0.0445 w.b.	T = 70 °C	-	-Gas oven
			T = 70-90 °C	15-25 cm	-FIR
Tan และ คณะ (2001)	แอปเปิ้ล มันฝรั่ง (25x25x2 mm) แครอท (Ø5x3mm)	-	T = 60 °C V = 2.1 m/s	9.5 cm	-IR = 2000 W -Heat Pump

Min และ Naizhang ศึกษาการอบแห้งเห็ดขาวด้วยรังสีอินฟราเรด พบว่า ที่อุณหภูมิและความเร็วอากาศสูง สามารถลดระยะเวลาในการอบแห้งเนื่องจากสามารถถ่ายเทความร้อนได้ดีกว่า แต่สิ้นเปลืองพลังงานค่อนข้างมาก รังสี

อินฟราเรดสามารถทะลุทะลวงเข้าไปได้ถึงใจกลางเนื้อผลิตภัณฑ์ที่บางได้ดีกว่าผลิตภัณฑ์ที่หนา ทำให้การถ่ายเทความร้อนทั่วถึง และผลิตภัณฑ์ที่อยู่ใกล้กับแท่งอินฟราเรดจะรับพลังงานความร้อนได้มากกว่าผลิตภัณฑ์ที่อยู่ไกลออกไป เนื่องจากรังสีอินฟราเรดที่ตกกระทบผลิตภัณฑ์ที่อยู่ใกล้จะมีระดับความเข้มสูงทำให้น้ำในเนื้อผลิตภัณฑ์ได้รับพลังงานจากรังสีมากจึงระเหยได้รวดเร็วขึ้น นอกจากนี้พบว่า ที่สภาวะความหนาผลิตภัณฑ์ 1-3 mm ระยะห่างของผลิตภัณฑ์กับแท่งอินฟราเรด 14 cm อุณหภูมิในห้องอบแห้ง 60°C และความเร็วลมเข้าห้องอบแห้ง 2.74 m/min เป็นเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้ง เพื่อให้ใช้ระยะเวลาในการอบแห้งที่น้อยที่สุด และประหยัดพลังงานได้มากที่สุด

Abe และ Afzal ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกชั้นบางด้วยรังสีอินฟราเรด พบว่า ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกมีผลต่อเวลาที่ใช้ในการอบแห้งน้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับ การเพิ่มความเร็วอากาศและความเข้มรังสีอินฟราเรดซึ่งช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้ค่อนข้างมาก แต่การเพิ่มความเข้มรังสีอินฟราเรดจาก 0.333 W/cm² เป็น 0.500 W/cm² สามารถลดเวลาในการอบแห้งได้น้อยกว่าการเพิ่มความเข้มรังสีอินฟราเรดจาก 0.167 W/cm² เป็น 0.333 W/cm² แสดงว่าการเพิ่มความเข้มรังสีอินฟราเรดที่ระดับความเข้มที่สูงแล้วไม่สามารถลดเวลาในการอบแห้งได้มากนัก ส่วนการเพิ่มความเร็วอากาศเข้าห้องอบแห้งสามารถลดเวลาในการอบแห้งได้น้อยกว่า เมื่อเปรียบเทียบกับ การเพิ่มความเข้มรังสีอินฟราเรด

Fu และ Lien ศึกษาการอบแห้งกุ้งด้วยรังสีอินฟราเรดร่วมกับอากาศร้อน พบว่า อุณหภูมิแท่งอินฟราเรดและอุณหภูมิอากาศร้อนที่สูงสามารถลดเวลาในการอบแห้งได้มากกว่าที่อุณหภูมิต่ำ แต่เป็นการสิ้นเปลืองพลังงานค่อนข้างมากและคุณภาพของกุ้งลดต่ำลงเนื่องจากอุณหภูมิที่สูงเกินไป ในการทดลองที่อุณหภูมิแท่งอินฟราเรดสูงกับอุณหภูมิอากาศร้อนต่ำและอุณหภูมิแท่งอินฟราเรดต่ำกับอุณหภูมิอากาศร้อนสูงเป็นจุดที่ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยและคุณภาพของกุ้งอยู่ในเกณฑ์ที่ดี ดังนั้นถ้าพิจารณาถึงเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง การประหยัดพลังงาน และคุณภาพของกุ้งอยู่ในเกณฑ์ที่ดี พบว่าที่อุณหภูมิแท่งอินฟราเรด 357°C อุณหภูมิอากาศร้อน 43°C และระยะห่างระหว่างแท่งอินฟราเรดกับวัสดุ 12.5 cm เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุด

Afzal และ คณะ ศึกษาการอบแห้งข้าวบาร์เลย์ด้วยรังสีอินฟราเรดร่วมกับอากาศร้อน พบว่า การอบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดร่วมกับอากาศร้อนสามารถอบแห้งได้เร็วกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนเพียงอย่างเดียวและสิ้นเปลืองพลังงานน้อยกว่า การเพิ่มความเข้มรังสีอินฟราเรดช่วยลดเวลาในการอบแห้ง แต่จะสิ้นเปลืองพลังงานและส่งผลกระทบต่อเ็นต์การงอกของข้าวบาร์เลย์ลดลง เงื่อนไขในการอบแห้งที่เหมาะสมคือ ที่ระดับความเข้มของรังสีอินฟราเรด 0.333 W/cm² ส่วนการเพิ่มความเร็วอากาศเข้าห้องอบแห้งทำให้เกิดการสิ้นเปลืองพลังงานและยังใช้เวลาอบแห้งเพิ่มมากขึ้นเพราะความเร็วอากาศที่สูงขึ้นทำให้เกิดการระบายความร้อนที่ผลิตภัณฑ์ออกไป

Afzal และ Abe ได้ทำการศึกษาการอบแห้งด้วยรังสีอินฟราเรดร่วมกับอากาศร้อนของมันฝรั่ง โดยใช้เงื่อนไขในการทดลองเหมือนกับข้าวบาร์เลย์ พบว่าได้ผลการทดลองในแนวทางเดียวกับการอบแห้งข้าวบาร์เลย์ และอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์มีค่ามากที่ระดับความเข้มของรังสีอินฟราเรดสูง ส่วนความชื้นสัมพัทธ์อากาศไม่มีอิทธิพลต่อเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง

ประพัฒน์ ทองจันทร์ และวิชชัย ทิววรรณวงศ์ ศึกษาการลดความชื้นเมล็ดมะม่วงหิมพานต์สำหรับการล่อเชื้อโดยใช้รังสีอินฟราเรด พบว่า อุณหภูมิที่เหมาะสมในการอบแห้ง 70°C ระยะติดตั้งแท่งอินฟราเรด 15 cm นอกจากนี้ยังพบว่า การอบโดยใช้รังสีอินฟราเรดใช้เวลาในการอบ 6 ชั่วโมง สิ้นเปลืองพลังงานคิดเป็นเงิน 80.95 บาท และค่าแรงงาน 143 บาท ในขณะที่ตู้อบแก๊สใช้เวลาในการอบ 26 ชั่วโมง สิ้นเปลืองพลังงานคิดเป็นเงิน 231.33 บาท และค่าแรงงาน 429 บาท การอบเมล็ดมะม่วงหิมพานต์โดยใช้รังสีอินฟราเรดสามารถประหยัดเวลาได้ 76.9 เปอร์เซ็นต์ และประหยัดค่าใช้จ่ายแปรผันได้ 66 เปอร์เซ็นต์

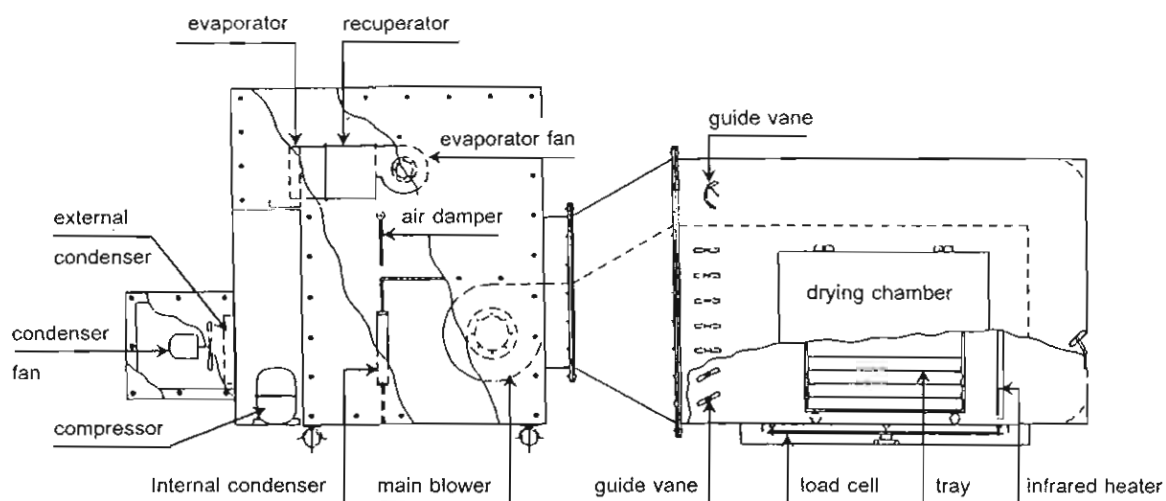
Tan et al. ศึกษาการอบแห้งด้วยปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรด ในการทดลองนี้ใช้เทอร์โมคัปเปิลแบบที (type T) ที่ต่อไปยังชุดควบคุม (PID controller) เชื่อมเข้าไปในเนื้อผลิตภัณฑ์เพื่อควบคุมอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ให้ได้ตามที่กำหนด (set point temperature) ดังนั้นการให้ความร้อนจากรังสีอินฟราเรดถูกควบคุมโดยอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ ซึ่งจะตัดรังสีอินฟราเรดทันทีที่อุณหภูมิของวัสดุถึงค่าที่กำหนดไว้ จากผลการทดลองแบ่งเป็นสองกรณี คือกรณีแรก ควบคุมอุณหภูมิผลิตภัณฑ์เริ่มต้นที่ 38°C เป็นเวลา 10 นาที ต่อมาควบคุมที่ 36°C และกรณีที่สองควบคุมอุณหภูมิผลิตภัณฑ์เริ่มต้นที่ 45°C เป็นเวลา 10 นาที ต่อมาควบคุมที่ 40°C พบว่ากรณีแรกซึ่งอุณหภูมิต่ำกว่าแต่ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่ากรณีที่สอง เนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิอากาศกับอุณหภูมิผลิตภัณฑ์ของกรณีที่สองมีค่าน้อยกว่ากรณีที่แรก ส่งผลให้การถ่ายเทความร้อนจากผลิตภัณฑ์โดยการพามีค่าน้อย ทำให้ใช้เวลาในการอบแห้งมากกว่า ส่วนการใช้รังสีอินฟราเรดร่วมกับปั๊มความร้อนสามารถลดเวลาในการอบแห้งได้ค่อนข้างมาก เมื่อเปรียบเทียบกับการใช้ปั๊มความร้อนเพียงอย่างเดียว อีกทั้งสีของผลิตภัณฑ์ยังอยู่ในเกณฑ์ที่ดี

จากงานวิจัยที่ผ่านมาพบว่า การศึกษาการอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดยังมีไม่มาก โดยเฉพาะในประเทศไทย ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเป็นการศึกษาเริ่มต้นของการใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรดในการอบแห้ง โดยศึกษาผลของการอบแห้งผ้าชุบน้ำด้วยปั๊มความร้อน (HP) และปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรด (HP&IR) เพื่อวิเคราะห์เปรียบเทียบระหว่างการอบแห้งทั้งสองแบบ โดยคำนึงถึงปัจจัยที่มีผลกระทบต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งคือ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแหล่งรังสีอินฟราเรด (set point temperature; setpt) อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง และความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำ

2. อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรดที่ออกแบบได้ติดตั้งแหล่งรังสีอินฟราเรดขนาด 0.65 kW จำนวน 3 แท่ง ในแนวตั้งจากก้นทิศทางกรไหลของอากาศที่ผ่านการอบแห้งผ้าชุบน้ำและห่างจากวัสดุอบแห้ง 0.12 m โดยมีระยะห่างระหว่างแท่งรังสีอินฟราเรด 0.25 m ปั๊มความร้อนมีขนาดเครื่องควบแน่นตัวในและตัวนอกรวม 4.5 kW เครื่องทำระเหย 3.66 kW เครื่องอัดไอ 1.3 kW พัดลมหลักขนาด 0.75 kW พัดลมสำหรับเครื่องควบแน่นตัวนอกและเครื่องทำระเหยขนาด 50 W ตู้อบแห้งมีขนาดภายในเท่ากับ 0.90 ม.(กว้าง) x 0.80 ม.(ยาว) x 0.75 ม.(สูง) สามารถบรรจุวัสดุชิ้นเลนเลนขนาด 0.74 ม.(กว้าง) x 0.65 ม.(ยาว) x 0.60 ม.(สูง) รถเข็นสามารถบรรจุภาตสเลนเลนขนาด 0.72 x 0.63 m² ได้ 12 ภาต เครื่องชั่งน้ำหนักแบบโหลดเซลล์ถูกติดตั้งอยู่ด้านล่างของตู้อบแห้ง ซึ่งน้ำหนักได้สูงสุด 150 kg (อ่านได้ละเอียด 0.05 kg) รายละเอียดของเครื่องอบแห้งแสดงในรูปที่ 1 ส่วนอุณหภูมิอบแห้งและอุณหภูมิเปิดปิดแหล่งรังสีอินฟราเรดควบคุมโดยใช้เครื่องควบคุมอุณหภูมิ (digital temperature controller) ความละเอียด 1 °C โดยติดตั้งปลายสายเทอร์โมคัปเปิลที่ทางเข้าห้องอบแห้งสำหรับการควบคุมอุณหภูมิอบแห้ง และติดตั้งปลายสายเทอร์โมคัปเปิลที่ขอบภาตด้านอากาศอบแห้งไหลออกจากชั้นภาตห่างจากแหล่งรังสีอินฟราเรด 0.12 m สำหรับควบคุมอุณหภูมิเปิดปิดแหล่งรังสีอินฟราเรด อุปกรณ์การวัดข้อมูลที่ใช้ในการทดลองประกอบด้วยเทอร์โมคัปเปิล ชนิด K สำหรับวัดอุณหภูมิโดยต่อเข้ากับเครื่องบันทึกข้อมูล รุ่น C8510 ช่วงวัดอุณหภูมิ -100-1300°C ความละเอียด ± 0.2%, บรูตองเกจสำหรับวัดความดันของสารทำความเย็น, hot wire anemometer สำหรับวัดความเร็วลม, กิโวลต์แอมมิเตอร์ สำหรับวัดพลังงานไฟฟ้ารวม, clip on meter สำหรับวัดกระแสไฟฟ้าของพัดลมหลัก, เครื่องชั่งน้ำหนักแบบดิจิตอลอ่านได้ละเอียด 0.01 g

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาดูแปรต่าง ๆ ได้แก่ อุณหภูมิอากาศอบแห้งที่ 47 และ 51°C อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแห้งรังสีอินฟราเรด 38, 39, 41, 43 และ 48°C อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง 258, 858, 1126 และ 1437 kg/h ความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำ 200 %d.b. (ไม่มัดผ้า) และความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำต่ำประมาณ 34 %d.b. (มัดผ้าและไม่มัดผ้า) สำหรับความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำ 200 %d.b. จะคลุกเคล้าผ้าแห้ง (1.5 kg) กับน้ำ (3 kg) จนผ้าดูดซับน้ำหมดแล้วนำผ้าเปียกวางเรียงบนถาดให้สม่ำเสมอทั่วถาด ส่วนความชื้นเริ่มต้นต่ำ



รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรด

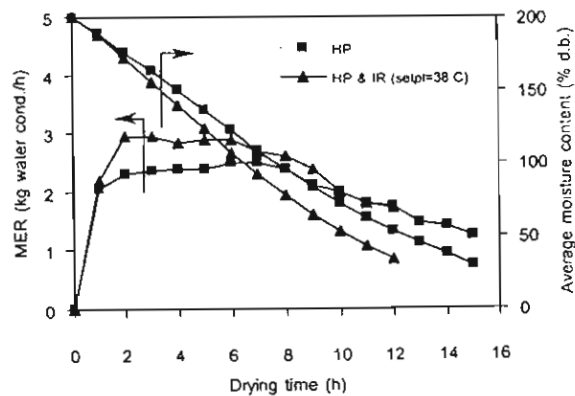
ประมาณ 34 %d.b. จะคลุกผ้าแห้ง (1.5 kg) พร้อมกับสเปรย์น้ำลงบนผ้าเพื่อให้ น้ำกระจายได้ทั่วถึง ซึ่งมวลผ้าขึ้นเป็นระยะๆ จนได้น้ำหนักประมาณ 2.015 kg แล้วเก็บผ้าไว้ในที่อบอากาศโดยใส่ถุงผูกให้แน่น นำไปใส่ตู้เย็นที่อุณหภูมิ 4°C คลุกเคล้าผ้าวันละ 2-3 ครั้ง เป็นเวลา 3 วัน เพื่อให้ น้ำแพร่กระจายทั่วถึงผ้าทั้งหมดจึงนำออกมาอบแห้ง ซึ่งแบ่งเป็น 2 กรณี คือ ไม่มัดผ้าและมัดผ้า กรณีไม่มัดผ้าจะนำผ้าขึ้นวางเรียงบนถาดให้สม่ำเสมอทั่วถาด ส่วนกรณีมัดผ้าจะนำผ้าขึ้นมัดเป็นก้อนประมาณ 40-45 ชิ้นต่อถาดแล้ววางเรียงกันให้ทั่วถาด

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

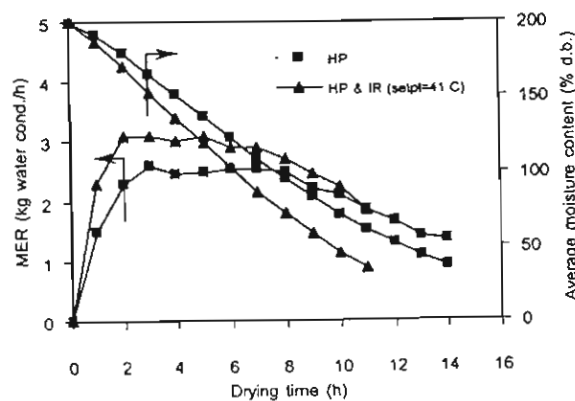
3.1 ผลกระทบของการใช้รังสีอินฟราเรดต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อน

เมื่อเปรียบเทียบกราฟ Moisture extraction rate (MER) กับการทดลองที่ 2 (HP) และ 3 (HP&IR) (รูปที่ 2) พบว่าในการทดลองที่ 3 ช่วงเริ่มต้นของการอบแห้งค่า MER สูงกว่าการทดลองที่ 2 มาก หลังจากนั้นจะเริ่มลดลงกระทั่งมีค่าใกล้เคียงกันในช่วงท้ายของการอบแห้งที่เวลาอบแห้งประมาณ 10 ชั่วโมง แสดงว่าการใช้รังสีอินฟราเรดสามารถช่วยลดเวลาในการอบแห้งช่วงแรก แต่ในช่วงท้ายของการอบแห้งผ้าบริเวณส่วนบนของถาด (ส่วนที่สัมผัสกับอากาศร้อนและรังสีอินฟราเรดโดยตรง) เริ่มแห้งทำให้น้ำระเหยได้ยากขึ้น เนื่องจากคุณสมบัติของรังสีอินฟราเรดที่ทะลุทะลวงผ่านวัสดุได้ค่อนข้างน้อยทำให้ไม่มีส่วนช่วยในการระเหยน้ำในช่วงท้ายของการอบแห้ง อัตราการอบแห้ง (drying rate) ของการทดลองที่ 3 มีค่ามากกว่าการทดลองที่ 2 เนื่องจากการทดลองที่ 3 เป็นการถ่ายเทความร้อนแบบการพาพร้อมกับการแผ่รังสีทำให้น้ำระเหยได้เร็วกว่าการถ่ายเทความร้อนแบบการพาเพียงอย่างเดียว การใช้พลังงานจำเพาะในการทดลองที่ 3 จะมากกว่าการทดลองที่ 2 เนื่องจากต้องสิ้นเปลืองพลังงานในส่วนของการใช้รังสีอินฟราเรดเพิ่มขึ้น สมรรถนะของปั๊มความร้อน

ร้อน ($COP_{hp,uscd}$) ของการทดลองที่ 3 มีค่าน้อยกว่าการทดลองที่ 2 เนื่องจากการใช้รังสีอินฟราเรดทำให้อุณหภูมิอากาศอบแห้งขาออกจากห้องอบแห้งมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้คอนเดนเซอร์ตัวในระบายความร้อนได้น้อยลง ความร้อนที่เหลือในสารทำความเย็นต้องไประบายทิ้งที่คอนเดนเซอร์ตัวนอกมากขึ้น (ตารางที่ 2) สำหรับการทดลองที่ 6 (HP) และ 7 (HP&IR) (รูปที่ 3) จะเพิ่มอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้งสูงกว่าการทดลองที่ 2 และ 3 ประมาณ $4^{\circ}C$ แต่เวลาในการอบแห้งที่ได้จากการทดลองทั้งสองต่างกันไม่มาก ส่งผลให้ค่า MER และ อัตราการอบแห้งสูงขึ้นเล็กน้อย ผลการทดลองเปรียบเทียบระหว่างการทดลองที่ 6 และ 7 มีลักษณะในแนวเดียวกันกับผลการทดลองเปรียบเทียบระหว่างการทดลองที่ 2 และ 3



รูปที่ 2 การเปลี่ยนแปลง MER และความชื้นเฉลี่ยกับเวลา (การทดลองที่ 2. HP และ 3. HP&IR:seipt $38^{\circ}C$)



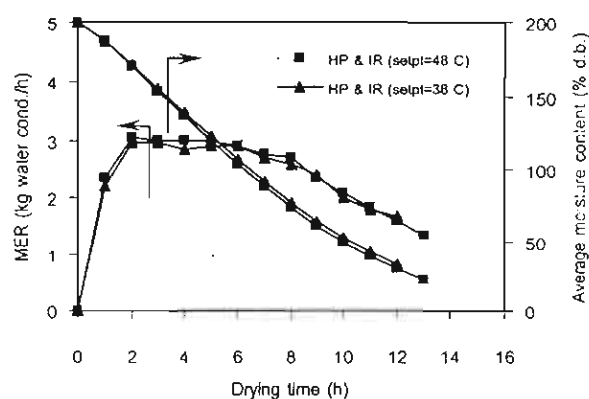
รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลง MER และความชื้นเฉลี่ยกับเวลา (การทดลองที่ 6. HP และ 7. HP&IR:seipt $41^{\circ}C$)

ตารางที่ 2 ผลการทดลองอบแห้งผ้าชุบน้ำ

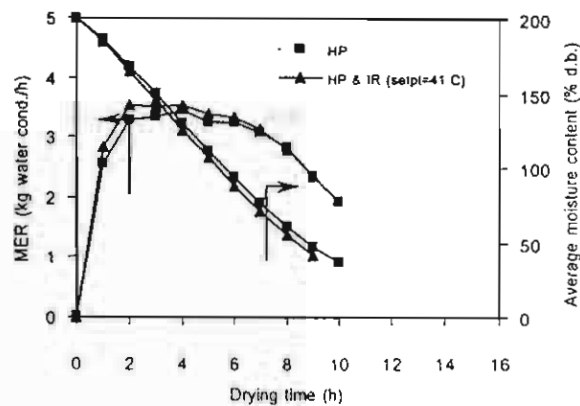
Description	Test No.						
	1	2	3	6	7	9	10
	HP&IR	HP	HP&IR	HP	HP&IR	HP&IR	HP
Condition of product							
Average moisture before drying (%d.b.)	200	200	200	200	200	200	200
Average moisture after drying (%d.b.)	14.9	21.9	23.0	21.1	22.7	21.1	18.8
Initial weight (kg)	54	54	54	54	54	54	54
Moisture removed (kg)	33.3	32.1	31.9	32.2	31.9	21.8	21.4
Drying air conditions							
Average temperature ($^{\circ}\text{C}$)	47	47	47	51	51	51	51
Set point temperature of infrared ($^{\circ}\text{C}$)	48	-	38	-	41	41	-
Evaporator by-pass air (%)	65	65	65	65	65	65	65
Average air velocity (m/s)	0.61	0.61	0.61	0.61	0.61	0.80	0.80
Air flow rate (kg/h)	858	858	858	858	858	1126	1126
Energy consumption of infrared (kWh)	20.0	-	11.8	-	7.4	7.0	-
Energy consumption of HPD (kWh)	27.8	28.4	25.7	29.2	25.4	22.0	24.1
Drying time (h)	13.0	15.0	12.3	14.3	11.3	9.7	10.5
Performance of heat pump dryer							
drying rate (kg water evap. / h)	2.56	2.14	2.59	2.25	2.82	3.33	3.11
MER (kg water cond. / h)	2.46	2.04	2.48	2.10	2.67	3.10	2.90
SMER (kg water evap. / kWh)	0.70	1.13	0.85	1.10	0.98	1.11	1.35
SEC (MJ / kg water evap.)	5.16	3.18	4.24	3.26	3.69	3.24	2.66
$\text{COP}_{\text{hp,used}}^*$	3.20	3.84	3.56	3.59	3.58	3.82	4.37
$\text{COP}_{\text{hp}}^{**}$	4.49	4.71	4.57	4.32	4.52	5.04	4.94

* สัมประสิทธิ์สมรรถนะของปั๊มความร้อนซึ่งคำนวณจากความร้อนที่ระบายออกโดยเครื่องควบแน่นตัวใน

** สัมประสิทธิ์สมรรถนะของปั๊มความร้อนซึ่งคำนวณจากความร้อนที่ระบายออกโดยเครื่องควบแน่นทั้งสองตัว



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลง MER และความชื้นเฉลี่ยกับเวลา (การทดลองที่ 1. HP&IR: setpt 48 $^{\circ}\text{C}$ และ 3. HP&IR: setpt 38 $^{\circ}\text{C}$)



รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลง MER และความชื้นเฉลี่ยกับเวลา (การทดลองที่ 9. HP&IR: setpt 41°C และ 10. HP)

3.2 ผลกระทบของอุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรดต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับอินฟราเรด

จากผลการทดลองในหัวข้อ 1 พบว่าการใช้รังสีอินฟราเรดร่วมกับการอบแห้งสามารถลดเวลาในการอบแห้งลงได้ แต่สิ้นเปลืองพลังงานในส่วนของการใช้รังสีอินฟราเรดเพิ่มขึ้นมาก เนื่องจากการทดลองที่ 1 ได้ใช้อุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรด (set point temperature, setpt) 48°C ทำให้อุณหภูมิอากาศออกจากห้องอบแห้งมีค่าสูงใกล้เคียงกับอุณหภูมิอากาศที่เข้าห้องอบแห้งคือ 47°C และมีการระบายความร้อนทิ้งที่คอนเดนเซอร์ตัวนอกค่อนข้างมาก ดังนั้นในการทดลองที่ 3 จึงได้ลดอุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรดลงเหลือ 38°C ต่ำกว่าอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้ง 9°C ซึ่งสามารถลดพลังงานที่ใช้ในส่วนของการใช้รังสีอินฟราเรดได้ถึง 35 % แต่อัตราการอบแห้งยังคงใกล้เคียงกับการทดลองที่ 1 (รูปที่ 4) เนื่องจากน้ำภายในผ้าชุบน้ำสามารถดูดกลืนพลังงานจากรังสีอินฟราเรดได้ระดับหนึ่ง ถ้าอุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรดสูงเกินไปจะทำให้พลังงานจากการแผ่รังสีของแหล่งรังสีอินฟราเรดมากเกินไปจนเกินไป นอกจากนั้นการระบายความร้อนทิ้งที่คอนเดนเซอร์ตัวนอกจะน้อยลง ส่งผลให้ $COP_{hp, used}$ มีค่าสูงขึ้น จากผลการทดลองที่ได้แสดงให้เห็นว่า การใช้อุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรดต่ำกว่าอุณหภูมิอากาศเข้าห้องอบแห้งประมาณ 8-10 °C เป็นจุดที่ค่อนข้างเหมาะสมเพราะมีค่าใกล้เคียงกับอากาศอบแห้งที่ไหลออกจากชั้นถาด ซึ่งถ้าลดอุณหภูมิควบคุมรังสีอินฟราเรดต่ำกว่านี้ แหล่งรังสีอินฟราเรดจะไม่สามารถทำงานได้

3.3 ผลกระทบของอัตราการไหลของอากาศอบแห้ง ต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรด

การเพิ่มอัตราการไหลของอากาศอบแห้งจาก 858 kg/h (การทดลองที่ 6 (HP) และ 7 (HP&IR)) เป็น 1126 kg/h (การทดลองที่ 9 (HP&IR) และ 10 (HP)) สามารถลดความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะและเวลาที่ใช้ในการอบแห้งลงได้ประมาณ 12.2-18.4 % และ 14.2-26.6% ตามลำดับ ส่วน MER และ $COP_{hp, used}$ มีค่าสูงขึ้นประมาณ 16.1-38.1% และ 7.9-24.5% ตามลำดับทั้งนี้ เนื่องจากการเพิ่มอัตราการไหลของอากาศอบแห้ง เป็นการเพิ่มค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนให้สูงขึ้น อันเป็นผลมาจากค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ที่เพิ่มขึ้น ดังนั้นน้ำจึงระเหยออกจากผ้าชุบน้ำได้เร็วขึ้น แต่การเพิ่มอัตราการไหลของอากาศอบแห้ง จะส่งผลกับรังสีอินฟราเรดให้มีอิทธิพลต่อการอบแห้งน้อยลง ดังจะเห็นได้จากการเปรียบเทียบ รูปที่ 3 (อัตราการไหลของอากาศต่ำ) และรูปที่ 5 (อัตราการไหลของอากาศสูง) พบว่าความแตกต่างของเส้นกราฟ MER ในกรณีของอัตราการไหลอากาศสูงมีค่าน้อยลง เนื่องจากอิทธิพลของการถ่ายเทความร้อนโดยการพาที่มีค่าสูงกว่าการแผ่รังสีนั่นเอง จะเห็นได้ว่าอิทธิพลของการแผ่รังสีอินฟราเรดอาจน้อยมากหรือไม่มีเลยถ้าอัตราการไหลของอากาศอบแห้งสูงมาก อย่างไรก็ตาม

ตามการเพิ่มความเร็วอากาศอบแห้งไม่ได้ทำให้การกระจายลมดีขึ้น ซึ่งดูได้จากความชื้นสุดท้ายระหว่างชั้นด้ายแตกต่างกันอยู่มากดังตารางที่ 4

จากการทดลองที่ 1-15 (บางการทดลองไม่ได้แสดงในที่นี้) พบว่า อากาศร้อนได้ไหลออกทางช่องว่างระหว่างผนังห้องอบแห้งกับรถเข็น ซึ่งมีประมาณ 35% ของพื้นที่หน้าตัดห้องอบแห้งทำให้การกระจายลมไม่สม่ำเสมอ ดังนั้นในการทดลองที่ 16 และ 17 จึงได้ปิดกันช่องว่างตรงจุดนี้ เพื่อยังคงให้อากาศร้อนไหลผ่านชั้นด้ายมากขึ้นเปรียบเสมือนการเพิ่มอัตราการไหลในชั้นด้ายนั่นเอง เมื่อเปรียบเทียบการทดลองที่ 6 และ 7 ซึ่งอัตราการไหลของอากาศอบแห้งโดยรวมเท่ากับการทดลองที่ 16 และ 17 พบว่า การทดลองที่ 16 และ 17 ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยลง (ตารางที่ 3) และการกระจายลมภายในห้องอบแห้งดีขึ้น สังเกตได้จากความชื้นสุดท้ายระหว่างชั้นด้ายมีความแตกต่างกันน้อยลง (ตารางที่ 4)

3.4 ผลกระทบของความชื้นเริ่มต้นต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบปั๊มความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรด

การลดความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำจาก 200 %d.b. เป็น 34.3 %d.b. (การทดลองที่ 18 (HP&IR) และ 19 (HP)) เพื่อศึกษาผลของรังสีอินฟราเรดในช่วงความชื้นเริ่มต้นต่ำ (ตารางที่ 3) พบว่า การใช้รังสีอินฟราเรดจะสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเพิ่มขึ้น และไม่ได้ช่วยลดเวลาในการอบแห้ง เนื่องจากผ้ามีคุณสมบัติในการระเหยน้ำได้ง่ายและปริมาณน้ำภายในผ้ามีน้อยมาก อุณหภูมิของผ้าชั้นจึงสูงขึ้นค่อนข้างเร็ว ดังนั้นความร้อนจากอากาศเพียงอย่างเดียวก็เพียงพอต่อการระเหยน้ำออกจากผ้าชุบน้ำ ส่วนการทดลองที่ 20 (HP&IR) และ 21 (HP) ได้ทดลองที่เงื่อนไขเดียวกับการทดลองที่ 18 และ 19 แต่จะมัดผ้าเป็นก้อนเพื่อจำลองการถ่ายเทความร้อนให้คล้ายกับการอบแห้งผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรในช่วงการอบแห้งลดลง ซึ่งสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนภายในผลิตภัณฑ์นั้นๆ เป็นตัวควบคุมกลไกการอบแห้ง จากการทดลอง พบว่า การอบแห้งผ้าที่มัดเป็นก้อนใช้เวลานานกว่าผ้าที่ไม่ได้มัดทั้งการอบแห้งที่ใช้และไม่ใช้รังสีอินฟราเรด เนื่องจากสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่ลดลงในผ้ามัดก้อน อย่างไรก็ตามรังสีอินฟราเรดมีส่วนช่วยในการ อบแห้งน้อยที่ความชื้นเริ่มต้นระดับนี้และให้ผลการทดลองที่คล้ายกับการทดลองที่ 18 และ 19

ตารางที่ 3 ผลการทดลองอบแห้งผ้าขนนกที่ปิดกันช่องว่างระหว่างรัดเส้นและหนังหุ้มอบแห้ง

Description	Test No.					
	16	17	18	19	20	21
	HP&IR	HP	HP&IR	HP	HP&IR	HP
Condition of product						
Average moisture before drying (%d.b.)	200	200	34.3	34.3	34.7	34.7
Average moisture after drying (%d.b.)	21.8	22.6	10.6	10.6	9.1	9.8
Initial weight (kg)	54	54	24.2	24.2	24.2	24.2
Moisture removed (kg)	21.9	22.1	4.3	4.3	4.6	4.5
Drying air conditions						
Average temperature ($^{\circ}\text{C}$)	51	51	51	51	51	51
Set point temperature of infrared ($^{\circ}\text{C}$)	41	-	41	-	41	-
Evaporator by-pass air (%)	65	65	65	65	65	65
Average air velocity (m/s)	0.81	0.81	0.24	0.24	0.24	0.24
Air flow rate (kg/h)	858	858	259	259	259	259
Energy consumption of infrared (kWh)	5.7	-	2.0	-	2.4	-
Energy consumption of HPD (kWh)	18.6	18.3	5.5	5.6	6.8	6.6
Drying time (h)	8.2	8.3	2.5	2.7	3.3	3.3
Performance of heat pump dryer						
drying rate (kg water evap. / h)	3.93	3.83	1.71	1.60	1.41	1.38
MER (kg water cond. / h)	3.68	3.64	1.49	1.47	1.24	1.26
SMER (kg water evap. / kWh)	1.32	1.74	0.57	0.76	0.50	0.67
SEC (MJ / kg water evap.)	2.73	2.06	6.28	4.75	7.24	5.35
$\text{COP}_{\text{hp,used}}^*$	3.71	4.23	2.09	2.18	1.98	2.25
$\text{COP}_{\text{hp}}^{**}$	4.63	4.68	2.42	2.37	2.39	2.35

- * สัมประสิทธิ์สมรรถนะของปั๊มความร้อนซึ่งคำนวณจากความร้อนที่ระบายออกโดยเครื่องควบแน่นตัวใน
- ** สัมประสิทธิ์สมรรถนะของปั๊มความร้อนซึ่งคำนวณจากความร้อนที่ระบายออกโดยเครื่องควบแน่นทั้งสองตัว

ตารางที่ 4 ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของผ้าชุบน้ำในถาดต่างๆ

Position of Trays	Average final moisture content (%d.b.)					
	Test No.					
	6	7	9	10	16	17
	HP	HP&IR	HP&IR	HP	HP&IR	HP
1 (Top)	0.7	7.7	8.6	8.6	21.5	28.7
2	6.5	34.1	22.2	18.5	24.3	26.0
3	5.1	15.4	8.2	9.2	16.2	16.2
4	5.6	14.3	11.2	6.9	20.9	22.8
5	17.4	21.4	18.6	15.1	26.3	21.7
6	26.1	31.9	34.5	25.2	27.8	31.2
7	47.8	30.7	37.4	33.7	24.3	25.2
8	41.4	23.7	29.5	29.8	20.4	22.0
9	39.7	25.0	22.2	26.5	18.7	18.3
10	36.3	27.1	24.8	24.8	22.4	20.7
11	24.4	33.5	28.9	23.1	16.9	18.2
12 (Bottom)	1.6	7.4	7.5	4.6	22.3	20.8

4. สรุปผลการทดลอง

การใช้รังสีอินฟราเรดร่วมกับการอบแห้งแบบบีบความร้อนช่วยลดเวลาในการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำสูงได้ระดับหนึ่งแต่จะสิ้นเปลืองพลังงานเพิ่มขึ้นในส่วนของการใช้รังสีอินฟราเรด การตั้งค่าอุณหภูมิควบคุมแห้งรังสีอินฟราเรดให้ใกล้เคียงกับอากาศร้อนที่ไหลออกจากชั้นถาด จะช่วยลดความสิ้นเปลืองพลังงานในส่วนนี้ลงขณะที่ยังใช้เวลาในการอบแห้งเท่าเดิม รังสีอินฟราเรดจะมีอิทธิพลน้อยลงเมื่ออัตราการไหลอากาศอบแห้งสูงขึ้น และไม่มีอิทธิพลในการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำต่ำทั้งมัดผ้าและมัดผ้า นอกจากนี้การเพิ่มอัตราการไหลอากาศอบแห้งในการทดลองอบแห้งแบบบีบความร้อนและแบบบีบความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรด ส่งผลให้ค่าสมรรถนะของบีบความร้อนและ Moisture extraction rate (MER) สูงขึ้น ขณะที่ระยะเวลาในการอบแห้งและความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะมีค่าลดลง การทดลองเปรียบเทียบการอบแห้งผ้าชุบน้ำด้วยบีบความร้อน และบีบความร้อนร่วมกับรังสีอินฟราเรด พบว่า ในกรณีที่ไม่ได้ปิดกันช่องลมระหว่างรถเข็นกับผนังห้องอบแห้ง เงื่อนไขความชื้นเริ่มต้นของผ้าชุบน้ำสูง (200%d.b.) อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 51°C อุณหภูมิควบคุมการเปิดปิดแห้งรังสีอินฟราเรด 41°C และอัตราการไหลอากาศต่ำ (858 kg/h) เป็นเงื่อนไขการอบแห้งด้วยบีบความร้อนร่วมกับอินฟราเรดใกล้ที่ดีที่สุดในช่วงเวลาของการอบแห้งที่เร็วกว่าการอบแห้งด้วยบีบความร้อน ในขณะที่การสิ้นเปลืองพลังงานและค่าสมรรถนะมีค่าใกล้เคียงกับการอบแห้งด้วยบีบความร้อน โดยการใช้รังสีอินฟราเรดร่วมกับบีบความร้อนช่วยลดเวลาในการอบแห้งได้ประมาณ 3 ชั่วโมง สิ้นเปลืองพลังงาน 3.69 MJ/kg water evap. และค่าสมรรถนะของบีบความร้อน ($COP_{hp,used}$) เท่ากับ 3.58 ขณะที่การอบแห้งผ้าชุบน้ำโดยใช้บีบความร้อนที่เงื่อนไขเดียวกันใช้เวลาในการอบแห้ง 14.3 ชั่วโมง สิ้นเปลืองพลังงาน 3.26 MJ/kg water evap. และค่าสมรรถนะของบีบความร้อนเท่ากับ 3.59

คำขอขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Min, Z. and Naizhang, X. Research of Far-Infrared Drying on White Mushroom. Proceeding of the International Agricultural Engineering Conference. 1992; 637-641.
2. Abe, T. and Afzal, T.M., Thin-Layer Infrared Radiation Drying of Rough Rice. Journal of Agricultural Engineering Research. 1997; 67: 289-297.
3. Fu, W.R. and Lien, W.R., Optimization of Far Infrared Heat Dehydration of Shrimp Using RSM. Journal of Food Science, 1998; 63(1): 80-83.
4. Afzal, T.M. and Abe, T. Some Fundamental Attributes of Far Infrared Radiation Drying of Potato. Drying Technology, 1997; 17(1&2): 137-155.
5. Afzal, T.M., Abe, T. and Hikida Y. Energy and Quality Aspects During Combined FIR-Convection Drying of Barley. Journal of Food Engineering, 1999; 42: 177-182.
6. Tan, S.L., Chou, S.K., Mujumdar, A.S. and Chua, K.J. Convective and Intermittent Radiative Drying of Model Foods: Effect on Drying Kinetics and Colour Change. In ACD 2001; 537-546.
7. ประพัฒน์ ทองจันทร์ และ ชัชชัย ทิววรรณวงศ์. การประเมินความเหมาะสมเบื้องต้นของวิธีการอบแห้งเห็ดลมวังหิมพานต์โดยใช้อินฟราเรด. วิศวกรรมเกษตรกับวิชาการสร้างสรรค์แห่งสหัสวรรษใหม่ 2544; 241-250.

การศึกษาการแผ่รังสีอินฟราเรดหลังการอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิไดซ์เบด
STUDY OF INFRARED IRRADIATION AFTER FLUIDIZED BED PADDY DRYING

นเรศ มีโส¹ อติศักดิ์ นาดกรณกุล² สุานิตย์ เมธิยานนท์³ และ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์⁴

¹นักศึกษาปริญญาเอก, ²ผู้ช่วยศาสตราจารย์, ³อาจารย์, ⁴ศาสตราจารย์

^{1,2,4}คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ถนนสุขสวัสดิ์ 28 เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

³คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร

ถนนเชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530

บทคัดย่อ : รังสีอินฟราเรด คือ แหล่งพลังงานที่สำคัญแหล่งหนึ่งที่สามารถนำมาประยุกต์ในการอบแห้งข้าวเปลือกได้ เพราะข้าวจะดูดกลืนพลังงานจากการแผ่รังสีอินฟราเรดได้อย่างมีประสิทธิภาพที่ความยาวคลื่นระหว่าง 2.9-9.5 μm และเกิดการเปลี่ยนแปลงในสภาวะการสั่นสะเทือนโมเลกุลของน้ำกลายเป็นพลังงานความร้อนขึ้นภายในเมล็ดข้าว ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของการแผ่รังสีอินฟราเรดที่มีผลต่อความชื้นและคุณภาพการสีของข้าวเปลือกในด้านปริมาณต้นข้าวและความขาวในกระบวนการอบแห้ง ซึ่งประกอบด้วยการอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด การแผ่รังสีอินฟราเรด การเก็บในที่อับอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม จากผลการทดลองพบว่า การแผ่รังสีอินฟราเรดหลังการอบแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบดสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงถึง 21.5%d.b. โดยปริมาณต้นข้าวยังอยู่ในเกณฑ์ที่สูง แต่จะลดลงถ้าความชื้นลดลงต่ำถึง 20.5%d.b.

ABSTRACT : Paddy can absorb far-infrared radiative energy efficiently in wavelengths between 2.9-9.5 μm . Infrared radiative energy induces the changes in the vibrational state of water molecules, resulted in thermal energy generating inside the paddy kernel. The objective of this work is to study the influence of infrared irradiation on moisture content and milling quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness in drying process, which consists of fluidized bed drying. Experimental results showed that infrared irradiation after fluidized bed drying can reduce the moisture content of paddy down to 21.5%d.b. with high head rice yield. However, if moisture content was lower than 20.5%d.b., head rice yield reduced considerably..

Keywords : ambient air ventilation / fluidized bed drying / tempering / infrared irradiation

1. บทนำ

สำหรับการศึกษาปัญหาและแนวทางการแก้ไขข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงหลังการเก็บเกี่ยวที่ผ่านมา Soponronnarit [9] ได้เสนอแนวทางการแก้ไขปัญหานี้ไว้อย่างเป็นระบบ โดยแนะนำให้เป่าอากาศแวดล้อมเข้าภายในกองข้าวเปลือกในขณะที่คอยการอบแห้ง และทำการอบแห้ง 2 ช่วง คือ ในช่วงแรก ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วให้เหลือประมาณ 23% d.b. ด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบค และในช่วงที่สอง ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างช้าๆ ภายในฉางเก็บ จากประมาณ 23 เหลือ 16% d.b. โดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม หรือใช้เครื่องอบแห้งที่ใช้ลมร้อนทั่วไป

จากแนวทางดังกล่าวนี้พบปัญหาว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจากเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคในช่วงแรกนั้น มีความแตกต่างของความชื้นระหว่างแกนกลางและผิวของเมล็ดมาก และเกิดความเครียดขึ้นจึงส่งผลทำให้เมล็ดเกิดการแตกร้าว ซึ่งสามารถแก้ไขได้โดยการนำเอาการเก็บในที่อับอากาศเข้ามาช่วยในระหว่างการอบแห้งทั้งสองช่วง Stelfe, Singh และ Bakshi [12] ได้ศึกษาระยะเวลาการเก็บในที่อับอากาศที่เหมาะสมในระหว่างการอบแห้งข้าวเปลือกครั้งแรกและครั้งที่สอง พบว่า การเก็บในที่อับอากาศสามารถลดความชื้นข้าวเปลือกในการอบแห้งในช่วงที่สองได้มากกว่าข้าวเปลือกที่ไม่มีการเก็บในที่อับอากาศ ส่วนในด้านคุณภาพการสี พบว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการเก็บในที่อับอากาศจะมีปริมาณต้นข้าวมากกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการเก็บในที่อับอากาศ Stelfe และ Singh [11] พบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง และระยะเวลาในการอบแห้งหรือความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลงในช่วงแรกของการอบแห้งจะเป็นตัวแปรที่มีผลต่อระยะเวลาในการเก็บในที่อับอากาศมากที่สุด จากหลักการของการเก็บในที่อับอากาศ Soponronnarit, Welchacama, Swasdisevi และ Poomsa-ad [10] ได้นำเอาการเก็บในที่อับอากาศและการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมมาใช้เป็นกระบวนการหลังการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไชเชชั่น พบว่า สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 33 ลงได้ถึง 16.5% d.b. ภายในระยะเวลา 53 นาที ส่วนคุณภาพของข้าวเปลือกอยู่ในระดับที่ยอมรับได้ Poomsa-ad, Soponronnarit, Prachayawarakorn และ Terdyothin [4] แนะนำว่า การรักษาข้าวเปลือกให้มีคุณภาพสูงนั้น ในช่วงแรกของการอบแห้งจะต้องไม่ลดความชื้นลงต่ำกว่า 22.5% d.b. และตามด้วยการเก็บในที่อับอากาศประมาณ 30 นาที จากภายใต้เงื่อนไขดังกล่าวนี้ จะทำให้ปริมาณต้นข้าวสัมพัทธ์สูงกว่า 100%

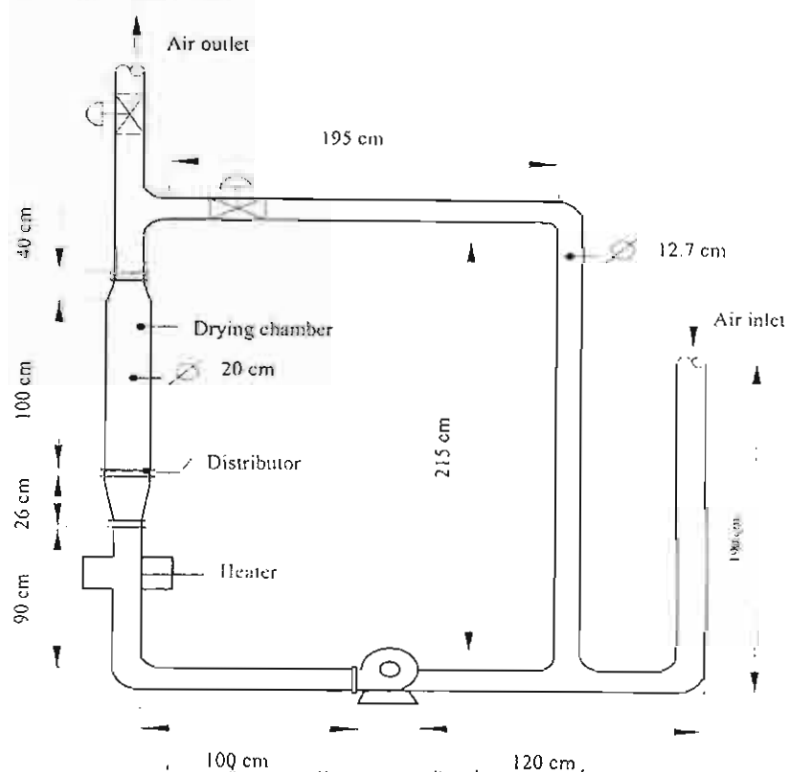
สำหรับในส่วนของงานวิจัยที่เกี่ยวกับการอบแห้งด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดนั้น Sakai และ Hanzawa [5] อธิบายไว้ว่า รังสีจะถูกแผ่ออกมาในลักษณะคลื่นแม่เหล็กไฟฟ้าตลอดช่วงความยาวคลื่นรังสีอินฟราเรดมาดกระทบลงบนผิวของผลิตภัณฑ์ แล้วรังสีจะเกิดการทะลุทะลวงเข้าไปภายในผลิตภัณฑ์ทำให้พลังงานส่วนหนึ่งของการแผ่รังสีถูกผลิตภัณฑ์ดูดกลืนเอาไว้และเกิดการเปลี่ยนแปลงในสถานะการสั่นสะเทือนของโมเลกุล ซึ่งในสภาวะดังกล่าวนี้จะสอดคล้องกับความยาวคลื่นในช่วงระหว่าง 2.5-100 μm หรือในช่วงรังสีอินฟราเรดแบบคลื่นยาว (Shimizu [7]) โดยทั่วไปแล้ว เมล็ดพืชต่างๆ จะมีส่วนประกอบหลัก คือ น้ำ โปรตีน และแป้ง ซึ่งจะดูดกลืนพลังงานจากการแผ่รังสีอินฟราเรดได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุดที่ความยาวคลื่นมากกว่า 2.5 μm (Shoji [8], Sandu [6]) Bekki [2] พบว่า การดูดกลืนรังสีอินฟราเรดสูงที่สุดโดยเมล็ดข้าวเปลือกขนาดกลางจะเกิดขึ้นที่ความยาวคลื่น 2.9 μm สำหรับความลึกของการทะลุทะลวงเข้าไปภายในเมล็ดพืชต่างๆ ของรังสีอินฟราเรดนั้น Sandu [6], Nindo, Kudo และ Bekki [3] พบว่า รังสีอินฟราเรดแบบคลื่นยาวจะทะลุทะลวงลงไปภายในเมล็ดพืชเพียงแค่ 1-2 mm เท่านั้น ดังนั้นกระบวนการอบแห้งด้วยการแผ่รังสีอินฟราเรดแบบคลื่นยาวจึงเหมาะสมกับชั้นบางของเมล็ดขนาดเล็ก เช่น ข้าว

ดังนั้นงานวิจัยครั้งนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของการแผ่รังสีอินฟราเรดที่มีต่อความชื้น และคุณภาพของข้าวเปลือก

2. อุปกรณ์และวิธีการ

ข้าวเปลือกที่ใช้ในการทดลองจะถูกทำให้ชื้น แล้วนำไปเก็บในห้องเย็นที่อุณหภูมิ $3-5^{\circ}\text{C}$ เป็นเวลา 7 วัน ก่อนการทดลองข้าวเปลือกจะถูกปล่อยทิ้งไว้จนกระทั่งอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเท่ากับอุณหภูมิอากาศแวดล้อม

สำหรับการทดลองจะแบ่งออกเป็น 3 เงื่อนไข ดังแสดงในตารางที่ 1 คือ ข้าวเปลือกในแต่ละเงื่อนไขจะถูกอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบเป็นวง ดังแสดงในรูปที่ 1 ต่อมาจะถูกแผ่ด้วยรังสีอินฟราเรดโดยเครื่องแผ่รังสีอินฟราเรดแบบกล่อง ดังแสดงในรูปที่ 2 ซึ่งตั้งอุณหภูมิห้องแผ่รังสีอินฟราเรดเท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังจากการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด จากนั้นจะนำไปเก็บในที่อับอากาศโดยการใส่ในขวดแก้วที่ปิดสนิท ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12 cm สูง 10 cm แล้วจึงนำเข้าตู้อบ ซึ่งตั้งอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังจากการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด สุดท้ายจะนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมโดยเครื่องเป่าอากาศแวดล้อม



รูปที่ 1 เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบเป็นวง

ในการทดลองแต่ละเงื่อนไขจะทำการเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกทุกชั้นตอน เพื่อนำไปหาความชื้นและทดสอบหาคุณภาพของข้าว สำหรับการหาความชื้นของข้าวเปลือกนั้นจะถูกหาโดยการเก็บตัวอย่างละประมาณ 50 g ไปอบแห้งในตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง (ความถูกต้องของการหาความชื้นประมาณ $\pm 0.3\%\text{d.b.}$) ส่วนคุณภาพของข้าวเปลือกในเทอมของปริมาณคันข้าวและความขาวจะถูกนำไปทดสอบตามกรรมวิธีของกองการข้าว กรม

วิชาการเกษตร กระบวนการเกษตรและสหกรณ์ และความขาวจะทดสอบด้วยเครื่อง Whiteness Tester Model Kett C-300 (ความขาวอ้างอิง 86.3)

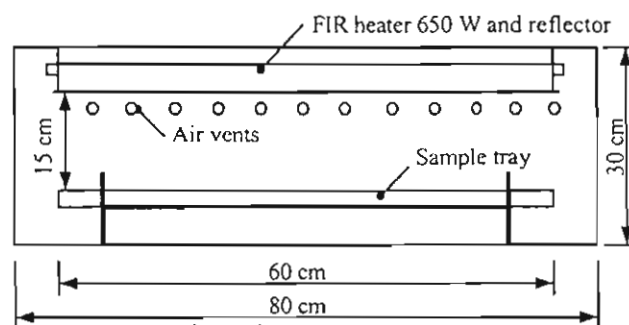
ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองของกระบวนการอบแห้งต่างๆ

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข		
		A	B	C
FB	อุณหภูมิอากาศอบแห้ง, ($^{\circ}\text{C}$) ⁽¹⁾	150	150	150
	ความหนาของเบด,(cm) ⁽¹⁾	9.5	9.5	9.5
	ความเร็วลม,(m/s) ⁽¹⁾	2.6	2.6	2.6
	เวลา,(นาทึ)	1.5	1.5	2
IR	ความเข้มของการแผ่รังสี,($\text{W}\cdot\text{cm}^{-2}$)	0.311	0.689	0.311
	ความหนาของเบด	ชั้นเดียวของเมล็ด	ชั้นเดียวของเมล็ด	ชั้นเดียวของเมล็ด
	ระยะห่างระหว่างหลอดอินฟราเรดและข้าวเปลือก,(cm) ⁽²⁾	15	15	15
	เวลา,(นาทึ)	0.5	0.5	0.5
TEM	อุณหภูมิ, ($^{\circ}\text{C}$)	80	80	85
	เวลา,(นาทึ)	20	20	20
AAV	ความหนาของเบด,(cm) ⁽¹⁾	3	3	3
	ความเร็วอากาศ,(m/s) ⁽¹⁾	0.15	0.15	0.15
	เวลา,(นาทึ)	30	30	30

หมายเหตุ

- เงื่อนไข A, B และ C ประกอบด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชเบด (FB) เครื่องแผ่รังสีอินฟราเรด (IR) การเก็บในที่อับอากาศ (TEM) และเครื่องเป่าด้วยอากาศแวดล้อม (AAV)

(1) คำแนะนำจาก Poonisa-ad และ คณะ [4] , (2) คำแนะนำจาก Abe และ Afzal [1]



รูปที่ 2 เครื่องแผ่รังสีอินฟราเรด

3. ผลและวิจารณ์

3.1 อิทธิพลของการแผ่รังสีอินฟราเรดที่มีผลต่อความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน

ตารางที่ 2 ถึง 4 และรูปที่ 3 ถึง 5 จะแสดงการเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้ง จากผลการทดลองตามเงื่อนไขของกระบวนการอบแห้งทั้ง 3 เงื่อนไข เมื่อข้าวเปลือกถูกอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชันที่อุณหภูมิ 150°C เป็นเวลา 1.5 นาที จะทำให้ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกจาก 30.8-34.1%d.b. ลดลงประมาณ 23.2-25.6%d.b. (เช่น เงื่อนไข A1, B1 และ A2, B2 ในตารางที่ 2 และ 3 หรือดูได้จากเส้นกราฟการเปลี่ยนแปลงความชื้นในช่วงการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันในรูปที่ 3 และ 4 ตามลำดับ) แต่ถ้าเพิ่มเวลาการอบแห้งเป็น 2 นาที ความชื้นจะลดลงจาก 30.4%d.b. ลงประมาณ 20.4%d.b. (เช่น เงื่อนไข C1,2 ในตารางที่ 4 หรือรูปที่ 5) หลังจากนั้นข้าวเปลือกในแต่ละเงื่อนไขจะถูกนำไปแผ่ด้วยรังสีอินฟราเรดที่ความเข้มของการแผ่รังสีแตกต่างกันเป็นเวลา 0.5 นาที พบว่า ความชื้นของข้าวเปลือกในแต่ละเงื่อนไขลดลงประมาณ 1.8-2.0%d.b. ซึ่งไม่แตกต่างกันมากนัก (เช่นเงื่อนไข A1, B1 และ C1, C2 ในตารางที่ 2 และ 4 หรือในช่วงการแผ่รังสีอินฟราเรดในรูปที่ 3 และ 5 ตามลำดับ) สาเหตุเนื่องจากระยะเวลาการแผ่รังสีอยู่ในช่วงสั้นๆ ดังนั้นระดับความเข้มของการแผ่รังสีที่แตกต่างกันจึงไม่มีผลต่อการลดความชื้น ยกเว้นเงื่อนไข A2 และ B2 (ตารางที่ 3 หรือรูปที่ 4) ซึ่งความชื้นจะลดลงมากกว่า A1 และ B1 จึงมีแนวโน้มว่าระดับความเข้มของการแผ่รังสีมีผลทำให้ความชื้นลดลงมากขึ้น แต่ก็ยังไม่สามารถสรุปได้ เพราะข้อมูลความชื้นอยู่ในช่วงของค่าความถูกต้อง

ต่อมาเมื่อข้าวเปลือกในแต่ละเงื่อนไขถูกนำไปผ่านการเก็บในที่อับอากาศโดยตั้งอุณหภูมิการเก็บในที่อับอากาศเท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันเป็นเวลา 20 นาที และสุดท้ายจะนำข้าวเปลือกทุกเงื่อนไขไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อม พบว่า ความชื้นของข้าวเปลือกในแต่ละเงื่อนไขจะลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงหลังเริ่มเป่าด้วยอากาศแวดล้อมประมาณ 15 นาที และหลังจากนั้นความชื้นจะค่อยๆ ลดลง (ดังแสดงในรูปที่ 3, 4 และ 5 ของเงื่อนไข A1, B1, A2, B2, C1 และ C2 ตามลำดับ) สาเหตุเนื่องจากข้าวเปลือกในแต่ละเงื่อนไขมีการเก็บในที่อับอากาศก่อนการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม จึงทำให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกแพร่ออกมายังผิวจนกระทั่งความแตกต่างของความชื้นระหว่างแกนกลางและผิวของเมล็ดข้าวเปลือกน้อยลง และสามารถลดความชื้นลงในช่วงแรกของการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมได้ง่าย

3.2 อิทธิพลของการแผ่รังสีอินฟราเรดที่มีผลต่อปริมาณต้นข้าวของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน

จากผลการทดลองแสดงการเปลี่ยนแปลงปริมาณต้นข้าวของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันดังแสดงในตารางที่ 5 ถึง 7 พบว่า ปริมาณต้นข้าวของข้าวเปลือกหลังผ่านการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันและการแผ่รังสีอินฟราเรดและการเก็บในที่เก็บอากาศจะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิเมล็ดและความชื้นของข้าวเปลือก ดังเช่นเงื่อนไข A1, B1 และ A2, B2 ในตารางที่ 5 และ 6 ตามลำดับ ซึ่งอิทธิพลของอุณหภูมิเมล็ดของข้าวเปลือกที่มีต่อปริมาณต้นข้าว นั้นสาเหตุเนื่องจากการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันใช้อุณหภูมิการอบแห้งสูงคือ 150°C และมีสัมประสิทธิ์ในการถ่ายเทความร้อนสูง จึงทำให้อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกสูงขึ้นถึงระดับการเกิดปฏิกิริยาเจลาติไนเซชันบางส่วน (partial gelatinization) ได้เร็ว เพราะอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดเซชันของเงื่อนไข A1,2 และ

B1,2 จะอยู่ในช่วงประมาณ 80°C ซึ่งอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกดังกล่าวนี้จะอยู่ในระดับการเกิดปฏิกิริยาเจลลิตินใน เซชัน (อุณหภูมิในการเริ่มเกิดปฏิกิริยาเจลลิตินในเซชัน ประมาณ $65-70^{\circ}\text{C}$ โดยอุณหภูมิที่แท้จริงจะขึ้นอยู่กับสายพันธุ์ ของข้าว) (กล้านรงค์ ศรีรอด [13]) ถึงแม้ว่าจะนำข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบคของเจ็อนไซ A1,2 และ B1,2 ไปผ่านการแผ่รังสีอินฟราเรดแล้วอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกลดต่ำลงเหลือประมาณ 57 ถึง 64°C ก็ตาม ซึ่งสาเหตุการลดลงของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกหลังการแผ่รังสีอินฟราเรดนั้นอาจจะเกิดจากข้าวเปลือกถูกแผ่รังสี อินฟราเรดเพียงด้านเดียว ดังนั้นจึงส่งผลทำให้อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเฉลี่ยหลังการแผ่รังสีอินฟราเรดลดต่ำลง แต่การลดลงของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกที่ระดับต่างๆ จะอยู่ในช่วงระยะเวลาสั้นๆ ประมาณ 30 วินาที ต่อมาเมื่อนำ ข้าวเปลือกไปทำการเก็บในที่อับอากาศ ซึ่งตั้งอุณหภูมิให้เท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกหลังผ่านการอบแห้ง แบบฟลูอิดไชน์เบค คาดว่าการเกิดปฏิกิริยาเจลลิตินในเซชันก็ยังคงเกิดต่อเนื่องอยู่ และเมื่อนำข้าวเปลือกหลังการเก็บ ในที่อับอากาศไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมก็พบว่า ปริมาณคั้นข้าวของเจ็อนไซ A1,2 และ B1,2 อยู่ในเกณฑ์ที่สูง ดัง แสดงในตารางที่ 5 และ 6 ตามลำดับ

ส่วนอิทธิพลของความชื้นของข้าวเปลือกที่มีต่อปริมาณคั้นข้าว พบว่า ปริมาณคั้นข้าวจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อ ความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบคและการแผ่รังสีอินฟราเรดสูงขึ้น เช่น เจ็อนไซ A2 และ B2 ซึ่งมีปริมาณคั้นข้าวสูงกว่าเจ็อนไซ A1 และ B1 เพราะความชื้นสูงกว่า (สามารถเปรียบเทียบได้จากการเปลี่ยนแปลง ความชื้นตารางที่ 2 กับ 3 และการเปลี่ยนแปลงปริมาณคั้นข้าวตารางที่ 5 กับ 6) แต่การลดลงของความชื้นนั้นจะต้อง ไม่ต่ำกว่า $21.5\% \text{d.b.}$ เช่นเจ็อนไซ A1 และ B1 ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัยของ Poomsa-ad et al. [4] ที่ได้ศึกษาการ อบแห้งข้าวเปลือกแบบเทคนิคฟลูอิดไชน์เซชันโดยแบ่งการอบแห้งออกเป็น 2 ช่วง และมีการเก็บในที่อับอากาศใน ระหว่างการอบแห้งของทั้ง 2 ช่วง และได้แนะนำว่า การที่จะรักษาปริมาณคั้นข้าวให้มีคุณภาพสูงนั้น ในช่วงแรก ของการอบแห้งจะต้องไม่ลดความชื้นลงต่ำกว่า $22.5\% \text{d.b.}$ พบว่า การแผ่รังสีอินฟราเรดหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบคสามารถลดความชื้นลงในช่วงแรกของการอบแห้งได้ต่ำกว่าการอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบคเพียงอย่างเดียว ประมาณ $1\% \text{d.b.}$ ซึ่งผลลัพธ์ดังกล่าวนี้อาจจะเกิดจากกลไกของการแผ่รังสีอินฟราเรดช่วยทำให้ความต่างของ ความชื้นระหว่างแกนกลางและผิวของเมล็ดข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบคน้อยลง ดังนั้นจึงส่งผลให้ ปริมาณคั้นข้าวหลังการแผ่รังสีอินฟราเรดอยู่ในเกณฑ์ที่สูง แต่ถ้าความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบคและการแผ่รังสีอินฟราเรดถูกลดลงถึงประมาณ $20.5\% \text{d.b.}$ พบว่า ปริมาณคั้นข้าวของข้าวเปลือกจะลดลงต่ำ มาก ดังเช่นเจ็อนไซ C1,2 ในตารางที่ 7 สาเหตุเนื่องจากเกิดความเครียดขึ้นเนื่องจากเมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นที่ บริเวณผิวน้อยกว่าที่บริเวณภายในแกนกลางมาก ต่อมาเมื่อนำข้าวเปลือกหลังผ่านการแผ่รังสีอินฟราเรดไปผ่านการ เก็บในที่อับอากาศก็จะช่วยทำให้ปริมาณคั้นข้าวเพิ่มสูงขึ้น

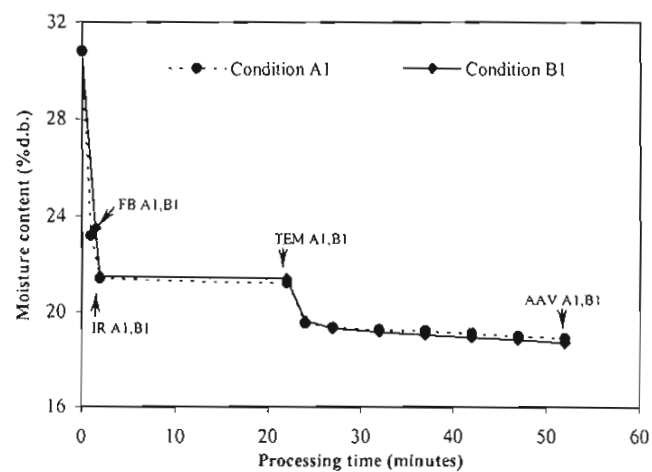
3.3 อิทธิพลของการแผ่รังสีอินฟราเรดที่มีผลต่อความขาวของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์

ตารางที่ 8 ถึง 10 จะแสดงการเปลี่ยนแปลงความขาวของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งของเจ็อน ไซต่างๆ พบว่า การแผ่รังสีอินฟราเรดและการเก็บในที่อับอากาศมีผลต่อความขาวของข้าวเปลือกในแต่ละเจ็อนไซ ไม่มากนัก ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับความขาวที่ยอมรับได้ในทางการค้า (ประมาณ 37) พบว่า ความขาวของทุกเจ็อนไซ อยู่ในเกณฑ์ที่ดี

ตารางที่ 2 การเปลี่ยนแปลงความชื้น (MC) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งของเงื่อนไข A1 และ B1

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		A1	B1
MC เริ่มต้น	(% d.b.)	30.8	30.8
MC หลัง FB	(% d.b.)	23.2	23.5
MC หลัง IR	(% d.b.)	21.4	21.5
MC หลัง TEM	(% d.b.)	21.2	21.4
MC หลัง AAV	(% d.b.)	18.9	18.7

- A1 : FB (150°C , 1.5 min), IR ($0.311\text{ W}\cdot\text{cm}^{-2}$, 0.5 min), TEM (80°C , 20 min) and AAV (30 min).
- B1 : FB (150°C , 1.5 min), IR ($0.689\text{ W}\cdot\text{cm}^{-2}$, 0.5 min), TEM (80°C , 20 min) and AAV (30 min).

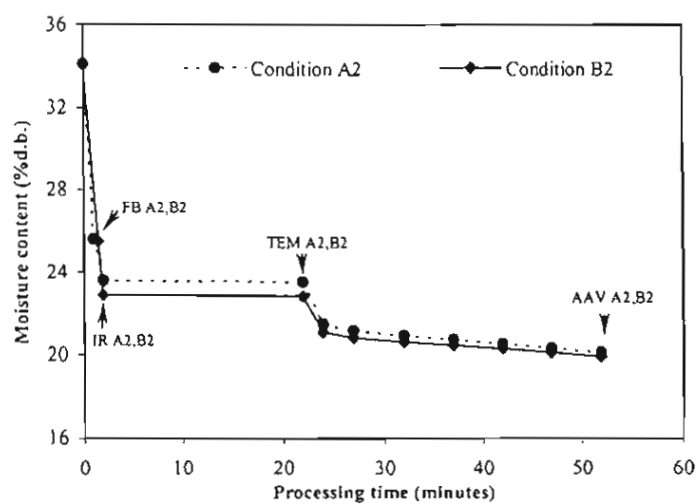


รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งของเงื่อนไข A1 และ B1
(Ambient air conditions : 29.2°C and 70.0%r.h.)

ตารางที่ 3 การเปลี่ยนแปลงความชื้น (MC) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้ง
ของเงื่อนไข A2 และ B2

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		A2	B2
MC เริ่มต้น	(% d.b.)	34.1	34.1
MC หลัง FB	(% d.b.)	25.6	25.5
MC หลัง IR	(% d.b.)	23.6	22.9
MC หลัง TEM	(% d.b.)	23.5	22.8
MC หลัง AAV	(% d.b.)	20.1	19.9

- A2 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).
- B2 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.689 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).

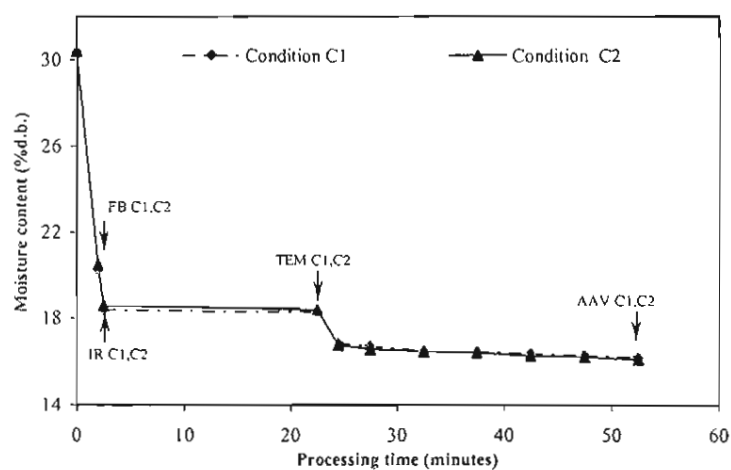


รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งของเงื่อนไข A2 และ B2
(Ambient air conditions : 30.1°C and 75.0%r.h.)

ตารางที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้น (MC) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งของเงื่อนไข C1 และ C2

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		C1	C2
MC เริ่มต้น	(% d.b.)	30.4	30.4
MC หลัง FB	(% d.b.)	20.3	20.5
MC หลัง IR	(% d.b.)	18.4	20.5
MC หลัง TEM	(% d.b.)	18.3	18.4
MC หลัง AAV	(% d.b.)	16.2	16.1

- C1 : FB (150°C, 2 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (85°C, 20 min) and AAV (30 min).
- C2 : FB (150°C, 2 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (85°C, 20 min) and AAV (30 min).



รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้งของเงื่อนไข C1 และ C2
(Ambient air conditions : 29.6°C and 67%r.h.)

ตารางที่ 5 การเปลี่ยนแปลงปริมาณต้นข้าว (HRY) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการ
อบแห้งของเงื่อนไข A1 และ B1

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		A1	B1
HY เริ่มต้น	(%)	52.2	52.2
HRV หลัง FB	(%)	55.4	55.8
HRV หลัง IR	(%)	52.2	54.7
HRV หลัง TEM	(%)	NA	NA
HRV หลัง AAV	(%)	55.8	56.6

- A1 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).
- B1 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.689 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).

ตารางที่ 6 การเปลี่ยนแปลงปริมาณต้นข้าว (HRY) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการ
อบแห้งของเงื่อนไข A2 และ B2

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		A2	B2
HY เริ่มต้น	(%)	46.0	46.0
HRV หลัง FB	(%)	55.3	56.3
HRV หลัง IR	(%)	56.2	55.6
HRV หลัง TEM	(%)	NA	NA
HRV หลัง AAV	(%)	57.8	58.7

- A2 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).
- B2 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.689 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).

ตารางที่ 7 การเปลี่ยนแปลงปริมาณต้นข้าว (HRY) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการ
อบแห้งของเงื่อนไข C1 และ C2

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		C1	C2
HY เริ่มต้น	(%)	54.2	54.2
HRV หลัง FB	(%)	39.0	31.0
HRV หลัง IR	(%)	18.2	20.0
HRV หลัง TEM	(%)	NA	NA
HRV หลัง AAV	(%)	43.6	46.6

- C1 : FB (150°C, 2 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (85°C, 20 min) and AAV (30 min).
- C2 : FB (150°C, 2 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (85°C, 20 min) and AAV (30 min).

ตารางที่ 8 การเปลี่ยนแปลงความขาว (wh) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้ง
ของเงื่อนไข A1 และ B1

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		A1	B1
wh เริ่มต้น	(จุด)	50.4	50.4
wh หลัง FB	(จุด)	50.3	50.0
wh หลัง IR	(จุด)	50.0	50.4
wh หลัง TEM	(จุด)	NA	NA
wh หลัง AAV	(จุด)	49.8	50.3

- A1 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).
- B1 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.689 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).

ตารางที่ 9 การเปลี่ยนแปลงความขาว (wh) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้ง
ของเงื่อนไข A2 และ B2

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		A2	B2
wh เริ่มต้น	(จุด)	50.7	50.7
wh หลัง FB	(จุด)	47.1	47.9
wh หลัง IR	(จุด)	48.6	47.8
wh หลัง TEM	(จุด)	NA	NA
wh หลัง AAV	(จุด)	46.5	44.6

- A2 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).
- B2 : FB (150°C, 1.5 min), IR (0.689 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (80°C, 20 min) and AAV (30 min).

ตารางที่ 10 การเปลี่ยนแปลงความขาว (wh) ของข้าวเปลือกระหว่างกระบวนการอบแห้ง
ของเงื่อนไข C1 และ C2

กระบวนการอบแห้ง		เงื่อนไข	
		C1	C2
wh เริ่มต้น	(จุด)	51.6	51.6
wh หลัง FB	(จุด)	49.5	47.7
wh หลัง IR	(จุด)	45.0	45.4
wh หลัง TEM	(จุด)	NA	NA
wh หลัง AAV	(จุด)	49.0	48.7

- C1 : FB (150°C, 2 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (85°C, 20 min) and AAV (30 min).
- C2 : FB (150°C, 2 min), IR (0.311 W·cm⁻², 0.5 min), TEM (85°C, 20 min) and AAV (30 min).

4. สรุป

1. การลดความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดและการแผ่รังสีอินฟราเรดไม่ต่ำกว่า 21.5%d.b. และตามด้วยการเก็บในที่อับอากาศ จะทำให้ปริมาณต้นข้าวยังอยู่ในเกณฑ์ที่สูง แต่ถ้าความชื้นลดลงถึงประมาณ 20.5%d.b. ปริมาณต้นข้าวจะลดลงต่ำมาก
2. การเก็บในที่อับอากาศจะทำให้ความชื้นลดลงในช่วงแรกของการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมได้ง่าย
3. การแผ่รังสีอินฟราเรดและการเก็บในที่อับอากาศหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดมีอิทธิพลต่อความขาวของข้าวสารน้อย

คำขอบคุณ

ผู้เขียนขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่สนับสนุนทุนวิจัย ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพการสี และภาควิชาจุลชีววิทยา คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่ให้ความอนุเคราะห์เครื่องอินฟราเรด

เอกสารอ้างอิง

1. Abe, T. and Afzal, T.M..1997. Thin-layer infrared radiation drying of rough rice. J. agric. Engng Res.. 67 : 289-297.
2. Bekki, E.. 1991. Rough rice drying with a far-infrared panel heater. Journal of the Japanese Society of Agriculture. 53(1) : 55-63.
3. Nindo, C.I., Kudo, Y. and Bekki, E.. 1995. Test model for studying sun drying of rough rice using far-infrared radiation. Drying Technology. 13(1&2) : 225-238.
4. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakron, S. and Terdyothin, A.. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. Drying Technology. 20(1) : 195-210.
5. Sakai, N., Hanzawa, T.. 1994. Applications and advances in far-infrared heating in Japan. Trends in Food Science & Technology. 5 : 357-362.
6. Sandu, C.. 1986. Infrared radiative drying in food engineering : a process analysis. Biotechnology Progress. 2 : 109-119.
7. Shimizu, M.. 1991.. New Food Industrial. 33(8) : 23-30.
8. Shoji, Y.. 1986. Machine equipment of Food Industrial. 23(2) : 63-67.
9. Soponronnarit, S.. 1995. Strategy for managing moist paddy. The Royal Institute Journal. 20(4) : 115-125 (in Thai).
10. 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.
11. Steffe, J.F. and Singh, R.P.. 1980. Theoretical and practical aspects of rough rice tempering. Trans. of the ASAE. 23 : 775-782.

12. Steffe, J.F., Singh, R.P. and Bakshi, A.S.. 1979. Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. Transaction of ASAE. 22 : 1214-1218, 1224.
13. กล้าณรงค์ ศรีรอด. 2540. หน่วยปฏิบัติการเทคโนโลยี. ภาควิชาเทคโนโลยีอาหาร คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์. 48-51 หน้า.

การอบแห้งข้าวเปลือกขึ้นภายใต้สภาวะอากาศเขตร้อนชื้นในภาคสนาม
FIELD EXPERIENCE ON DRYING OF PADDY UNDER
TROPICAL CLIMATE

ยุทธนา ฐิระวนิชย์กุล¹, สมเกียรติ ประทุมวารการ², เคนอิชิ อิโอะเอะ³
และสมชาติ โสภณธณฤทธิ⁴

¹นักศึกษาปริญญาเอก คณะพลังงานและวัสดุ, ²ผู้ช่วยศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์

³ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ, กรุงเทพฯ 10140

³ PhD. (Senior engineer), National Agricultural Research Center for Hokkaido Region, Hokkaido, Japan

บทคัดย่อ : วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษา กระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกในสภาพใช้งานจริงที่ทำข้าว และ ศึกษาหาแนวทางการจัดการข้าวเปลือกขึ้นขณะรอการอบแห้งด้วยการเป่าอากาศแวดล้อม และการลดความชื้นด้วย ซิลิกาเจล ที่ค่าความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกอยู่ในช่วงประมาณ 18-22% มาตรฐานเปียก

ผลการทดลองพบว่า ค่าความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด และการอบแห้ง แบบคลุกเคล้าอยู่ในช่วงร้อยละ 16.0±1.5 มาตรฐานเปียก และร้อยละ 13.0±1.8 มาตรฐานเปียก ตามลำดับ สรุปได้ว่าการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิด-ไชน์เซชันและการอบแห้งแบบคลุกเคล้าที่เหมาะสม ทำให้ความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งมีกระจายอย่างสม่ำเสมอ

จากการศึกษาการลดความชื้นข้าวเปลือกขึ้นในกระสอบพลาสติก เป็นระยะเวลา 12 ชั่วโมง ผลการทดลองพบว่า อุณหภูมิภายในกองข้าวอ้างอิงสูงถึงประมาณ 53±4°C ขณะที่กองข้าวเปลือกในกระสอบที่ลดความชื้นด้วยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม มีการระบายความร้อนจากการหายใจของเมล็ดพืชที่สะสมอยู่ ออกจากกองข้าวเปลือกได้ดีที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกับกองข้าวที่ลดความชื้นด้วยซิลิกาเจลและกองข้าวอ้างอิง อย่างไรก็ตาม ในการทดลองนี้ไม่พบความแตกต่างที่มีนัยสำคัญในด้านสมบัติทางกายภาพในเทอมของความขาวและร้อยละข้าวเต็มเมล็ด สรุปได้ว่าการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม เป็นทางเลือกที่เหมาะสมในการลดความเสื่อมคุณภาพของกองข้าวเปลือกที่เกิดขึ้นเนื่องมาจากการสะสมของความชื้นและความชื้นในกองข้าวเปลือกได้เป็นอย่างดี

Abstract : Objectives of this work are to investigate of paddy drying process on field experience at a rice merchant and the pretreatment systems for moist paddy of 18-22% wet basis by using ambient air and silica gel.

The results show that moisture content after fluidized bed drying and mixed flow drying using LSU dryer was about of $16.0 \pm 1.5\%$ wet basis and $13.0 \pm 1.8\%$ wet basis, respectively. It is concluded that the uniform moisture content of dried paddy can be maintained with the suitable condition of paddy drying by using fluidization technique and LSU.

For the pretreatment of wet paddy bulk in plastic bag with operation time of 12 hours, it is showed that the increasing of temperature of reference paddy bulk was in range of $53 \pm 4^{\circ}\text{C}$ and paddy bulk with using ambient air ventilation can reduce the heat liberated from grain respiration comparing to pretreatment moist paddy bulk by using silica gel and reference paddy. The results are concluded that to maintain the quality of rice, the pretreatment of paddy by using air ventilation is a suitable method for delay of moist paddy deteriorations from heat accumulation and humid in grain bulk.

Keywords : Head rice yield, Field experiment, Fluidized bed paddy drying, Uniform moisture distribution

1.1 Introduction

In hot and humid climates, harvested paddy usually contains moisture content in a range of 18 to 26% wet basis. The combine harvester, which can be replaced for the manual reaping due to lack of man power, causes the high moist paddy. So, the good management of postharvest is necessary for reducing grain deterioration. The paddy quality-determinants, such as moisture content, immature grain, foreign materials, chalky grain and yellowness, are more affected by post-harvest handling and processing than by grain varieties [Damardiati and Barrett (1)]. The most important quality determinant of paddy is the moisture content because storage of moist paddy can cause the excess grain deterioration, for example mould growth and rice yellowing.

To prevent all the above serious problems, the moisture content of paddy must be reduced to a range of 13 to 14% wet basis, which is safe for prolonged storage [Soponronnarit and Nathakarakakule (2)]. Artificial drying is an appropriate method to remove the moisture content from high level and a fluidized bed drying technique is the one of the dryer types which provides a rapid drop in moisture content for a short period.

In addition to the drying step, pretreatment system, which is an additional step in the drying process, is also necessary since a large amount of wet paddy from cultivation areas is transported to the traders. With such a massive amount, some factories may have a limited drying capacity, so that delay of moisture reduction cannot be avoided. This would be a risk of deterioration of paddy quality. The main purpose of pretreatment is to maintain

the quality of paddy before drying. It should have a function similar to dryer, but the capability of moisture reduction should be lower along with the lower consumption of energy.

Several researchers develop mathematical models and attempt to investigate the optimum of the machinery systems for grain harvesting, handling, drying and storage. In 1972, Carpenter and Brooker (3) proposed a model which determined the minimum cost of harvesting, drying and storage for corn operations of various sizes. The model provided a means of determining and evaluating the effect of the size and type of equipment used in the system by simulating the operation of alternative machine systems on computer. Murata et al. (4) studied the dehumidification of paddy using silica gel. The results were shown that the silica gel dehumidifier for cereal grains at normal temperature was technically feasible. The application of silica gel for grain drying is an interesting technique for the pretreatment system because the method is simple and provides low input energy.

This section describes the drying technique for moisture deduction of paddy by fluidization technique developed by Soponronnarit and Prachayawarakorn (5). The advantages of this technique are as follows: rapid drying, compact dryer size and uniform final moisture content. Moreover, the head rice yield and whiteness can be maintained. By this approach, high moisture content of paddy should not be reduced lower than 16.3% dry basis by a single stage drying approach. Several researchers [Soponronnarit et al. (6), Steffe et al. (7), Zhang and Litchfield (8)] suggested that paddy should be dried by several drying stages in which tempering treatment is in between each drying stage in order to improve drying rate and maintain head rice yield. This treatment is traditionally used in drying process at rice milling factories.

The aims of this work are to investigate the paddy drying process on field experience at a rice merchant and the pretreatment systems for moist paddy using silica gel and ambient air. The physical quality in terms of head rice yield and whiteness will be reported and discussed.

1.2 Materials and Methods

(a) Materials

1.2.1 Drying process

In this study, the fresh paddy was dried by a 20 ton/h continuous fluidized bed dryer, with subsequent tempering in a conditioning unit, and dried again by a LSU dryer in the last step as shown in Figure 1. The paddy samples were collected for determining moisture content in each drying unit. The moisture content was tested at site by a Kett moisture meter (model J999) and a single kernel moisture meter (model MC CTR-200E). The grain temperature, drying air temperature and ambient air conditions were measured by K-typed thermocouple connected to a Yogokawa data logger with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. To compare with the quick test method, the exact

moisture content of paddy was determined by a hot air oven at temperature of 103°C for 72 hours [AOAC, (9)]. The method of head rice yield determination was followed the guideline of USDA method [USDA, (10)].

1.2.1.1 The Fluidized bed dryer

The fluidized bed drying system is comprised of a rectangular shaped drying chamber with a dimension of $1.2 \times 4.8 \times 1.0 \text{ m}^3$, a backward curved-blade centrifugal fan driven by an electric motor, and a rice husk furnace. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. The air flow rate was controlled by a damper at the inlet air duct of the fluidized bed dryer. The schematic diagram of the dryer is shown in Figure 1(no.5). Initial moisture content of paddy was collected at the hopper (no.4 in Figure 1). For dried paddy, it was taken from the bucket conveyer (no. 11 in Figure 1) before conveying to the conditioning unit.

1.2.1.2 Conditioning unit

The position no.6 in Figure 1 is presented as the conditioning unit. The function of this unit is to temper the dried paddy after fluidization. Tempering time was about 30 to 40 minutes. During this period, the moisture inside paddy kernels transports to the exterior surface, but it does not evaporate to the environment. This process can reduce stresses inside kernel.

1.2.1.3 LSU dryer

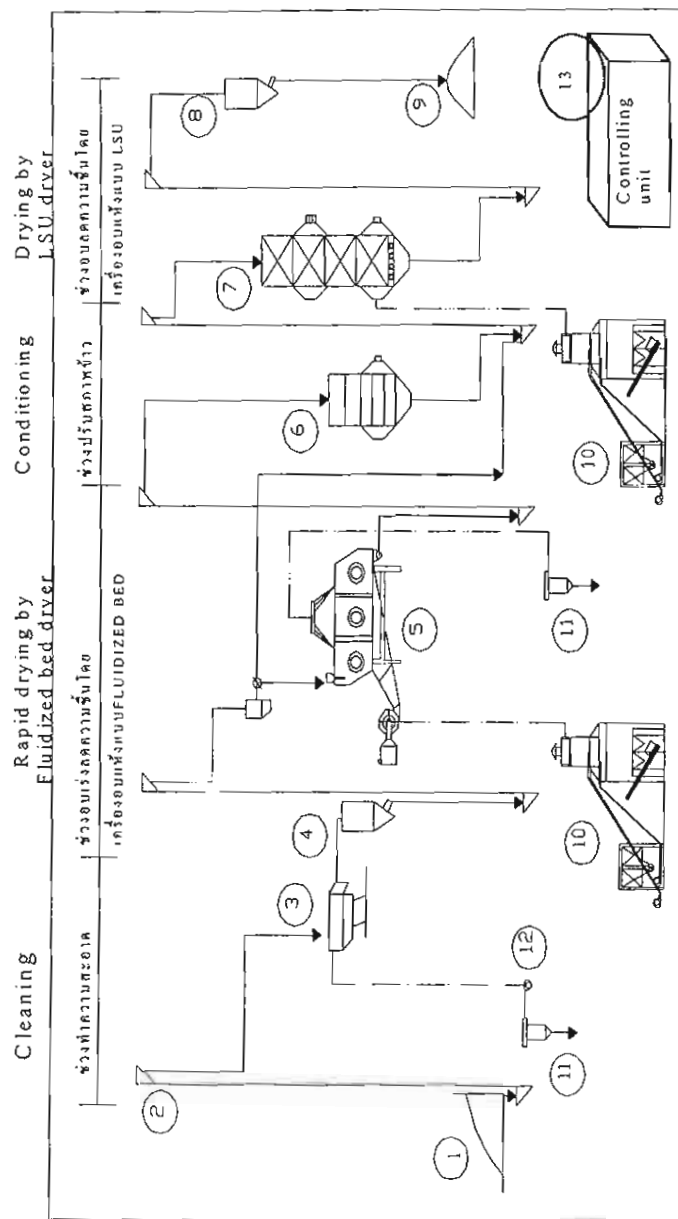
After tempering, paddy was conveyed by a bucket conveyer to the LSU dryer for reducing moisture content to the desired value of 14% wet basis. Finally, the dried paddy was conveyed to a storage area. The storage room was equipped with air ventilation ducts under floor for ventilating heat in the bulk.

1.2.2 Pre-treatment of wet paddy

In this experiment, the paddy was stored into 3 plastic bags with a capacity of 500 kg per bag as shown in Figure 2. In the first bag, the paddy was ventilated by ambient air. In the second bag, the paddy was dried by desiccant silica gel dryer and the last one was referred as the reference unit with no any equipment facility. The experiment was repeated in triplicate.

(b) Methods

For the drying process as shown in Figure 1, paddy samples were collected in each stage. For pretreatment of wet paddy, paddy samples were also taken from each bag. During the experiments, inlet air, moisture content, bed temperature and outlet air were recorded. The bed temperatures and dry bulb temperatures were measured by K-typed thermocouple, which was continuously monitored by a Yokokawa data logger with an accuracy of $\pm 0.1^{\circ}\text{C}$. The relative humidity was determined by the dry and wet bulb temperatures. The Figure 2 illustrates the schematic diagram of the pretreatment of fresh paddy.



1. High moist paddy bulk (bed height 2-5 m)	2. Bucket conveyor	3. Cleaning machine
4. Hopper	5. Fluidized bed dryer	6. Conditioning unit
7. LSU dryer	8. Hopper	9. Dry paddy
10. Rice husk furnace	11. Cyclone dust Collector	12. Conveyor
13. Controlling unit		

Figure 1. Schematic diagram of drying process at Khung Li Chan rice merchant.

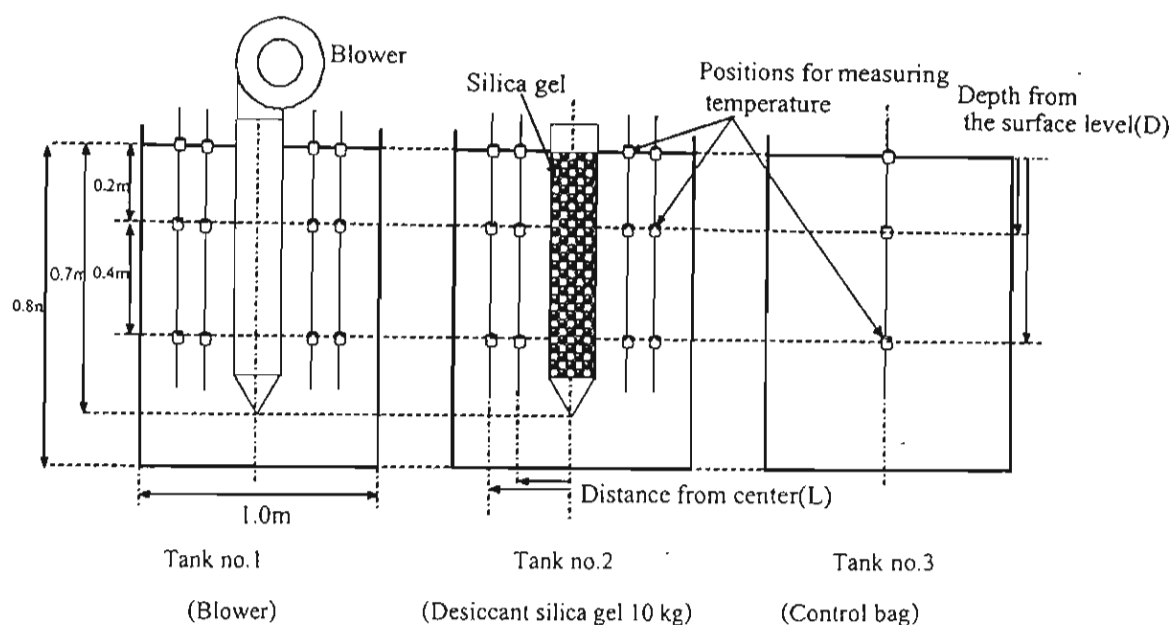


Figure 2 Schematic diagram of pretreatment systems for paddy

For Tank no.1, paddy was dried by ambient air using a 0.75kW motor to drive a fan. For Tank no.2, the paddy was dried by desiccant silica gel. The silica gel with a mass of 10 kg was used as an adsorbent agent to adsorb the water in the paddy and the last tank was not equipped with any device (Tank no.3 as the control unit). The samples were collected at each time interval to check head rice yield, whiteness and moisture content. The head rice yield was determined in triplicate by dehulling a 125g sample of rough rice. The brown rice was then milled in a milling machine and the head rice was separated from the broken rice using a rice separator. The head rice yield is the ratio of the head rice weight to the original weight of rough rice. Rice whiteness value was determined in triplicate using a SATAKE color meter.

1.3 Results and discussion

1.3.1 Moisture distribution during drying process

The fresh paddy kernels were collected in a heap installed in front of the bucket conveyor (no.1 in Figure 1). They were stored for 3 to 5 hours before drying. At the position no.1, the temperature and relative humidity in the grain bulk at the bed depth of paddy 1.0m from the surface level were in a range of 40 to 50°C and 90 to 95%, respectively. This result indicates that the condition in the bulk stimulates the yellowing of rice kernels if the delay of drying in the process, at least 3 to 4 days, occurs.

Figure 3 shows the comparison of experimental moisture content measured by single moisture meter and hot air oven method, indicating that the single moisture meter measuring the moisture content of paddy higher than the hot air oven approximately 2-3% wet basis. In Figure 4, the average initial moisture content at fluidized

bed dryer inlet, measured by the oven method, was 18.3% wet basis and the standard deviation of inlet moisture content, examined by the single moisture meter, was in a range of 1.9-3.3% wet basis implying the small deviation of moisture content at inlet. This moisture level is practically rather safe even though the drying is postponed for a week.

The moisture content of paddy leaving from the fluidized bed dryer varied in a range of 15.0 to 16.0% wet basis along with the standard deviation of 1.1-3.5% wet basis. From the standard deviation point of view, the deviation of moisture content between inlet and outlet lied in the same range, indicating the flow of grains in the dryer closed to plug type.

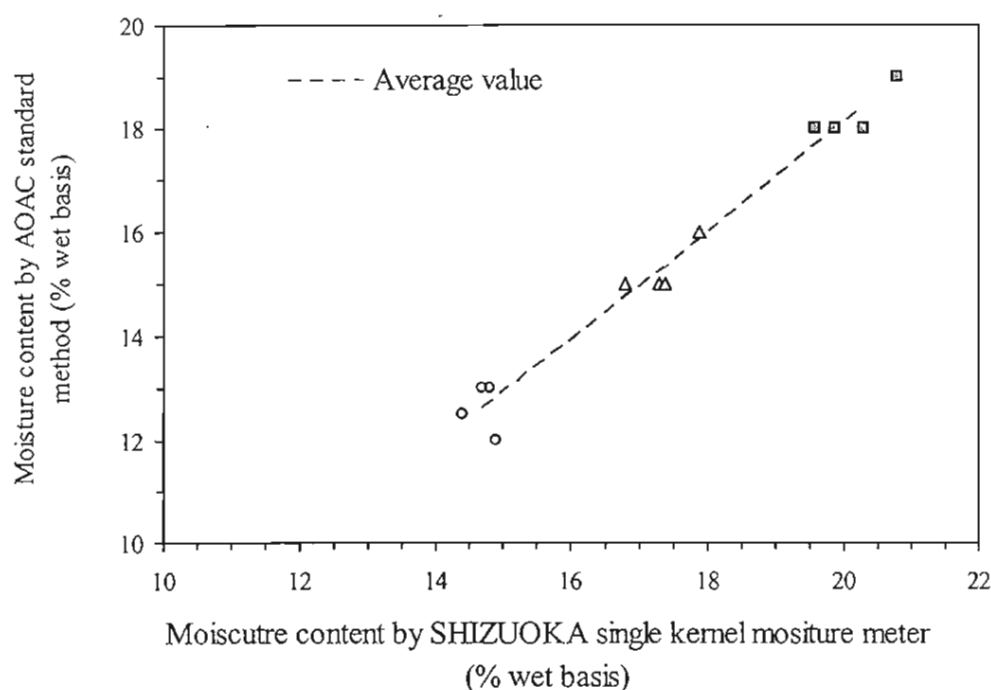


Figure 3 Comparison of moisture content measured by a SHIZUOKA single grain moisture meter and Oven standard method (AOAC, 1984)

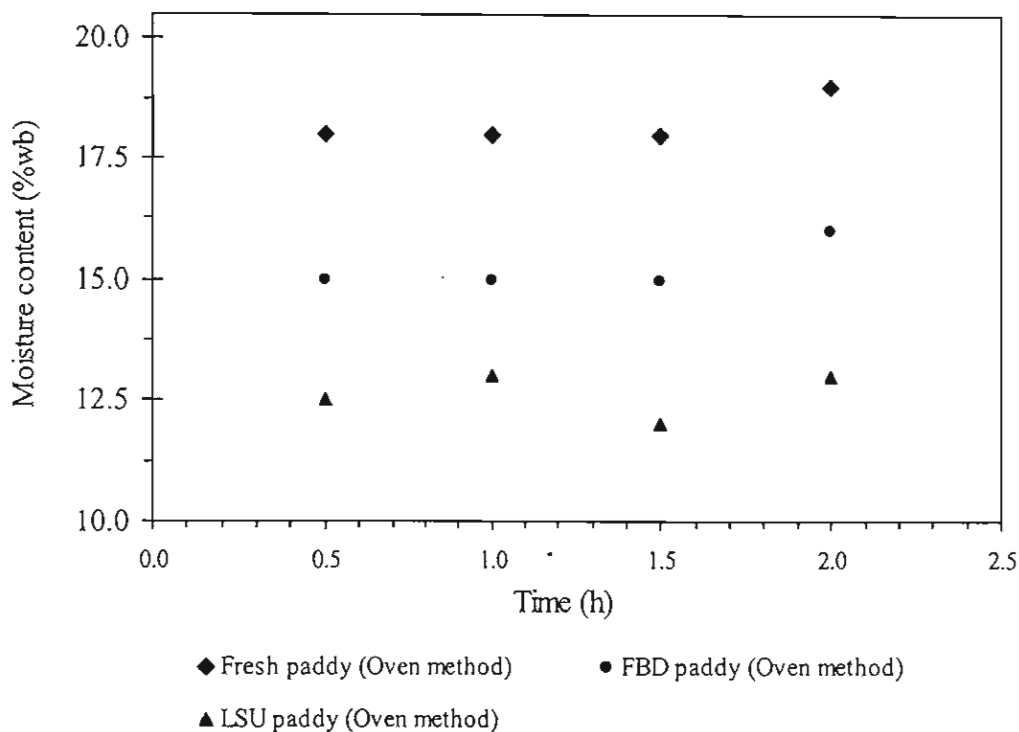


Figure 4 Evolution of moisture content of paddy during drying in different units at Khung Li Chan

Rice Merchant: Average initial moisture content 18.3% wet basis

The final moisture content after LSU was in a range of 12.5 to 13.0% wet basis and the standard deviation was about 1.0-1.8% wet basis. This moisture level ensures that it is safe for a long term storage without deterioration of grain quality [Soponronnarit et al. (11)].

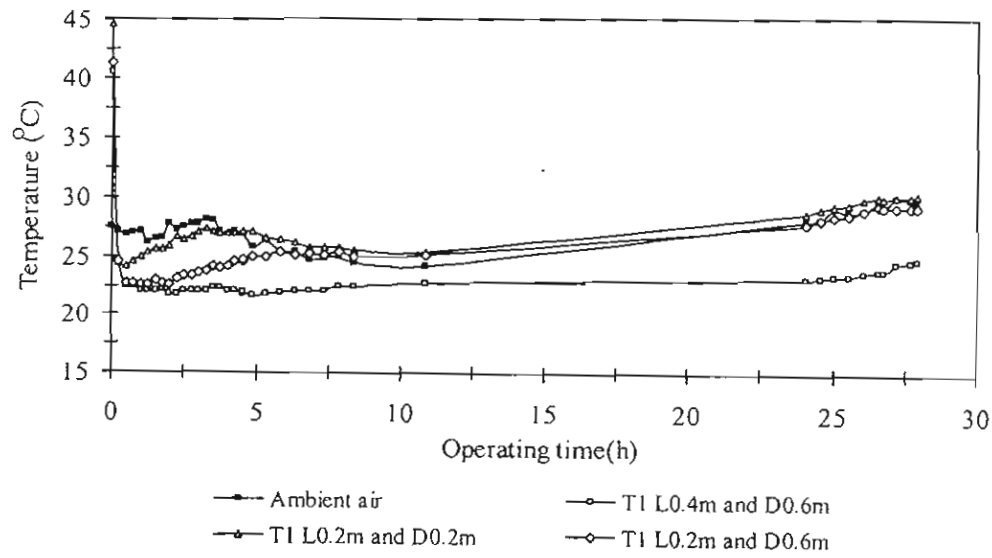
1.3.2 Pre-treatment of paddy using different techniques

The temperatures at different locations of the three tanks are shown in Figure 5. The ambient air temperature was about 30°C. At the beginning, the average temperature of paddy in each tank was 40°C since the paddy kernels in the tanks were kept at least 12 hours without air ventilation and thus heat can be liberated from the wet paddy by its respiration. During the ventilation, the drop in temperature from 42-43 to 23°C in Tank no.1 was in the first 15 minutes of operating time as shown in Figure 5(a) and the consequent temperature at each level was remarkably lower in Tank no.1 than in Tanks no.2 and 3 as shown in Figure 5(b). After the elapsed time of 27 hours, the temperatures in the Tanks no.2 and 3 slightly increased from the beginning and were in between 40 and 50°C.

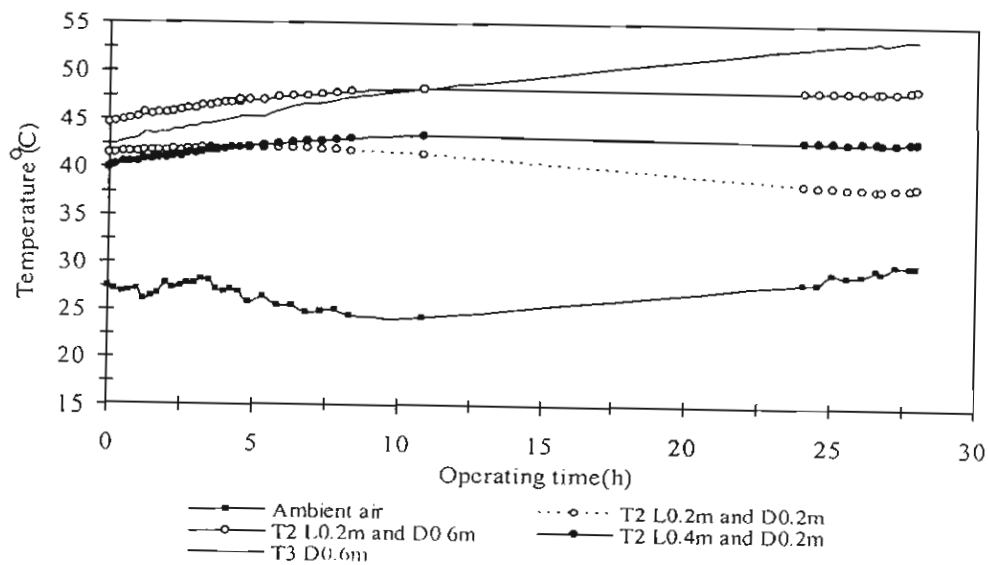
As shown in Figure 5(a), temperature in Tank no.1 for each depth was slightly lower than the ambient temperature, with the lowest one at the radius 0.2m and depth 0.6m (Radius and Depth account for the distance

from the center of tank and from the surface level of the tank, respectively). Figure 5(b) shows the temperature profile in Tank no.2 and Tank no.3. According to the change in temperature for these tanks, it clearly indicates that the pretreatment by ambient air ventilation can reduce the risk of the yellowing of paddy.

An average initial moisture content of paddy in Experiment no. 2 was about $22.8 \pm 3.5\%$ wet basis. The moisture content of paddy at the surface level in Tanks no.2 and 3 as shown in Figure 6 is reduced by natural air (no forced air) whilst the moisture content in Tank 1 is reduced by forcing air blown through the paddy bulk, enabling to remove the moisture content slightly faster than in Tank no.2 and Tank no.3.



Temperature profiles in each position in Tank no.1 (air ventilation)



Temperature profiles in each position in Tank no.2 (Desiccant silica gel) and 3 (Control unit)

Figure 5 Temperature change in each position during pretreatment by different techniques
[Experiment no.3]

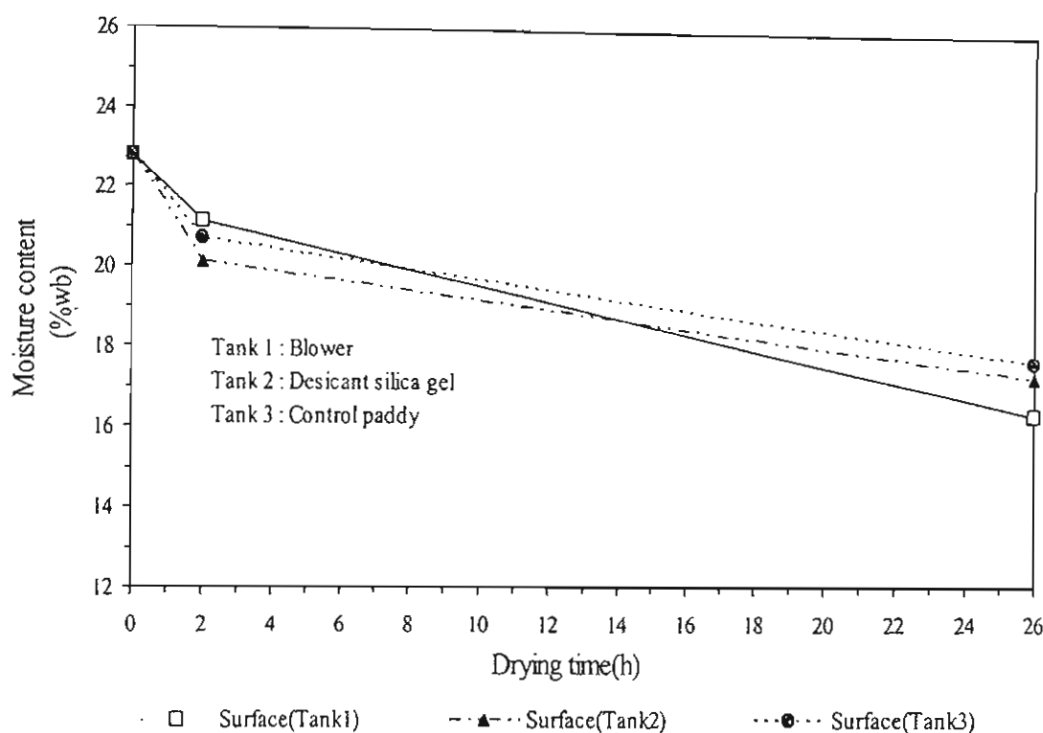


Figure 6 Evolution of moisture content of paddy at the surface level for 3 tanks: M_i 22.8% wet basis (standard deviation 3.5% wet basis) [Experiment no.2]

Figures 7 and 8 show the moisture content of paddy at the depths of 0.2m and 0.6m, respectively. The moisture content of paddy at each bed depth was reduced faster in Tank no.1 than in Tanks no.2 and 3, with the lowest drying rate being of Tank no. 3. The average final moisture content throughout the bed height in Tank no.1 was 17% wet basis whilst it was still higher than 20% wet basis in the desiccant silica gel tank, of which the value was almost the same as that at the beginning. This indicated the small amount of the water to be adsorbed by the silica gel.

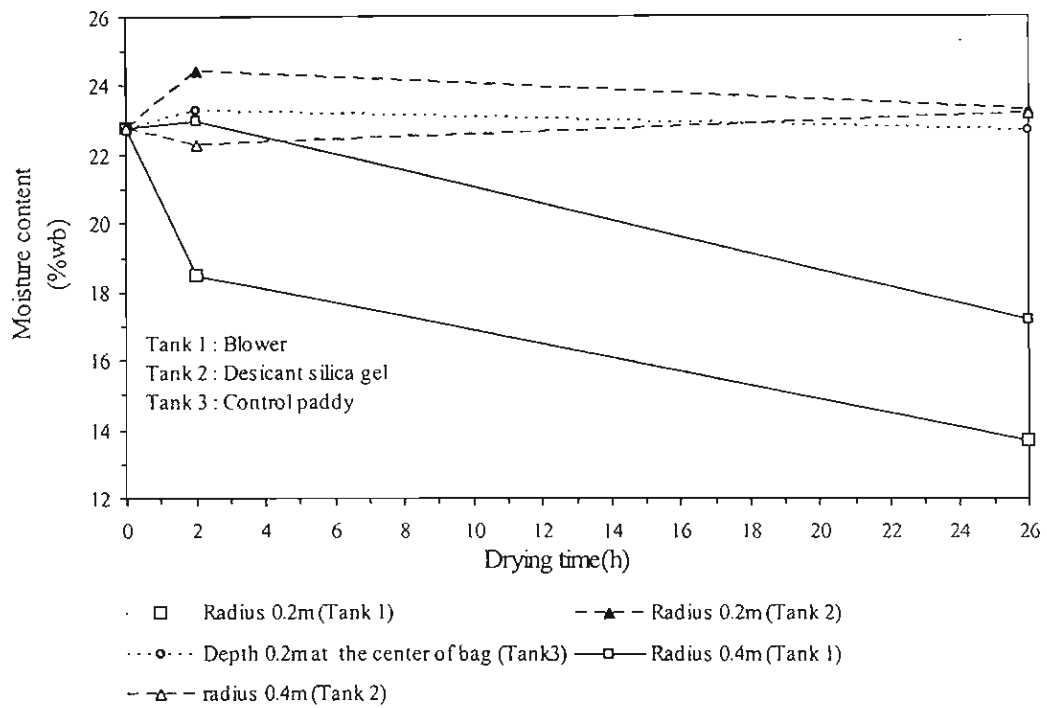


Figure 7 Evolution of moisture content of paddy at the bed depth of 0.2m from surface level: M_i 22.8%wet basis
(standard deviation 3.5%wet basis [Experiment no.2])

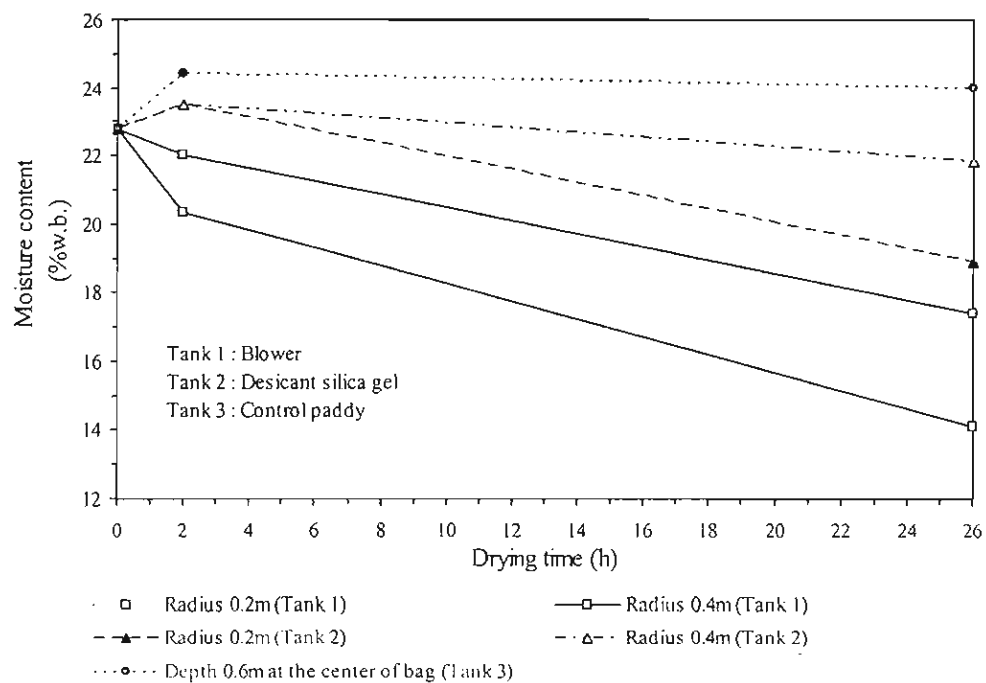


Figure 8 Evolution of moisture content of paddy at the bed depth of 0.6m from surface level: M_i 22.8%wet basis
(standard deviation 3.5%wet basis) [Experiment no.2]

1.3.3 Head rice yield and rice whiteness

Table 1 shows the head rice yield during pretreatment. The head rice yields were slightly lower at the bed depths of 0.2 and 0.4m for all tanks than at the surface. This might be affected by the combination of the accumulation of heat from the grain respiration and the moisture removal towards the development of stress on rice kernels.

Table 2 represents the value of rice whiteness during pretreatment. An average initial moisture content of paddy used for testing the paddy quality was about 18.5% wet basis and average initial whiteness of rice for all tanks was 36.9 ± 0.7 . During treatment for 27 hours, the rice whiteness obtained from the silica gel and control tanks has the same value as that of rice in Tank no.1. The rice whiteness at the end obtained from all tanks is still acceptable.

From this study, it shows that the paddy at initial moisture content of 18.5% wet basis does not deteriorate within 2 days even though there is no any equipment for treating the wet paddy. However, when the initial moisture content is approximate 22-25% wet basis, the yellowing of rice can occur easily within 2-3 days if the grains cannot be dried to the safe level. To prevent the occurrence of yellowness, the pretreatment system using ambient air would be a suitable way.

Table 1. Head rice yield during treatment by different methods
[Initial moisture content, M_i = 18.5% wet basis (Experiment no.2)]

Time (h)	Head rice yield at various depths and levels in each paddy bins													
	TANK 1 (Blower)					TANK 2 (Desiccant silica gel)					TANK 3 (Control unit)			
	surface	L20 D20	L20 D60	L40 D20	L40 D60	surface	L20 D20	L20 D60	L40 D20	L40 D60	surface	D20	D40	D60
0	60.9	57.7	58.4	57.7	58.4	59.9	58.4	59.2	58.4	59.2	59.9	57.8	58.4	58.4
2.5	60.7	58.7	55.9	58.3	58.4	59.3	54.3	59.7	54.3	58.7	60.1	62.3	59.3	58.6
24	61.2	58.8	60.1	58.8	60.0	60.3	52.9	57.7	57.1	58.9	60.4	58.6	56.1	56.2
27	60.6	61.7	60.4	59.0	59.7	57.9	57.4	57.6	58.6	55.2	64.9	59.7	57.1	58.5
Average	60.9	59.3	58.7	58.5	58.9	58.6	55.8	58.6	57.1	58.0	61.3	59.6	57.7	57.9

Note : L = radius from the center of tank, m

D = bed depth from the surface level, m

Table 2 The value of rice whiteness during treatment by different methods

[Initial moisture content, M_i 18.5%wet basis (Experiment no.2)]

Time (h)	Whiteness at various bed depth in each paddy tank													
	TANK 1					TANK 2					TANK 3			
	surface	L20	L20	L40	L40	surface	L20	L20	L40	L40	surface	D20	D40	D60
		D20	D60	D20	D60		D20	D60	D20	D60				
0	37.2	36.8	37.2	36.8	37.2	38.2	37.0	37.2	37.0	37.2	35.8	35.3	36.4	37.0
2.5	37.2	36.6	37.2	37.2	36.0	38.6	36.8	36.4	35.3	37.2	37.6	35.8	37.2	37.0
24	34.1	37.0	36.0	35.4	35.6	36.4	36.6	36.4	35.7	38.0	35.3	35.4	37.2	36.1
27	37.8	34.9	36.8	36.6	36.2	36.4	34.3	36.4	36.2	35.8	36.6	35.3	35.4	36.0
Average	36.6	36.3	36.8	36.5	36.3	37.4	36.2	36.6	36.0	37.1	36.3	35.5	36.6	36.7

Note : L = radius from the center of tank, m

D = bed depth from the surface level, m

1.4 Conclusions

The following conclusions could be drawn:

1. The moisture distributions leaving from fluidized bed dryer, conditioning unit and LSU dryer were almost uniform.
2. The air ventilation system for pretreatment of wet paddy can reduce accumulation of heat in the grain bulk and prevent the deterioration from heat liberation of grain.
3. The desiccant silica gel drying technique was not suitable for treating the wet paddy.

Acknowledgement

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF), the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing rice qualities. Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing whiteness of rice.

References:

1. Damardiaty, D.S. and Barrett, D.A. Improving and maintenance of rice quality in Indonesia, *Indon. Agric. Res. Dev. Journal*. 1986; 8: 45-50.
2. Soponronnarit S and Nathakarakule A. Field experience of in-store drying of paddy under tropical climates, *The 13th Proc. ASEAN Seminar on Grain Postharvest Tech.*, Brunai Darussalam 1990; 4-7 Sept.: 183-196.
3. Carpenter M.L. and Brooker D.B. Minimum cost machinery systems for harvesting, drying and storing shelled corn, *Transactions of the ASAE* 1972; 15(2): 515-519.
4. Maruta S, Enomoto T and Miyauchi K. Adsorption Characteristics of Thin Silica-Gel Layer and Simulation in the Fixed Layer. (Japanese) 1993; 55(3): 41-49.
5. Soponronnarit S and Prachayawarakorn S. Maintaining Quality, Maximizing Throughput and Minimizing Energy Consumption in Fluidized Bed Paddy Drying, *Proceeding of the 15th ASEAN Seminar on Postharvest Technology* 1992; 8-11 Sept.: Singapore.
6. Soponronnarit S, Wetchama S, Swasdisevi T and Poomsa-ad N. Managing Moist Paddy by Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation, *Drying Technology*; 1999; 17(1&2): 335-344.
7. Steffe J.F., Singh R.P. and Bakshi A.S. Influence of Tempering Time and Cooling on Rice Milling Yields and Moisture Removal. *Trans. of ASAE* 1979; 22: 1214-1218, 1224.
8. Zhang Q. and Litchfield J.B. An Optimization of Intermittent Corn Drying in a Laboratory Scale Thin Layer Dryer, *Drying Technology*; 1991; 9(11): 233-244.
9. AOAC. *Official Methods of Analysis*, 14th edition, Washington, D.C., Association of Official Analytical Chemists, USA, 1984.
10. USDA. *Grain Grade Procedure*. Federal Grain Inspection Service, Washington DC., USA, 1988.
11. Soponronnarit S, Amatachaya P, Prachayawarakorn S, Nathakarakule A and Inchan S. Field Trial of In-Store Drying and Storage, *The Kasetsart J.*, 1997; 18: 86-100.

ลักษณะเฉพาะของข้าวที่ผ่านการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไชด์เบด
ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

CHARACTERISTICS OF RICE IN
SUPERHEATED-STEAM FLUIDISED-BED DRYER

ชัยศักดิ์ เตชะไพโรจน์¹, สมเกียรติ ปรัชญารากร², สมชาติ โสภณธนฤทธิ์³

¹นักศึกษาปริญญาเอก, ²ผู้ช่วยศาสตราจารย์, ³ศาสตราจารย์

^{1,2}คณะพลังงานและวัสดุ ³คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
สุขสวัสดิ์ 48, แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ : การศึกษาลักษณะเฉพาะของข้าวที่ผ่านการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไชด์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งในการลดความชื้นของข้าวเปลือกจาก 41-42.5 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง โดยความชื้นสุดท้าย 16-28 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง โดยพิจารณาถึงอิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ต่อการอบแห้งและคุณภาพข้าวเปลือก สภาวะต่าง ๆ ของการทดลองศึกษามีดังนี้ ความสูงเบดข้าวเปลือก 10, 12.5 และ 15 เซนติเมตร อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 150-170 องศาเซลเซียส ความดันไอน้ำในระบบอบแห้ง 106.1 กิโลปาสกาล ความเร็วในห้องอบ 3.1 เมตร/วินาที พบว่าอุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งมากกว่าความสูงเบดข้าวเปลือก ในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งสามารถลดความชื้นได้ต่ำถึง 18 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง โดยที่เปอร์เซ็นต์คั่วข้าวมีค่ามากกว่า 60% ถ้าลดความชื้นต่ำกว่านี้เปอร์เซ็นต์คั่วข้าวจะลดลงอย่างรวดเร็ว ในขณะที่อุณหภูมิของการอบแห้งมีผลต่อความขาวและ white belly นอกจากนี้พบว่าที่อุณหภูมิการอบแห้งสูงให้ค่า peak viscosity, breakdown viscosity และ setback viscosity ต่ำ

ABSTRACT : Characteristic properties of parboiled rice in a superheated-steam fluidised-bed dryer have been investigated. The operating conditions were carried out at the initial moisture contents of 41-42.5% dry basis, three bed heights of 10, 12.5 and 15 cm, superheated steam temperatures of 150-170°C with a constant pressure of 106.1 kPa and a fixed superficial velocity of 3.1 m/s. The experimental results were shown that the inlet temperature had much more effect on removal of moisture content than the bed height. For the paddy quality, the head rice yield after reducing moisture content to 18% dry basis was higher than 60% (average reference value of 52%). The color of rice whiteness becomes darker and the inlet temperature significantly affects white belly. In addition, higher temperature provided the lower values of peak viscosity, breakdown viscosity and setback viscosity were also found under high temperature.

Keywords. Head rice yield; Rapid Visco Analyzer (RVA); White belly.

1. บทนำ

ประเทศไทยเป็นประเทศผลิตข้าวที่สำคัญ ผลผลิตข้าวนอกจากใช้สำหรับบริโภคภายในประเทศ ยังสามารถส่งออกโดยปริมาณการส่งออกข้าวของไทยจัดเป็นอันดับ 1 ของโลกมาหลายปี ข้าวหนึ่งซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์อีกชนิดที่ผลิตจากข้าวเปลือก โดยผ่านกระบวนการต่างๆ ดังนี้ 1 การแช่ (Soaking) เพื่อทำให้ข้าวเปลือกนั้นมีความชื้นเพิ่มขึ้น โดยมีความชื้นอยู่ในระหว่าง 42-54% มาตรฐานแห้ง ซึ่งโดยทั่วไปน้ำที่ใช้แช่เป็นน้ำร้อนอุณหภูมิประมาณ 60-80°C 2 การนึ่ง (Steaming) เพื่อทำให้ข้าวที่มีความชื้นเหมาะสมมาให้ความร้อนโดยการต้มหรือนึ่งด้วยไอน้ำ ซึ่งทำให้เม็ด สคาร์ชเกิดเจลาไทไนซ์ 3 การอบแห้งเพื่อลดความชื้นที่มีอยู่ในข้าวเปลือกลงต่ำกว่า 16 % มาตรฐานแห้ง ก่อนจะนำไปเก็บรักษาหรือจัดสีให้เป็นข้าวหนึ่ง ซึ่งจากกระบวนการดังกล่าวข้างต้นเป็นผลทำข้าวหนึ่งที่ได้มีคุณค่าทางโภชนาการสูงกว่าข้าวขาว (Dimopoulos & Muller, 1972)

จากกระบวนการผลิตข้าวหนึ่งดังกล่าวข้างต้น โดยเฉพาะอย่างยิ่งในขั้นตอนการนึ่งและการอบแห้งซึ่งมีความเป็นไปได้ที่รวมเข้าเป็นขั้นตอนเดียว โดยการประยุกต์ใช้ไอน้ำร้อนยังคงเป็นตัวเลือกในการนึ่งและอบแห้งแทน ก่อนหน้านี้ได้มีการศึกษาข้อดีบางประการของการใช้ไอน้ำร้อนยังคง เช่น อัตราการอบแห้งสูงและการกำจัดกลิ่นของผลิตภัณฑ์ (Tang et al., 2000; Iyota et al., 2001; Tatermoto et al., 2002)

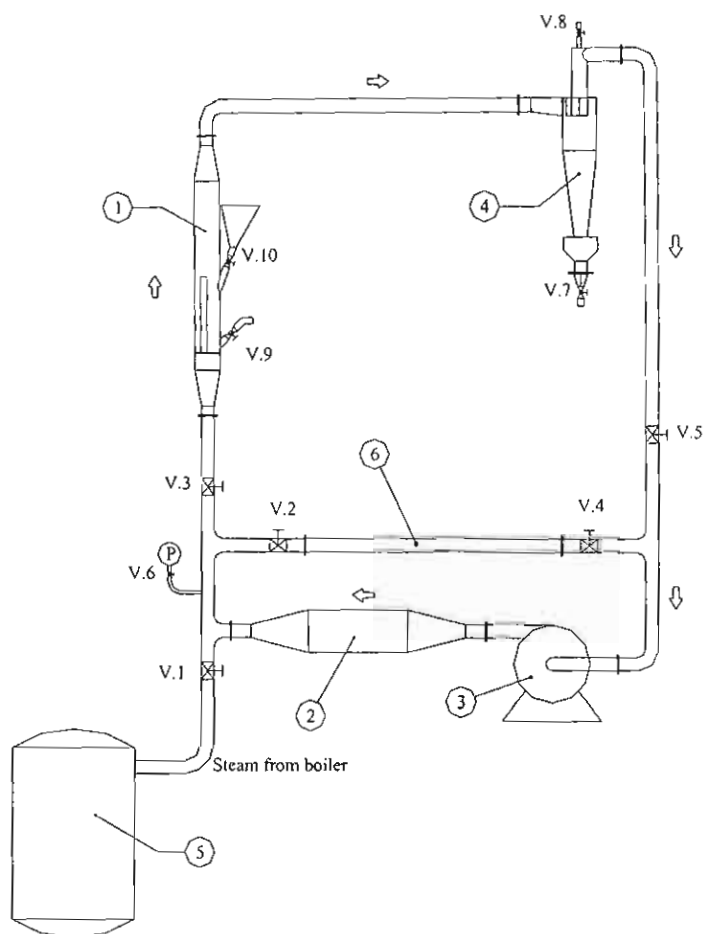
จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาลักษณะเฉพาะของข้าวที่ผ่านการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรส์เบดด้วยไอน้ำร้อนยังคง ได้แก่ คุณลักษณะของการอบแห้งข้าว, คุณสมบัติทาง pasting ตลอดจนคุณสมบัติทางกายภาพซึ่งประกอบด้วย ปริมาณต้นข้าว, ความขาวและ white belly

2. อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองศึกษาในงานวิจัยนี้เป็นเครื่องอบแห้งฟลูอิดไรส์เบดแบบวงวด รูปทรงกระบอกทำด้วยสแตนเลส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 cm และสูง 100 cm อุปกรณ์ให้ความร้อนมีขนาด 13.5 kW เพื่อเปลี่ยนสถานะของไอน้ำอัดตัวเป็นไอน้ำร้อนยังคงตามอุณหภูมิที่ต้องการ โดยมีเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID มีค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ พัดลม (blower) เป็นแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง (backward-curved centrifugal blower) ขับด้วยมอเตอร์ขนาด 2.2 kW อัตราการไหลของไอน้ำสามารถปรับเปลี่ยนได้โดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม เพื่อที่จะดักฝุ่นที่ปนมากับข้าวเปลือกจึงได้ออกแบบเครื่องดักฝุ่น (cyclone) เป็นแบบ reverse flow ทำด้วยสแตนเลส เครื่องกำเนิดไอน้ำ (boiler) ออกแบบความดันให้ใช้งานสูงสุด 3.5 bars ความสามารถผลิตไอน้ำได้ 31 kg/h ที่อุณหภูมิ 100°C ความดันบรรยากาศ หรือเทียบได้กับพลังงานความร้อน 20 kW ใช้ไฟฟ้า 380/3/50

ลักษณะการทำงานเริ่มต้นจากการอุ่นระบบให้ร้อนโดยเปิดวาล์ว V.3 และ V.5 ส่วนวาล์วที่เหลือปิดหมดแล้วจึงเปิดพัดลมและอุปกรณ์ให้ความร้อนเพื่อให้ระบบร้อนขึ้นป้องกันการควบแน่นของไอน้ำที่จะป้อนเข้าระบบ เมื่ออุณหภูมิอากาศภายในระบบสูงกว่าอุณหภูมิจุดเดือดของน้ำแล้วจึงเริ่มป้อนไอน้ำจากเครื่องกำเนิดไอน้ำเข้าในระบบโดยเปิดวาล์ว V.1 เนื่องจากในระบบมีอากาศอยู่จึงต้องมีการไล่อากาศออกโดยเปิดวาล์ว V.8 และ V.9 เพื่อให้อากาศออก ไอน้ำจะปนออกมากับอากาศจนกระทั่งแน่ใจว่า ไม่มีอากาศแล้วจึงปิดวาล์ว V.8 และ V.9 ปรับความดันในระบบจากวาล์ว V.1 ให้ได้ประมาณ 5000 Pa โดยดูจากมาตรวัดความดัน ปรับอุณหภูมิอบแห้งจากเครื่องควบคุมอุณหภูมิและปรับความเร็วของไอน้ำในระบบจากความเร็วรอบของพัดลมให้ได้ตามต้องการ ก่อนป้อน

ข้าวเปลือกเข้าห้องอบแห้งต้องสลับทางการไหลของไอน้ำก่อนเพื่อความปลอดภัยโดยปิดวาล์ว V.3 และ V.5 ขณะเดียวกันก็เปิดวาล์ว V.2 และ V.4 แล้วจึงป้อนข้าวเปลือกเข้าทางวาล์ว V.10 หลังจากนั้นก็สลับทางการไหลของไอน้ำกลับสู่ตำแหน่งเดิมคือเปิดวาล์ว V.3 และ V.5 แล้วปิดวาล์ว V.2 และ V.4 เมื่อได้เวลาอบแห้งตามที่ต้องการแล้วจึงนำข้าวเปลือกออกโดยเปิดวาล์ว V.9 แล้วนำข้าวเปลือกที่ได้ไปทดสอบต่อไป ลักษณะรายละเอียดของเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแสดงในรูปที่ 1



รูปที่ 1 ไคอะแกรมระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง: (1) ห้องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด; (2) อุปกรณ์ให้ความร้อน; (3) พัดลม; (4) เครื่องคัดฝุ่น; (5) เครื่องกำเนิดไอน้ำ; (6) Bypass line, (V) วาล์ว; (P) มาตรวัดความดัน

ในงานวิจัยนี้จะทำการอบแห้งข้าวเปลือกภายใต้เงื่อนไขดังต่อไปนี้ ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 42% d.b. ความสูงเบดข้าวเปลือก 10–15 cm มาทำการอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 150–170°C ความเร็วของไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีค่า 3.1 m/s และความดันไอน้ำในระบบอบแห้งประมาณ 106.1 kPa เพื่อป้องกันการรั่วเข้าของอากาศจึงเลือกความดันไอน้ำในระบบสูงกว่าบรรยากาศเล็กน้อย จากนั้นนำข้าวที่ผ่านการอบแห้งแล้วมาปล่อยไว้ให้เย็นตัว

ลงที่อุณหภูมิห้องภายในถุงปิดสนิทเพื่อป้องกันการสูญเสียความชื้น จากนั้นนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนมีความชื้นเหลือ 16% d.b. สุดท้ายนำข้าวไปทดสอบคุณภาพต่อไป

สำหรับการหาความชื้นของข้าวเปลือกใช้ตู้อบไฟฟ้า (oven) โดยการวัดความชื้นของข้าวเปลือกจะทำโดยอบข้าวเปลือกตัวอย่างที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง สำหรับคุณภาพของข้าวทางด้านกายภาพได้แก่ เปอร์เซ็นต์ตันข้าว เปอร์เซ็นต์ความขาว และ % white belly

- เปอร์เซ็นต์ตันข้าวคือน้ำหนักของตันข้าวที่ผ่านการอบแห้งหารด้วยน้ำหนักข้าวเปลือก
- เปอร์เซ็นต์ความขาววัดได้จากเครื่องวัดความขาวของ Kett model C-300
- เปอร์เซ็นต์ white belly คือจำนวนของข้าวที่เป็นจุขาวขุนในเมล็ดข้าวใน 100 เมล็ด โดยการสุ่มตัวอย่าง

Rapid Visco Analyser (RVA) measurement

การวัดคุณสมบัติทาง pasting ของข้าวหนึ่งโดยใช้เครื่อง Rapid Visco Analyser model-4 (Newport Scientific Pty Ltd., Warriewood, Australia) ตามวิธีการของ AACC method 61-02 (AACC, 1995) โดยการนำตัวอย่างแป้งข้าวปริมาณ 3 กรัม (ความชื้น 14%) ผสมกับน้ำกลั่น ในถ้วยอลูมิเนียมโดยน้ำหนักรวม 28 กรัม จากนั้นนำตัวอย่างที่เตรียมได้เข้าเครื่อง RVA ตัวอย่างจะถูกทำให้ร้อนที่ 50°C คงไว้ ณ อุณหภูมิดังกล่าวเป็นเวลา 1 นาที ต่อจากนั้นให้ความร้อนแก่ของผสมด้วยอัตรา $12^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ไปที่อุณหภูมิ 95°C คงไว้ที่อุณหภูมิ 95°C เป็นเวลา 2.5 นาที จากนั้นถูกทำให้เย็นลงกลับไปที่ 50°C ด้วยอัตราการทำให้เย็น $12^{\circ}\text{C}/\text{min}$ แล้วคงไว้ที่ 50°C เป็นเวลา 2.1 นาที ตัวอย่างดังกล่าวทดสอบสองซ้ำ สมบัติ pasting ต่าง ๆ ถูก plot เทียบกับเวลา ค่าต่างที่ได้จาก pasting properties ได้แก่ peak viscosity (PV), trough, final viscosity (FV), breakdown viscosity (BKV = PV - trough) and setback viscosity (SBV = FV - trough)

3. ผลและวิจารณ์

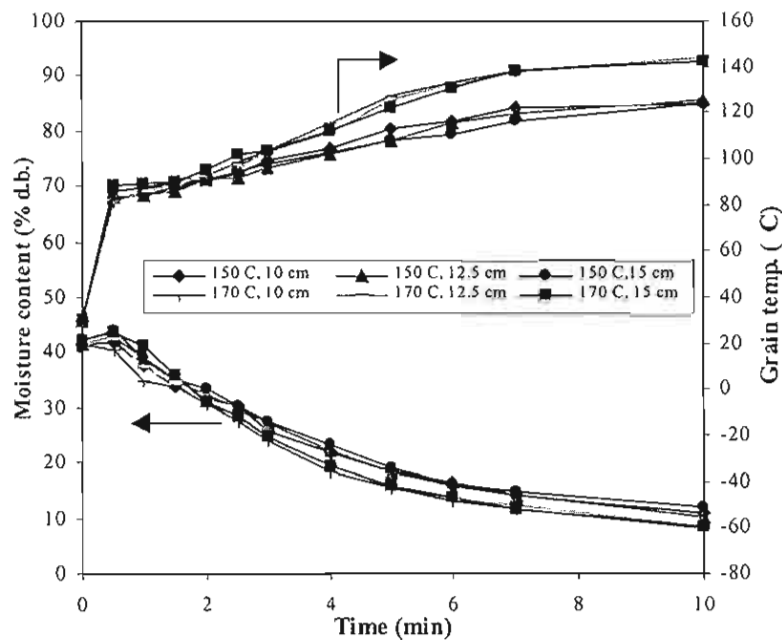
- อิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนขวดขี้และความสูงเบดที่มีต่ออัตราการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยไอน้ำร้อนขวดขี้

รูปที่ 2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก ความชื้น และเวลาในการอบแห้ง เนื่องจากช่วงแรกของการอบแห้งเกิดการควบแน่นของไอน้ำเกิดขึ้น กล่าวคือ ทันที่ไอน้ำร้อนขวดขี้ไหลผ่านเบดของข้าวเปลือก ไอน้ำจะเริ่มเกิดการควบแน่นที่เบดข้าวเปลือกซึ่งจะเกิดในช่วงแรกเป็นเวลาดัง ๆ คืออุณหภูมิของข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นจากอุณหภูมิแวดล้อมจนถึงอุณหภูมิจุดเดือดของน้ำ หลังจากนั้นอุณหภูมิของข้าวเปลือกเพิ่มตามอุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดขี้

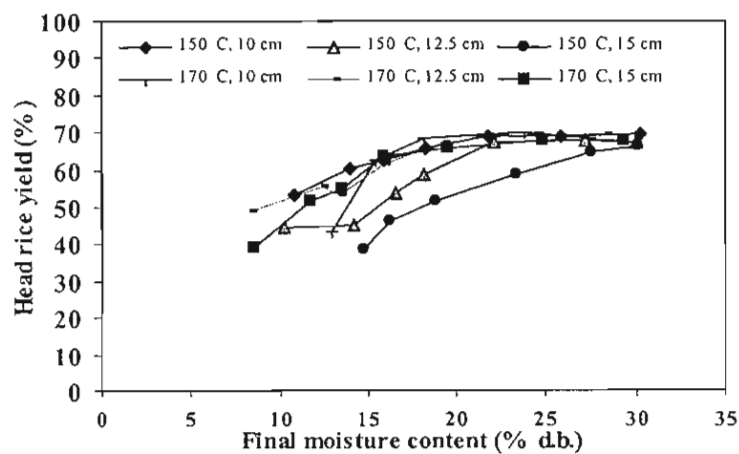
ผลของความสูงเบดและอุณหภูมิไอน้ำร้อนขวดขี้ที่มีต่อการอบแห้งในช่วง 150 ถึง 170°C พบว่า ที่ความสูงเบด 15 cm จะอบแห้งและอุณหภูมิของข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นได้ช้ากว่าที่ความสูงเบด 12.5 และ 10 cm ตามลำดับ เนื่องจากที่ความสูงเบดมากขึ้น (มวลของข้าวเปลือกก็จะมากขึ้น) ทำให้ปริมาณความร้อนที่ใช้ในการระเหยน้ำมีค่ามากขึ้น และอุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดขี้สูงขึ้นทำให้อัตราการอบแห้งเร็วขึ้นเนื่องจากความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิข้าวเปลือกและอุณหภูมิไอน้ำร้อนขวดขี้มีมากขึ้น ส่งผลให้การถ่ายเทความร้อนมีค่าสูงขึ้น

- เปอร์เซ็นต์ตันข้าว

รูปที่ 3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวกับความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิและความสูงแตกต่างกัน จากการทดลองพบว่า เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวมีค่าค่อนข้างคงที่ในช่วงความชื้นสุดท้ายสูงกว่า 18% d.b. และลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 18% d.b. ซึ่งเป็นผลจากการเกิด gelatinization โดยสามารถอธิบายได้ดังนี้ เมื่อข้าวที่มีความชื้นสูงได้รับความร้อนสูงเพียงพอที่จะพองตัวและถูกทำให้สุก และทำให้โปรตีนแตกตัวและแทรกเข้าไปภายในช่องว่างระหว่างเม็ดแป้ง ทำให้ช่องว่างหรือรอยร้าวและรอยแตกภายในเมล็ดข้าวประสานกันอย่างสนิท เมื่อนำไปทำให้แห้ง เมล็ดข้าวจะมีลักษณะแข็งใส เหนียว และทนทานต่อการขัดสี จึงทำให้ได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูง การเกิด gelatinization จะต้องประกอบด้วยอุณหภูมิและความชื้นของข้าวเปลือกที่เหมาะสม



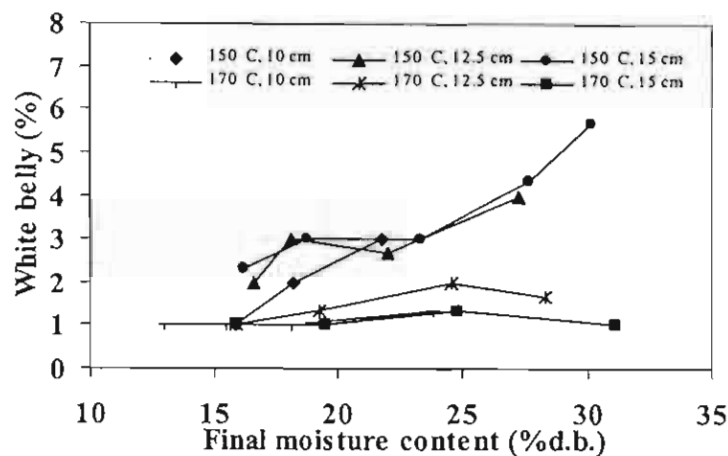
รูปที่ 2. ผลของความสูงและอุณหภูมิของไอน้ำร้อนชนิดยิ่งต่อการอบแห้งข้าวเปลือกและอุณหภูมิของเมล็ดข้าว



รูปที่ 3. ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวกับความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนชนิดยิ่ง และความสูงแตกต่างกัน (ความชื้นเริ่มต้น 42 % d.b.)

- % White belly

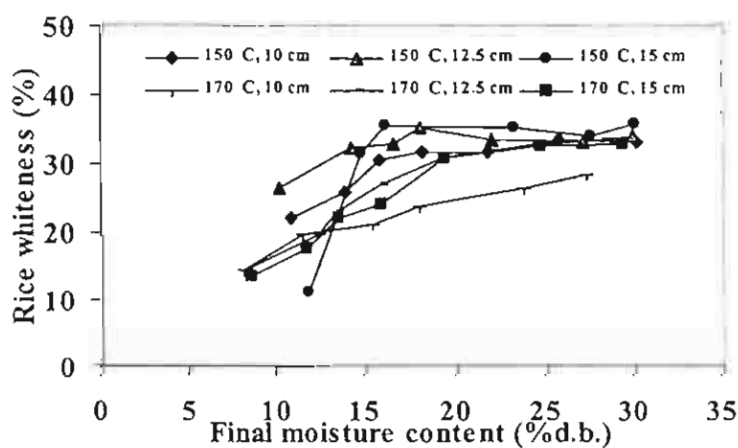
White belly คือ ข้าวที่เป็นจุดขุนขาวที่บ่งแสดงภายในเมล็ดข้าว ซึ่งเกิดจากข้าวผ่านการนึ่งแล้วเกิดเจลในเมล็ดข้าวไม่สมบูรณ์ ซึ่งโดยส่วนมากจะปรากฏจุดขุนขาวบริเวณแกนกลางในเมล็ดข้าวสาร รูปที่ 4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ white belly กับความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิและความสูงเบดต่าง ๆ จากการทดลองพบว่า ผลของอุณหภูมิที่ใช้ในการทำแห้งมีอิทธิพลต่อ % white belly โดยที่อุณหภูมิไอน้ำร้อนขวดยิ่งสูงขึ้นทำให้ % white belly ลดลง แต่อย่างไรก็ตามความสูงเบดไม่มีผลต่อ % white belly



รูปที่ 4. ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ white belly กับความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดยิ่ง และความสูงเบดต่างๆ (ความชื้นเริ่มต้น 42 % d.b.)

- เปอร์เซ็นต์ความขาว

รูปที่ 5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ความขาวกับความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิและความสูงเบดต่าง ๆ โดยความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก 42% d.b. จากการทดลองพบว่าช่วงเวลาการอบแห้ง 3 นาทีแรกความขาวของข้าวลดลงอย่างรวดเร็วและมีค่าค่อนข้างคงที่ (30-35) ที่ความชื้นสุดท้ายในช่วง 18-30% d.b.



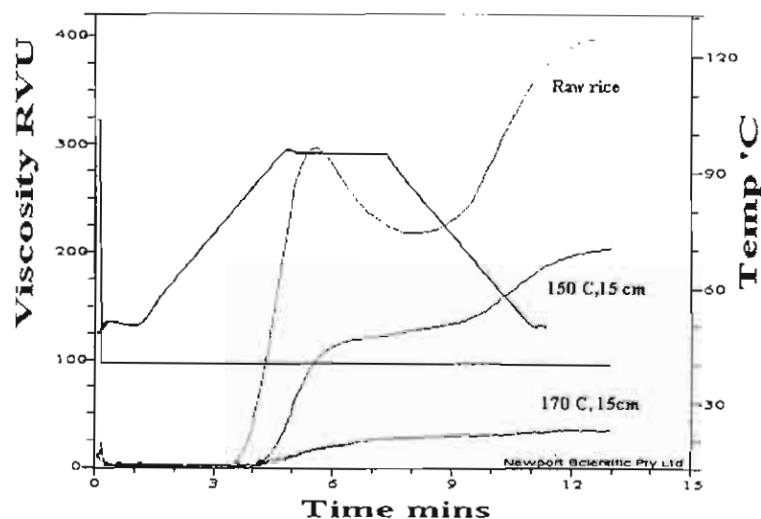
รูปที่ 5. ความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ความขาวกับความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่อุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดยิ่ง และความสูงเบดต่างๆ (ความชื้นเริ่มต้น 42 % d.b. ความขาว = 41-43)

การเปลี่ยนแปลงสีของข้าวอันเนื่องมาจากการเกิดสีน้ำตาลแบบเมลลาร์ดโดยสภาพที่เหมาะสมของน้ำตาลรีดิวซ์กับกรดอะมิโนที่มีความร้อนเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาสีน้ำตาล และอีกสาเหตุอันเนื่องมาจากการควบแน่น

ของไอน้ำที่ผิวของข้าวเปลือกอาจจะทำให้อุณหภูมิของเปลือกที่หุ้มเมล็ดข้าวอยู่นั้นเกิดการซึมเข้าสู่เนื้อเมล็ดข้าวจึงมีผลทำให้ความขาวของข้าวที่ผ่านการอบ ได้มีสีที่คล้ำขึ้น

- *Pasting behaviour*

รูปที่ 6 และตารางที่ 1 แสดงคุณสมบัติ pasting ของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและข้าวที่ไม่ผ่านการอบแห้ง ผลการทดลองพบว่าข้าวที่ผ่านการอบแห้งภายใต้อุณหภูมิ 150 – 170°C ให้ค่า PV, BKV และ SBV ต่ำกว่าข้าวที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้ง การที่ค่า PV สูง คือการที่เม็ดสตาร์ชมีความสามารถในการจับกับน้ำได้ปริมาณมากกว่าข้าวที่ผ่านกระบวนการอบแห้ง ซึ่งทำให้เม็ดสตาร์ชเกิดการพองตัวเป็นผลทำให้ค่าความหนืดสูงขึ้น ส่วนข้าวผ่านการอบแห้งค่า PV ลดลงตามอุณหภูมิการอบแห้งที่สูงขึ้น เนื่องจากในช่วงเวลา 3 นาทีแรกระหว่างการอบแห้งข้าว เมื่อข้าวที่มีความชื้นสูงได้รับความร้อนสูงเม็ดสตาร์ชที่ถูกน้ำจะพองตัวและถูกทำให้สุก และทำให้โปรตีนแตกตัวและแทรกเข้าไปภายในช่องว่างระหว่างเม็ดสตาร์ช และเมื่อนำข้าวที่ผ่านการอบแห้งได้เกิดเจลไปแล้ว เมื่อนำไปวัดคุณสมบัติ pasting มีผลทำให้ความสามารถในการจับน้ำของเม็ดสตาร์ชลดลง ซึ่งทำให้เม็ดสตาร์ชพองตัวได้น้อยลงด้วย มีผลทำให้ค่า PV ลดลง สำหรับค่า FV และ SBK แสดงถึงคุณสมบัติความแข็งแรงของข้าวสุก (Ranghavendra Rao & Juliano, 1970; Priestley, 1976; Ali and Bhattacharya, 1980) ข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงให้ค่า FV และ SBK ต่ำกว่าข้าวที่ผ่านอบที่อุณหภูมิต่ำและที่ไม่ผ่านการอบตามลำดับ จากผลดังกล่าวแสดงว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดเมื่อนำไปหุงสุกและปล่อยให้เย็นตัวลงจะมีลักษณะความแข็งแรงต่ำกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการอบแห้ง หลังจากการหุงสุกและปล่อยให้ข้าวเย็นตัวลง



รูปที่ 6 ความหนืดของข้าวที่ไม่ผ่านและผ่านกระบวนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด

ตารางที่ 1 สมบัติ pasting ของข้าวที่ไม่ผ่านและผ่านกระบวนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึง

	PV rvu	Though Rvu	BKV rvu	FV rvu	SBV rvu
Raw rice	296	218	79	399	181
150°C 15 cm	120	113	8	205	92
170°C 15 cm	25	20	5	35	15

4. สรุป

ลักษณะเฉพาะของข้าวที่ผ่านการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดเบดภายใต้อุณหภูมิ 150-170°C ด้วยไอน้ำร้อนขวดขึง และความสูงเบด 10-15 cm พบว่าอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลต่ออัตราการอบแห้งมากกว่าความสูงเบด ความขาวของข้าวที่ผ่านการอบที่อุณหภูมิที่ต่ำกว่าที่อุณหภูมิสูง สำหรับ %white belly ลดลงเมื่ออุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งสูงขึ้นและเมื่อต้องการให้ได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูงควรอบแห้งโดยการลดความชื้นไม่ต่ำกว่า 18% d.b. ส่วนสมบัติทาง pasting ให้ค่า PV, BKV และ SBV มีค่าลดลงเมื่อเทียบกับข้าวที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึง

5. คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนการวิจัย ขอขอบคุณคณะวิศวกรรมศาสตร์และเทคโนโลยีอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยศิลปากรที่กรุณาให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณสมบัติ pasting ของข้าว ขอขอบคุณศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี และกลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยวที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพข้าว

6. เอกสารอ้างอิง

- AACC, 1995, Approved method of the American Association of Cereal Chemist 9th ed.). St. Paul, MN: AACC.
- Ali, S. Z. and Bhattacharya, K. R. 1980, Pasting behaviour of parboiled rice, J. Texture Stud., 11, 239-245.
- Dimopoulos, J. S., and Muller, H.G. 1972, Effect of processing conditions on protein extration and composition and on some other physicochemical characteristics of parboiled rice, Cereal Chemistry. 49, 54-62.
- Iyota, H., Nishimura, N., Onuma, T. and Nomura, T., 2001, Drying of sliced raw potatoes in superheated steam and hot air, Drying Technology, 19(7), 1411-1424.
- Priestley, R. J., 1976, Studies on parboiled rice. I. Comparison of the characteristics of raw and parboiled rice, Food Chemistry, 1, 5-14.
- Ranghavendra Rao, S. N. and Juliano, B. O. 1970, Effect of parboiling on some physicochemical properties of rice, Journal Agricultural Food Chemistry, 18, 289-294.

- Tang, Z., Cenkowski, S. and Muir, W.E., 2000, Dehydration of sugar-beet pulp in superheated steam and hot air, Trans. of the ASAE, 43(3), 685-689.
- Tatamoto, Y., Mawatari, Y., Sakurai, K., Noda, K. and Komatsu, N. Drying characteristics of pour material in superheated steam fluidized bed, Proceedings of the 13th International Drying Symposium, Beijing, China, 27-30 August 2002, Vol. A, 624-633.

การศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดโดยใช้อากาศร้อน
และไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

Comparative Study of Fluidized Bed Paddy Drying Using Hot Air
and Superheated Steam

วาทัญญ รอดประพัฒน์¹ อติศักดิ์ นาดกรณกุล² วารุณี เตีย³ และสมชาติ โสภณธนฤทธิ์⁴

¹ นักศึกษาปริญญาเอก, ² ผู้ช่วยศาสตราจารย์, ³ รองศาสตราจารย์, ⁴ ศาสตราจารย์

คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

สุขสวัสดิ์ 48, แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้ศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยศึกษาเฉพาะคุณภาพทางด้านกายภาพ เช่น เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว ความขาวของข้าวสารและเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ เงื่อนไขที่ใช้ในการทดลองมีดังนี้ ข้าวเปลือกที่อุณหภูมิเริ่มต้น 80°C เป็นเวลา 3 และ 4 ชั่วโมง อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงเบด 10 cm ความเร็วของอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่งเท่ากับ 1.3 และ 1.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซชัน จากผลการวิจัยพบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งเกิดการควบแน่นของไอน้ำขึ้น ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นเพิ่มขึ้นและขณะเดียวกันอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มสูงขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อเทียบกับการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ทำให้แบ่งภายในเมล็ดข้าวเปลือกมีสภาวะที่เหมาะสมในการเกิดเจลลิตไนเซชันมากกว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวที่สูงกว่าข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน แต่ความขาวของข้าวสารจะลดลงต่ำกว่าข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน ส่วนเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ที่ได้จากการอบแห้งมีแนวโน้มลดลงตามเวลาของการอบแห้งที่เพิ่มขึ้น เมื่อเวลาการอบแห้งผ่านไป 2-3 นาที จะได้เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ประมาณ 1-5%

ABSTRACT: This study was to compare fluidized bed paddy drying using hot air with that using superheated steam. The study was emphasized on physical properties, i.e. head rice yield, whiteness, and percentage of white belly. Paddy was prepared by soaking in water with initial temperature of 80°C for 3 and 4 hours. After that it was dried in conditions (for both drying media) of drying temperature of 150°C, bed depth of 10 cm and velocity of 1.3 and 1.5 times of minimum fluidized velocity. The experimental results showed that there was condensation occurred during early drying state of superheated steam. This made moisture content of paddy dried by superheated steam higher than those dried by hot air. Drying with superheated steam also resulted

in sharp increase in paddy temperature. Both parameters were suitable conditions for gelatinization, making paddy dried by superheated steam have higher head rice yield than those dried by hot air. However, whiteness of paddy dried by superheated steam was lower than those dried by hot air. Percentage of white belly of paddy dried by both drying media decreased with drying time. White belly of 1-5% was achieved after drying time of 2-3 minutes.

Keywords: Condensation, Dehydration, Quality, Superheated steam.

1. บทนำ

ปัจจุบันความนิยมในการอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงๆ ด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบดมีเพิ่มมากขึ้น โดยเฉพาะโรงสีข้าวหนึ่ง เพราะเครื่องอบแห้งมีขนาดที่เล็กแต่กำลังการผลิตสูง และสามารถอบแห้งได้อย่างรวดเร็ว ตลอดจนช่วยเพิ่มเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวได้อีกด้วย การศึกษาวิจัยและพัฒนาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดได้มีการพัฒนามาอย่างต่อเนื่องจากอดีตจนถึงปัจจุบันมีดังนี้ Sutherland and Ghaly (1990) ได้ศึกษาความเป็นไปได้ของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดโดยใช้อากาศร้อน พบว่าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกมีผลต่อเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว ถ้าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่า 18% w.b. เมื่อนำไปสีจะได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวลดลง ต่อมา Tumambling and Driscoll (1993) ศึกษาปัจจัยที่มีผลกระทบต่ออัตราการอบแห้งของข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดและพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้ในการทำนายผลการทดลอง พบว่าปัจจัยที่มีผลกระทบต่ออัตราการอบแห้ง คือ อุณหภูมิของอากาศอบแห้งและความสูงของเบดข้าวเปลือก Soponronnarit และคณะ (1994) พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดโดยใช้อากาศร้อนนั้น ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไชน์ (U_m) เท่ากับ 1.65 m/s ต่อมาได้มีการศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบด (แบบจวด) ด้วยอุณหภูมิของอากาศร้อนสูง (140-150°C) โดย Taweerattanapanish และคณะ (1999) พบว่าข้าวเปลือกที่มีความชื้นระหว่าง 23-31% w.b. เมื่อผ่านการอบแห้งแล้วจะได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยวิธีการเป่าด้วยลมธรรมชาติ คาดว่าเกิดจากการที่แป้งบางส่วนภายในเมล็ดข้าวเปลือกเกิดเจลลิตไนเซชัน ซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Inprasit และคณะ (2001) ที่พบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบด มีแป้งบางส่วนภายในเมล็ดข้าวเปลือกเกิดเจลลิตไนเซชัน และข้าวมีลักษณะคล้ายกับข้าวหนึ่ง ต่อมาได้มีการนำเอาไอน้ำร้อนยวดยิ่งมาเป็นตัวกลางในการอบแห้งอบแห้งผลิตภัณฑ์แทนที่อากาศร้อนเนื่องจากมีคุณสมบัติในการถ่ายเทความร้อนสูง (Mujumdar 1995) คือ สามารถลดความชื้นวัสดุได้เร็วกว่าอากาศร้อน เมื่ออุณหภูมิอบแห้งที่ใช้สูงกว่าอุณหภูมิอินเวอร์ชัน และ Taechapairoj และคณะ (2002) ได้ศึกษาและออกแบบเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไชน์เบด(แบบจวด)โดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการถ่ายเทความร้อน ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150 และ 170°C ความสูงของเบด 10, 12.5 และ 15 cm พบว่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไชน์ เท่ากับ 2.55 m/s อุณหภูมิอบแห้งมีผลต่ออัตราการอบแห้งมากกว่าความสูงของเบด และยังพบอีกว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งแล้วจะมีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มสูงขึ้น แต่ความขาวของข้าวสารจะลดลง(สีคล้ายกับข้าวหนึ่ง) และเมื่อนำไปทดสอบการหุงข้าวมีลักษณะคล้ายกับข้าวหนึ่ง และยังได้มีการศึกษาเปรียบเทียบการอบมันฝรั่งแผ่นด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนโดย Iyola และคณะ (2001) ซึ่งพบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งด้วย

ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง จะเกิดการควบแน่นของไอน้ำ (Condensation) ทำให้มันฝรั่งแผ่นที่อบแห้งมีความชื้นเพิ่มขึ้น และการพัฒนาการเกิดเจลลิตินในเซชันของแป้งจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว ขณะที่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะเกิดขึ้นอย่างช้าๆ และเมื่อนำไปตรวจวัดสี พบว่าแผ่นมันฝรั่งที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะมีสีแดงเข้มกว่าแผ่นมันฝรั่งที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน

จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา ยังไม่ได้มีการศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดโดยใช้อากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ศึกษาเปรียบเทียบผลการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนยวดยิ่ง โดยศึกษาเฉพาะคุณสมบัติทางด้านกายภาพ เช่น เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว ความขาว และเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

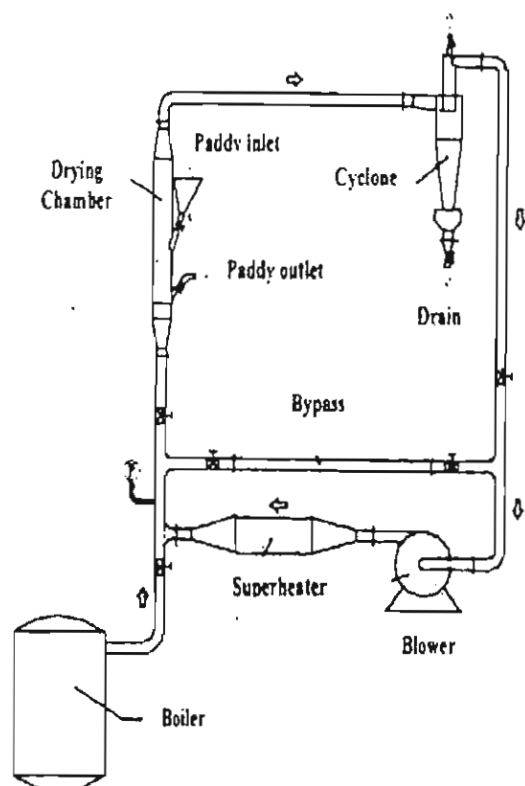
ในการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนจะใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดแบบวง ซึ่งมีส่วนประกอบต่างๆ มีดังนี้

เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (แสดงรายละเอียดดังรูปที่ 1 ก) ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก คือ 1) ห้องอบแห้ง (Drying chamber) เป็นรูปทรงกระบอกทำด้วยสแตนเลส ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 15 cm และห้องอบแห้งสูง 100 cm 2) อุปกรณ์ให้ความร้อน (Superheater) มีขนาด 13.5 kW โดยมีเครื่องควบคุมอุณหภูมิแบบ PID มีค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ 3) พัดลม (Blower) เป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง (Backward – curved centrifugal blower) มอเตอร์ขนาด 2.2 kW สามารถปรับความเร็วรอบของพัดลมได้ 4) เครื่องดักฝุ่น (Cyclone) เป็นแบบ Reverse flow ทำด้วยสแตนเลส 5) เครื่องกำเนิดไอน้ำ (Boiler) ความดันใช้งานสูงสุด 3.5 bars มีวาล์วระบายไอน้ำทิ้งเมื่อความดันเกิน 3.5 bars ความสามารถในการผลิตไอน้ำ 31 kg/h ที่อุณหภูมิ 100°C และความดันบรรยากาศ หรือเทียบได้กับพลังงานความร้อน 20 kW ใช้ไฟฟ้า 380/3/50 ระบบต่อทั้งหมดหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วหนาประมาณ 2.5 cm และช่องปล่อยข้าวเปลือกติดตั้งด้านล่างของห้องอบแห้งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 7.6 cm

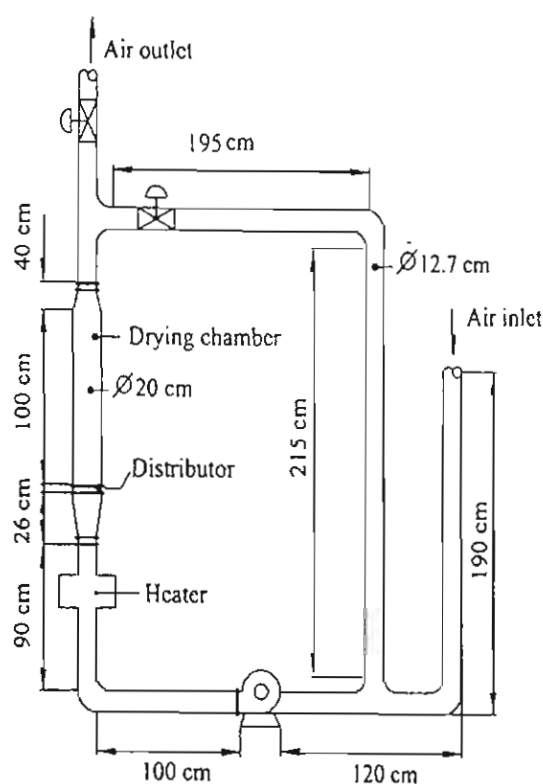
การทดลองอบแห้งด้วยอากาศร้อน ใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดแบบวง (แสดงรายละเอียดดังรูปที่ 1 ข) ห้องอบแห้งเป็นรูปทรงกระบอก มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 cm บริเวณผิวห้องอบแห้งและระบบต่อหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วหนาประมาณ 2.5 mm อุปกรณ์ให้ความร้อนใช้ชุดลดความร้อนขนาด 12 kW พัดลมเป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง ใช้มอเตอร์ขนาด 1.5 kW สามารถปรับความเร็วรอบได้ อุปกรณ์วัดอุณหภูมิที่ทางเข้าห้องอบแห้งใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ Temperature controller เพื่อใช้ควบคุมอุณหภูมิในการอบแห้ง ช่องทางป้อนข้าวเปลือกติดตั้งด้านบนห้องอบแห้งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 7.6 cm และช่องป้อนและปล่อยข้าวเปลือกมีลักษณะคล้ายกับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

การเตรียมข้าวเปลือกขึ้นใช้ข้าวเปลือกพันธุ์สุพรรณบุรี 1 (จากศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี) ที่สะอาดปราศจากข้าวลีบใส่ในถังกลมขนาดประมาณ 50 ลิตร หุ้มด้วยฉนวนใยแก้ว (เพื่อรักษาอุณหภูมิของน้ำในถังแช่) แล้วใส่น้ำร้อนที่มีอุณหภูมิเริ่มต้น 80°C แช่ข้าวเปลือกทิ้งไว้เป็นระยะเวลา 3 และ 4 ชั่วโมง แล้วจึงระบายน้ำแช่ทิ้ง และปล่อยข้าวเปลือกทิ้งไว้ในถังแช่ (Tempering) อีกหนึ่งชั่วโมงก่อนที่จะนำข้าวเปลือกขึ้นไปทดลองอบแห้ง ซึ่งในการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน ใช้ความเร็ว 1.3 และ 1.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคซ์เบด (ความเร็วต่ำสุดของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนเท่ากับ 2.55,

1.65 m/s ตามลำดับ) และอุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงของเบคประมาณ 10 cm ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้ว จะนำไปอบแห้งต่อโดยวิธีเป่าด้วยลมธรรมชาติเพื่อให้ความชื้นลดลงเหลือประมาณ 14% w.b เก็บตัวอย่างข้าวเปลือก ไว้ที่อุณหภูมิแวดล้อมประมาณ 14 วัน แล้วจึงนำไปทดสอบคุณภาพการสี (ใช้เครื่องกระเทาะเปลือกแบบลูกยาง จัด ขวดด้วยลูกหิน และตรวจสอบความขาวของข้าวสารด้วยเครื่องวัดความขาว Kett C-300)



(ก) ใช้น้ำร้อนขวดบึ่ง



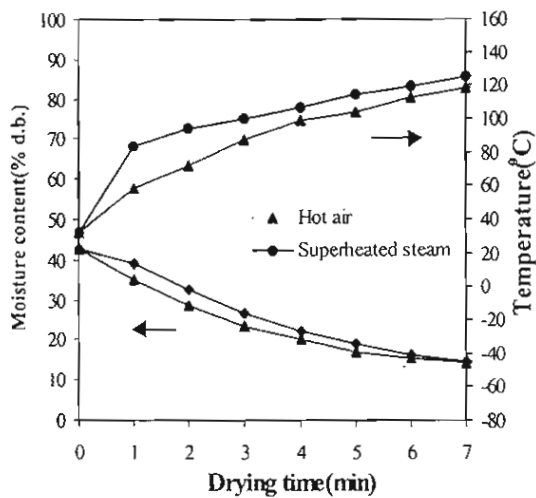
(ข) อากาศร้อน

รูปที่ 1 โคอะแกรมของเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบวง

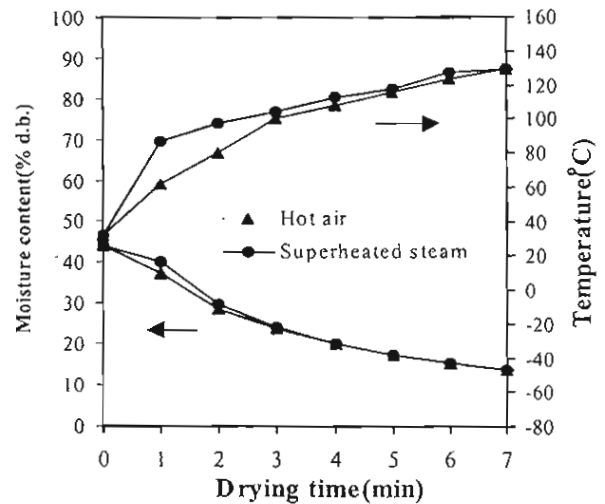
3. ผลการทดลองและวิจารณ์

จากผลการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดโดยใช้ไอน้ำร้อนขวดบึ่งและอากาศร้อนที่ อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และความเร็วของอากาศร้อนและไอน้ำร้อนขวดบึ่งเท่ากับ 1.3U_{mf} และ 1.5U_{mf} ความสูงของ เบค 10 cm พบว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงของการอบแห้งและอุณหภูมิของข้าวเปลือก เปอร์เซ็นต์คั่วข้าว ความขาว ของข้าวสาร และ เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ มีรายละเอียดดังแสดงในรูปที่ 2-5

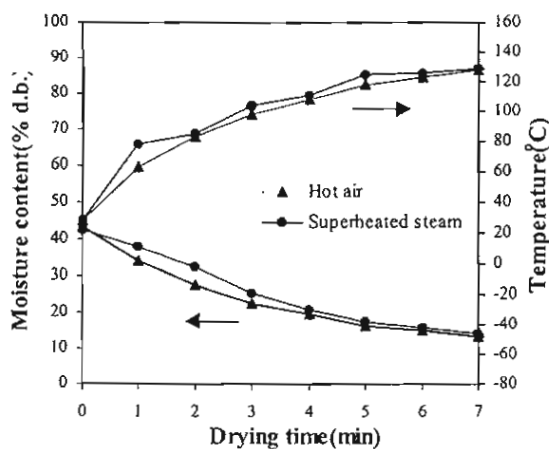
3.1 การเปลี่ยนแปลงอัตราการอบแห้งและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก



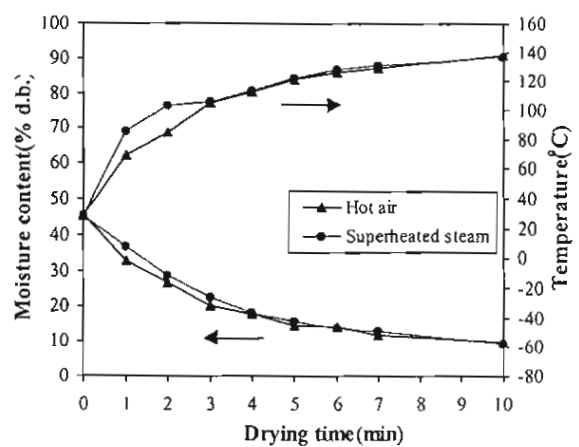
(ก) ความเร็ว 1.3U_{mr}



(ข) ความเร็ว 1.5U_{mr}



(ค) ความเร็ว 1.3U_{mr}



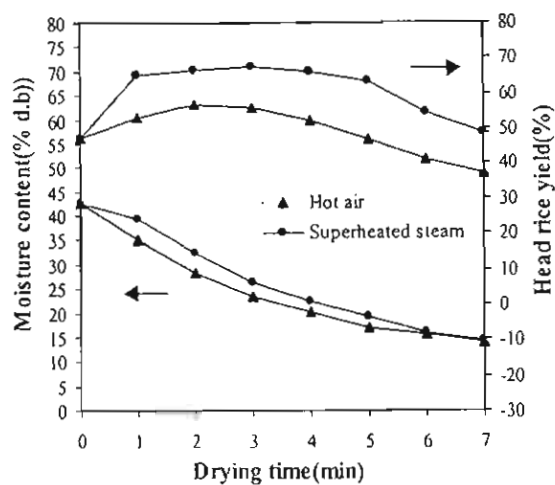
(ง) ความเร็ว 1.5U_{mr}

รูปที่ 2 การเปลี่ยนแปลงของอัตราการอบแห้งและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงของเบด 10 cm (รูปที่ 2 (ก) และ (ข) แห่ข้าวเปลือกนาน 3 ชั่วโมง รูปที่ 2 (ค) และ (ง) แห่ข้าวเปลือกนาน 4 ชั่วโมง)

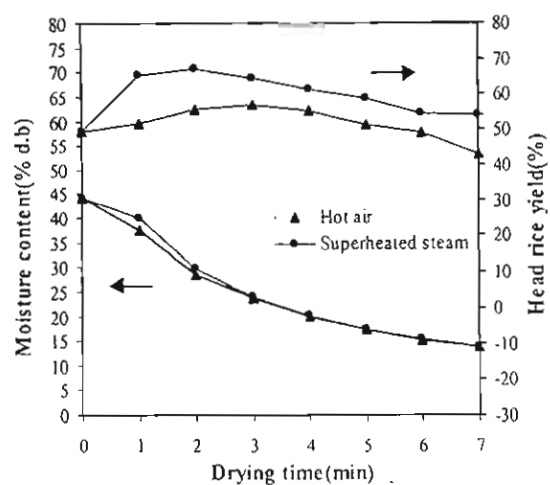
รูปที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงอัตราการอบแห้งและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก เมื่อผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงและอากาศร้อน ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงเบด 10 cm ความเร็วของไอน้ำร้อนขวดขึง/อากาศร้อน 1.3U_{mf} และ 1.5U_{mf} พบว่าข้าวเปลือกเมื่อผ่านการแช่น้ำอุณหภูมิเริ่มต้น 80°C เป็นเวลานาน 3 และ 4 ชั่วโมง มีค่าความชื้นใกล้เคียงกันประมาณ 43-45% d.b. และเมื่อนำไปอบแห้งด้วยความเร็ว 1.3U_{mf} (ดูรูปที่ 2 ก และ ค ประกอบ) อัตราการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงจะช้ากว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ซึ่งช่วงแรกของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงเกิดการควบแน่นของไอน้ำขึ้น ส่งผลให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นเพิ่มขึ้นสอดคล้องกับงานวิจัยของ Iyola และคณะ (2001) และ Taechapairoj และคณะ (2002) ดังนั้นจึงทำให้อัตราการอบแห้งต่ำกว่าข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน และเมื่อเพิ่มอัตราการถ่ายเทความร้อนขึ้นโดยการเพิ่มความเร็วนับเป็น 1.5U_{mf} (ดูรูปที่ 2 ข และ ง ประกอบ) พบว่าอัตราการลดลงของความชื้นของการอบแห้งทั้ง 2 กรณี มีค่าใกล้เคียงกัน และเมื่อพิจารณาอัตราการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกนั้น จะเห็นว่าอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว ขณะที่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นอย่างช้า ๆ ทั้งนี้เนื่องจากคุณสมบัติการถ่ายเทความร้อนของไอน้ำร้อนขวดขึงสูงกว่าอากาศร้อน (Mujumdar, 1995)

3.2 การเปลี่ยนแปลงของเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวและอัตราการอบแห้ง

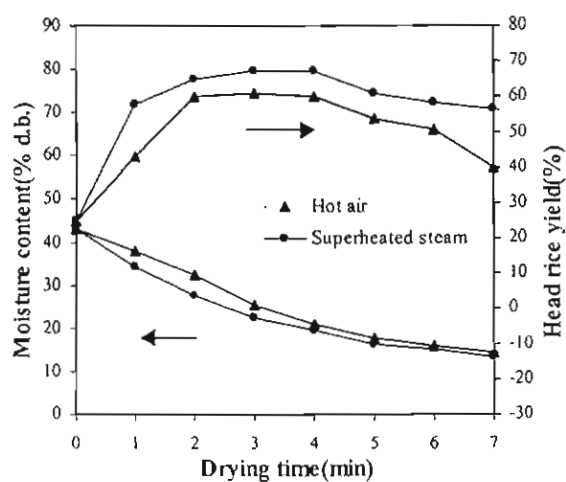
รูปที่ 3 แสดงผลการเปลี่ยนแปลงของเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวและความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือก เมื่อผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงและอากาศร้อน ซึ่งพบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงและอากาศร้อนมีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกที่ไม่ผ่านการอบแห้งหรืออบแห้งด้วยวิธีเป่าด้วยลมธรรมชาติ (เวลาการอบแห้ง 0 นาที) อาจเกิดจากแป้งบางส่วนภายในเมล็ดข้าวเปลือกเกิดเจลลิตีในเซชัน สอดคล้องกับงานวิจัยของ Taweerattanpanish และคณะ (1999) และ Inprasit และคณะ (2001) ที่ได้ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงๆ ด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคเซบด แต่ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึงจะมีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวที่สูงกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อนทุกช่วงเวลากการอบแห้ง (ดูรูปที่ 3 ก, ข, ค และ ง ประกอบ) ทั้งนี้เพราะว่าในช่วงแรกของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดขึง อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มสูงขึ้นถึงอุณหภูมิเจลลิตีในเซชันได้อย่างรวดเร็ว (ประมาณ $73-86^{\circ}\text{C}$ จาก Zhai และคณะ, 2002) ประกอบกับเมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นเพิ่มขึ้น จึงทำให้มีช่วงเวลาที่เหมาะสมในการเกิดเจลลิตีในเซชันมากขึ้น โดยดูได้จากรูปที่ 3 ก และ ค ที่ใช้ความเร็วในการอบแห้งเท่ากับ 1.3U_{mf} ความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกจะลดลงอย่างช้า ๆ ทำให้ระยะเวลาที่เหมาะสมในการเกิดเจลลิตีในเซชันนานขึ้น ดังนั้นความสมบูรณ์ (อุณหภูมิและความชื้น) ในการเกิดเจลลิตีในเซชันของแป้งภายในเมล็ดข้าวเปลือกมีมากขึ้น และเมื่อนำไปสีจึงได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวที่สูง (มากกว่า 60%) และมีค่าคงที่จนถึงเวลาการอบแห้ง 4-5 นาที เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวจึงมีแนวโน้มลดลง และเมื่อเพิ่มความเร็วในการอบแห้งเป็น 1.5U_{mf} มีผลทำให้ความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกลดลงอย่างรวดเร็ว (ดูรูปที่ 3 ข และ ง ประกอบ) ซึ่งทำให้ช่วงระยะเวลาที่เหมาะสมในการเกิดเจลลิตีในเซชันลดลง จึงทำให้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มขึ้นเฉพาะในช่วงแรกของเวลาการอบแห้ง 2 นาที หลังจากนั้นเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวจะเริ่มมีแนวโน้มลดลงตามเวลาการอบแห้งที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากเกิดความแตกต่างของความชื้นที่บริเวณผิวและแกนกลางของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น ทำให้เกิดความเค้นขึ้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกซึ่งนำไปสู่การเกิดรอยร้าวและแตกหัก เมื่อนำไปสี (Milling) จึงได้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวลดลง



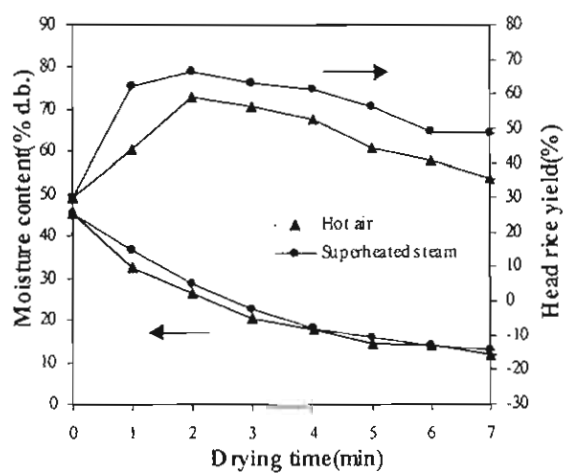
(ก) ความเร็ว $1.3U_{mf}$



(ข) ความเร็ว $1.5U_{mf}$



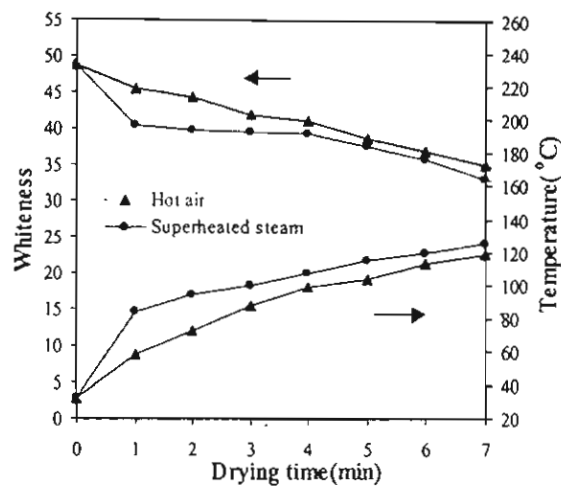
(ค) ความเร็ว $1.3U_{mf}$



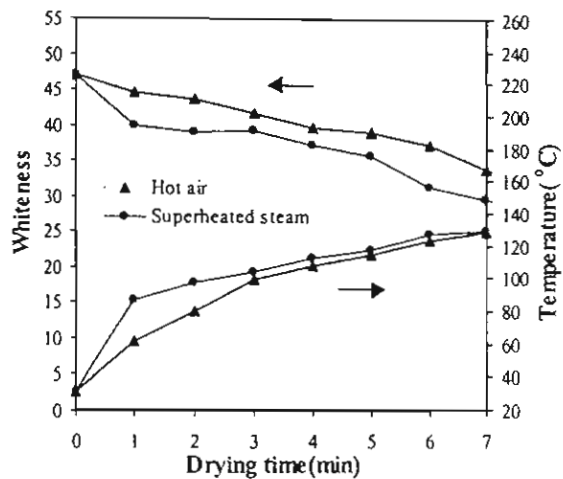
(ง) ความเร็ว $1.5U_{mf}$

รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงของเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวและอัตราการอบแห้งของเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงของเบด 10 cm (รูปที่ 3 (ก) และ (ข) แช่วข้าวเปลือกนาน 3 ชั่วโมง รูปที่ 3 (ค) และ (ง) แช่วข้าวเปลือกนาน 4 ชั่วโมง)

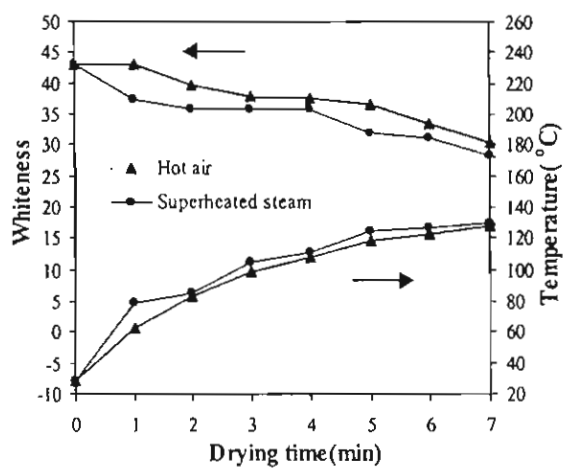
3.3 การเปลี่ยนแปลงความขาวของข้าวสารและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก



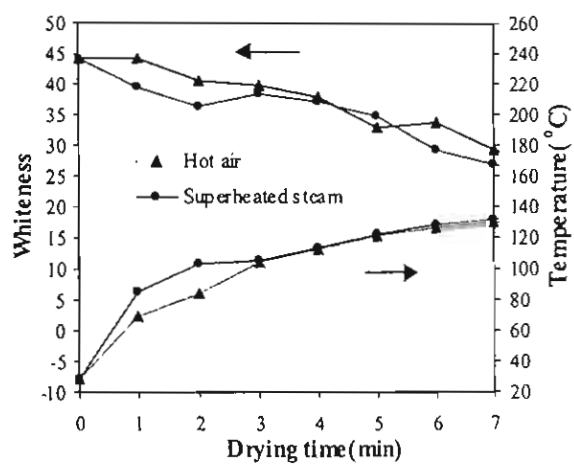
(ก) ความเร็ว 1.3U_{mf}



(ข) ความเร็ว 1.5U_{mf}



(ค) ความเร็ว 1.3U_{mf}

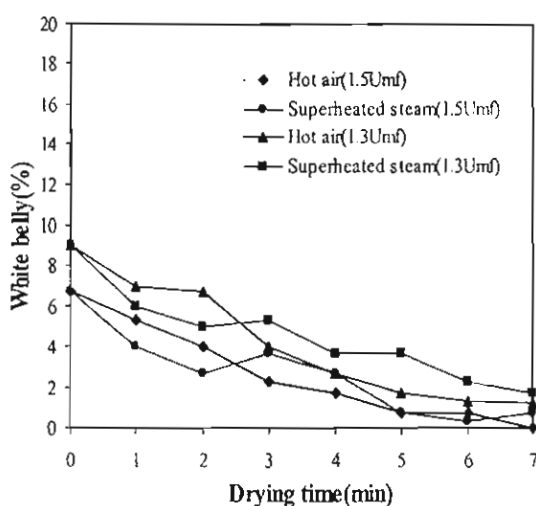


(ง) ความเร็ว 1.5U_{mf}

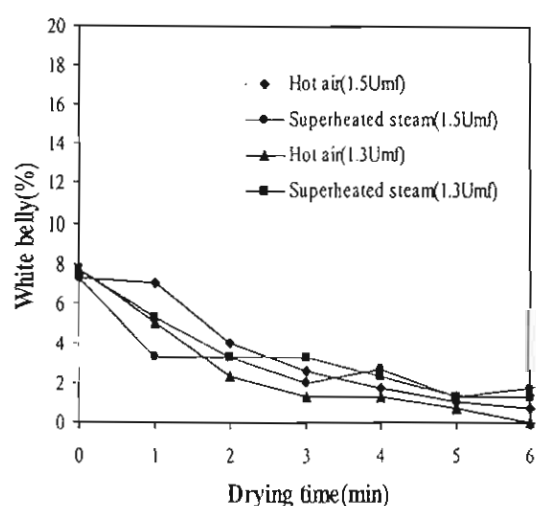
รูปที่ 4 เปรียบเทียบการเปลี่ยนแปลงของความขาวของข้าวสารและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก ที่ผ่านการอบแห้ง ด้วยไอน้ำร้อนวคังและอากาศร้อน อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงเบด 10 cm (รูปที่ 4 (ก) และ (ข) แห้งข้าวเปลือกนาน 3 ชั่วโมง รูปที่ 4 (ค) และ (ง) แห้งข้าวเปลือกนาน 4 ชั่วโมง)

รูปที่ 4 แสดงผลการเปลี่ยนแปลงของความขาวของข้าวสารและอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก เมื่อผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน จะเห็นว่า ที่เวลาการอบแห้ง 0 นาที ข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่เป็นระยะเวลา 3 ชั่วโมง มีความขาวสูงกว่า 47 จุด ขณะที่ข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่เป็นเวลา 4 ชั่วโมง มีความขาวต่ำกว่า 45 จุด (ดูรูปที่ 4 ก, ข, ค และ ง ประกอบ) และเมื่อผ่านการอบแห้งพบว่าในช่วงแรกของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง ความขาวจะลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศร้อนการอบแห้งด้วยอากาศร้อน เพราะว่าการเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกประกอบกับการควบแน่นของไอน้ำเกิดขึ้น ซึ่งมีส่วนสำคัญในการเร่งการเกิด ปฏิกิริยาสีน้ำตาล(Browning Reaction) มากขึ้น ซึ่งผลการทดลองนี้สอดคล้องกับงานวิจัยของ Iyola และคณะ(2002) และ Horrobin และคณะ(2003) ขณะที่ช่วงแรกของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยอากาศร้อน อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกจะเพิ่มขึ้นอย่างช้า ๆ ดังนั้นจึงทำให้ความขาวของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีค่าลดลงอย่างช้าๆ และมีค่ามากกว่าข้าวที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งทุกช่วงการทดลอง และเมื่อเวลาการอบแห้งข้าวเปลือกเพิ่มมากขึ้นความขาวของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อนมีแนวโน้มที่ลดลงตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกทุกเงื่อนไขการทดลอง

3.4 เปรียบเทียบเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ (White belly)



(ก) แช่ข้าวเปลือกนาน 3 ชั่วโมง



(ข) แช่ข้าวเปลือกนาน 4 ชั่วโมง

รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงของเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ของเมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150 °C ความสูงของเบด 10 cm

รูปที่ 5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่และเวลาการอบแห้ง ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C ความสูงเบด 10 cm พบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งและอากาศร้อนมีเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ลดลงตามเวลาการอบแห้งที่เพิ่มขึ้น ทุก ๆ กรณีที่ได้ศึกษา เพราะว่าการอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูง ๆ (เพิ่มความชื้นข้าวเปลือกด้วยวิธีการแช่น้ำร้อนที่อุณหภูมิเริ่มต้น 80°C เป็นเวลานาน 3 และ 4 ชั่วโมง) ทำให้ความชื้นแพร่เข้าไปภายในเมล็ดข้าวเปลือกได้อย่างทั่วถึง และคาดว่ามีการเกิดเจลลิตินในเซชันของแป้งบางส่วนภายในเมล็ดข้าวเปลือกเกิดขึ้นในช่วงเวลาของการแช่ข้าวเปลือกด้วย เมื่อนำข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่แล้วไปอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูง ๆ (150°C) จึงช่วยให้แป้งภายในเมล็ดข้าวเปลือกสามารถเกิดเจลลิตินในเซชันได้อย่างสมบูรณ์ยิ่งขึ้น โดยดูได้จากการลดลงของเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ของข้าวเปลือกที่แช่นาน 3 ชั่วโมง จะลดลงเหลือประมาณ 1-5 เปอร์เซ็นต์ (เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ของข้าวหนึ่งคุณภาพดีที่ยอมรับทางด้านการค้าและใกล้เคียงกับข้าวหนึ่งที่ผลิตโดยทั่วไป) ที่เวลาการอบแห้ง 4 นาที ซึ่งช้ากว่าข้าวเปลือกที่แช่นาน 4 ชั่วโมง ที่เวลาการอบแห้งเพียง 2 นาที เท่านั้น (ดูรูปที่ 5 ก และ ข ประกอบ) เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งและอากาศร้อนลดลงตามเวลาการอบแห้งที่เพิ่มขึ้น

4. สรุปผล

จากการศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรซ์เบดด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนขวดยิ่ง พบว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่ง จะได้เปอร์เซ็นต์ดินข้าวที่สูงกว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน ขณะที่ความขาวของข้าวสารที่ได้จะต่ำกว่า (มีสีคล้ำกับข้าวหนึ่ง) และในช่วงแรกของการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งจะเกิดการควบแน่นของไอน้ำขึ้น ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นเพิ่มขึ้น และอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว อุณหภูมิและความชื้นของข้าวเปลือกที่สูงขึ้นนี้ทำให้มีสถานะที่เหมาะสมกับการเกิดเจลลิตินในเซชันมากกว่าข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศร้อน อย่างไรก็ตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและการควบแน่นของไอน้ำช่วยเร่งการเกิดปฏิกิริยาตีน้ำตาลมากขึ้นจึงทำให้ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งมีความขาวต่ำกว่าข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน การเพิ่มความเร็วตัวกลางในการอบแห้งสูงขึ้นจะมีผลทำให้อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น และระยะเวลาที่เหมาะสมในการเกิดเจลลิตินในเซชันสั้นลง เปอร์เซ็นต์ดินข้าวจะลดลงเร็วกว่าการอบแห้งที่ความเร็วต่ำ ระยะเวลาในการแช่ข้าวเปลือกมีผลต่อการลดลงของเปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่ โดยข้าวเปลือกที่แช่เป็นเวลานาน 4 ชั่วโมง เปอร์เซ็นต์ข้าวท้องไข่มีแนวโน้มลดลงเหลือ 1-5 เปอร์เซ็นต์ เร็วกว่าข้าวเปลือกที่แช่นาน 3 ชั่วโมง เพียงเล็กน้อย ส่วนความเร็วที่ใช้ในการอบแห้งไม่มีอิทธิพลมากนัก

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนงานวิจัย (สกว.) ที่ให้ทุนอุดหนุนงานวิจัย และศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานีที่ให้ความช่วยเหลือด้านเครื่องมือทดสอบคุณภาพความขาวของข้าวสาร จนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลงไปได้ด้วยดี

6. เอกสารอ้างอิง

1. Horrobin DJ, Landman KA, Ryder L. Interior and Surface Colour Development during Wheat Grain Steaming. *Journal of Food Engineering* 2003; 57: 33-43.
2. Inparsit C, Noomhorm A. Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Type of Dryer and Operation on Rice Quality. *Drying Technology* 2001; 19(2): 389-404.
3. Iyota H, Nishimura N, Onuma T, Nomura T. Drying of Sliced Raw Potatoes in Superheated Steam and Hot Air. *Drying Technology* 2001; 19(7): 1411-1424.
4. Iyota H, Nishimura T, Komishi Y, Yoshida K. Effect of Initial Steam Condensation on Color Changes of Potatoes During Drying in Superheated Steam. In *Proceedings of the 13th International Drying Symposium (IDS' 2002) Beijing China, 27-30 August 2002*; B: 1352-1359.
5. Mujumdar AS. Superheated Steam Drying in AS. Mujumdar (Ed.). *Handbook of Industrial Drying*, 2nd Edition, Marcel Dekker, New York 1995: 1071-1086.
6. Soponronarit S, Prachayawarakorn S. Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying. *Drying Technology* 1994; 12(7): 1667-1686.
7. Sutherland JW, Ghaly TF. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics. *Proceeding of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology, Bruci Darussalam, 4 -7 September 1992*.
8. Tacchapairoj C, Dhuchakallaya I, Soponronarit S, Wetchacama S, Prachayawarakorn S. Fluidized Bed Paddy Drying Using Superheated Steam. *Proceedings of the 13th International Drying Symposium, Beijing, China, 27-30 August 2002*; Vol. B: 1218-1227.
9. Taweerattanapanish A, Soponronarit S, Wetchacama S, Kongseri N, Wongpiyachon S. Effect of Drying on Rice Yield Using Fluidization Technique. *Drying Technology* 1999; 17 (1&2): 345-353.
10. Tumambing JA, Driscoll RH. Modeling the Performance of Continuous Fluidized Bed Paddy Dryer for Rapid Pre-drying of Paddy. *Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology, Manila, Philippines, 5-8 November 1993*:193-213.

6. เอกสารอ้างอิง

1. Horrobin DJ, Landman KA, Ryder L. Interior and Surface Colour Development during Wheat Grain Steaming. *Journal of Food Engineering* 2003; 57: 33-43.
2. Inpansit C, Noomhorm A. Effect of Drying Air Temperature and Grain Temperature of Different Type of Dryer and Operation on Rice Quality. *Drying Technology* 2001; 19(2): 389-404.
3. Iyota H, Nishimura N, Onuma T, Nomura T. Drying of Sliced Raw Potatoes in Superheated Steam and Hot Air. *Drying Technology* 2001; 19(7): 1411-1424.
4. Iyota H, Nishimura T, Komishi Y, Yoshida K. Effect of Initial Steam Condensation on Color Changes of Potatos During Drying in Superheated Steam. In *Proceedings of the 13th International Drying Symposium (IDS' 2002) Beijing China, 27-30 August 2002*; B: 1352-1359.
5. Mujumdar AS. Superheated Steam Drying in AS. Mujumdar (Ed.). *Handbook of Industrial Drying*, 2nd Edition, Marcel Dekker, New York 1995: 1071-1086.
6. Soponronarit S, Prachayawarakorn S. Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying. *Drying Technology* 1994; 12(7): 1667-1686.
7. Sutherland JW, Ghaly TF. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics. *Proceeding of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology*, Bruei Darussalam, 4 -7 September 1992.
8. Taechapairoj C, Dhuchakallaya I, Soponronarit S, Wetchacama S, Prachayawarakorn S. Fluidized Bed Paddy Drying Using Supperheated Steam. *Proceedings of the 13th International Drying Symposium*, Beijing, Chaina, 27-30. August 2002; Vol. B: 1218-1227.
9. Taweerattanapanish A, Soponronarit S, Wetchacama S, Kongseri N, Wongpiyachon S. Effect of Drying on Rice Yield Using Fludization Technique. *Drying Technology* 1999; 17 (1&2): 345-353.
10. Tumambling JA, Driscoll RH. Modeling the Performance of Continuous Fluidized Bed Paddy Dryer for Rapid Pre-drying of Paddy. *Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology*, Manila, Philippines, 5-8 November 1993:193-213.

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบด

Pulsed Fluidized Bed Paddy Dryer

กรกช ภูไพบูลย์¹, สมชาติ โสภณธนฤทธิ์², วารุณี เตีย³

¹นักศึกษาปริญญาโท, ²ศาสตราจารย์, ³รองศาสตราจารย์

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี สุขสวัสดิ์ 48 แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดโดยไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้ มีเงื่อนไขการทดลองคือ อุณหภูมิอบแห้ง 144-154 °C ความสูงเบด 11.6-12.3 cm. และความเร็วของอากาศเข้าห้อง อบแห้ง 1.6-1.8 m/s ผลการทดลองพบว่าเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดสามารถอบแห้งข้าวเปลือกจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 29% d.b เหลือประมาณ 24% d.b. โดยคุณภาพข้าวเปลือกไม่เปลี่ยนมากนัก มีค่าใช้จ่ายในการอบแห้งข้าวเปลือกเฉลี่ย 0.53 Baht/kg-water evap. ใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยในช่วง 6.23-9.37 MJ/kg-water evap. และใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยในช่วง 0.18-0.25 MJ/kg-water evap. เมื่อเปรียบเทียบกับ การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดพบว่า การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดจะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยใกล้เคียงกับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด แต่จะใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยน้อยกว่า

Abstract: The objective of this research was to study the drying of paddy using pulsed fluidized bed dryer without air recirculation. The testing conditions were drying air temperature in the range of 144 °C to 154 °C, bed height in the range of 11.6 cm to 12.3 cm, and air velocity in the range of 1.6 m/s to 1.8 m/s. The result showed that pulsed fluidized bed dryer can reduced the moisture content of paddy from 29% d.b. to 24% dry-basis while the paddy qualities were still acceptable. It was found that the cost was approximately 0.53 Baht/kg-water evaporation, respectively. The specific heat and electrical consumption were in the range of 6.23 to 9.37 MJ/ kg-water evaporation and 0.18 to 0.25 MJ/ kg-water evaporation, respectively. Its drying rate and specific heat consumption were the same as conventional fluidized bed dryer, however, its specific electrical consumption was lower.

Keywords: Fluidization / grain / pulse

1. บทนำ

ข้าวถือเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญที่สุดของประเทศไทย เพราะนอกจากจะเป็นอาหารหลักของคนไทยแล้ว ข้าวยังเป็นสินค้าส่งออกสำคัญที่ทำรายได้เข้าประเทศในแต่ละปีเป็นจำนวนมาก เนื่องจากการบริโภคข้าวตลอดทั้งปี แต่การผลิตสามารถทำได้เฉพาะฤดูกาล อีกทั้งยังมีปัญหาความชื้นของข้าวเปลือกในการจัดเก็บ จึงต้องมีการค้นคว้าหาวิธีการจัดเก็บให้มีประสิทธิภาพมากที่สุด เพื่อเป็นการรักษาคุณภาพของผลิต เพราะความชื้นในเมล็ดข้าวเปลือกมีผลอย่างมากในการเก็บรักษา ถ้าความชื้นมากเกินไปจะทำให้เมล็ดเน่าเสีย แต่ถ้าแห้งมากเกินไปอาจสูญเสียน้ำหนักในเชิงพาณิชย์ และอาจทำให้เมล็ดแตกหักได้ง่าย ปัจจุบันจึงมีการนำเทคโนโลยีสมัยใหม่เข้ามาใช้เพื่อเพิ่มผลผลิตและรักษาคุณภาพ ทำให้เครื่องอบแห้งแบบต่าง ๆ ได้รับการพัฒนารูปแบบและประสิทธิภาพเพื่อนำมาใช้ในการลดความชื้นของข้าวเปลือก เพราะเครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้โดยไม่ขึ้นกับสภาพภูมิอากาศที่แปรปรวน ใช้พื้นที่ในการติดตั้งน้อย และให้อัตราการลดความชื้นเร็วกว่าแบบลานตาก

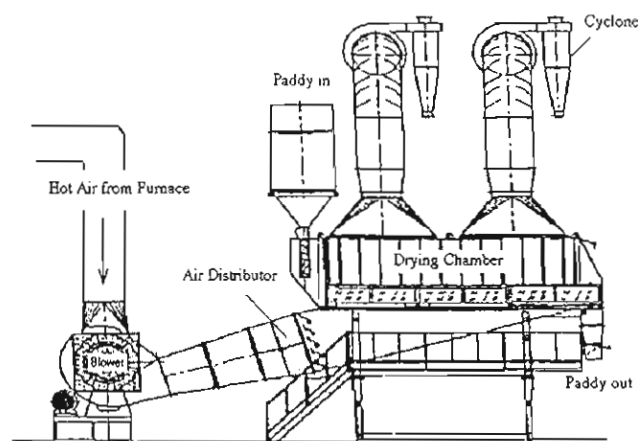
งานวิจัยของ Soponronnarit and Prachayawarakorn [1] พบว่า การนำเทคนิคฟลูอิโดเซชันมาใช้ในการอบแห้งข้าวเปลือกมีข้อดีหลายประการ ได้แก่ การกระจายความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งและอุณหภูมิภายในเบดมีความสม่ำเสมอ เนื่องจากขณะทำงานเมล็ดข้าวมีการเคลื่อนที่คล้ายของไหลตลอดเวลา จึงทำให้อากาศร้อนสัมผัสกับเมล็ดพืชได้อย่างทั่วถึงขณะเกิดฟลูอิโดเซชันให้อัตราการลดความชื้นสูง เนื่องจากอัตราส่วนของอัตราการไหลของอากาศต่อมวลของข้าวเปลือกมีค่าสูง ทำให้ระยะเวลาการอบแห้งสั้น และสามารถประยุกต์ใช้กับแหล่งพลังงานความร้อนได้หลากหลายจากการอบแห้งจริงในเครื่องอบแห้งฟลูอิโดเซชันพบว่า เมื่อทำการอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูง เมล็ดข้าวเปลือกจะจับตัวกันเป็นก้อน ทำให้การถ่ายเทความร้อนระหว่างอากาศร้อนกับเมล็ดข้าวเปลือกไม่ดีเท่าที่ควร จึงมีการพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบพัลส์ฟลูอิโดเซชัน (Pulsed Fluidized Bed) ซึ่งเป็นเครื่องอบแห้งที่เมล็ดพืชมีการไหลขวางกับทิศทางการไหลของอากาศร้อน โดยอากาศร้อนจะไหลเข้าเครื่องอบแห้งเป็นจังหวะ ไม่ไหลต่อเนื่องเหมือนเครื่องอบแห้งฟลูอิโดเซชันทั่วไป ทำให้ [2] สามารถอบแห้งวัสดุที่มีความชื้นสูงได้ดี และ [3] สามารถลดพลังงานที่ใช้ในการอบแห้ง เพราะใช้อากาศในการอบแห้งลดลง

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดเซชันโดยทำการประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดเซชันที่ติดตั้งใช้งานจริงในโรงสีข้าว

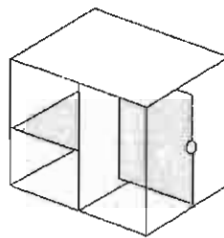
2. อุปกรณ์และวิธีการ

การทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดเซชันนี้ ใช้เครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดเซชันแบบต่อเนื่องขนาด 20 ๗ มีลักษณะตามภาพที่ 1 หัวเผาใช้แก๊สเป็นเชื้อเพลิง พื้นที่ห้องอบแห้งมีขนาดกว้าง 1.2 m ยาว 4.8 m โดยมีพัดลมส่งลมร้อนขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 37 kW บริเวณท่อส่งลมร้อนเข้าห้องอบแห้งจะติดตั้งอุปกรณ์กระจายอากาศซึ่งทำให้อากาศไหลเข้าห้องอบแห้งเป็น 2 จังหวะไม่ต่อเนื่อง ทำให้เบดในห้องอบแห้งไม่ลอยต่อเนื่องเหมือนฟลูอิโดเซชัน แต่จะมีจังหวะที่ลอยขึ้นลงสลับกัน ลักษณะของอุปกรณ์กระจายอากาศ (Air distributor) เป็นแผ่นโลหะ 2 แผ่นวางต่อกันในแนวตั้งฉาก ดังภาพที่ 2 และต่อเข้ากับมอเตอร์ แผ่นโลหะจะบังลมทำให้ลมเข้าห้องอบแห้งได้ทีละด้านสลับกัน

เมื่อมอเตอร์หมุน ลมจะเข้าเครื่องอบแห้งสลับกันไปมาอย่างต่อเนื่อง ทำให้เบดในห้องอบแห้งลอยขึ้นลงสลับกันตามจังหวะการไหลของลมร้อนที่เข้าเครื่องอบแห้ง ลมร้อนที่ออกจากห้องอบแห้งจะถูกทำความสะอาดโดยใช้ไซโคลน แล้วทิ้งสู่บรรยากาศโดยไม่มีการหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ ขณะที่ทำการทดลองมีการเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งเพื่อหาความชื้นและทดสอบคุณภาพการสี และวัดความสิ้นเปลืองไฟฟ้าโดยใช้ Clamp on power meter ค่าความถูกต้อง $\pm 3\%$ รวมทั้งวัดอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก ลมร้อนที่ใช้ออบแห้งโดยใช้เทอร์โมคัปเปิล ชนิด K ค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ ต่อเข้ากับ Data Logger ค่าความถูกต้อง $\pm 1.5^{\circ}\text{C}$ และวัดความเร็วของอากาศที่ใช้ออบแห้ง ในการหาความชื้นของข้าวเปลือกนั้นจะนำตัวอย่างข้าวเปลือกมาทำการอบด้วยตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง และในการพิจารณาคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการสี จะพิจารณาจากเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด และ ความขาวของข้าวสาร



ภาพที่ 1 เครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบด



ภาพที่ 2 อุปกรณ์กระจายอากาศ

3. ผลและวิจารณ์

สำหรับการวิเคราะห์ข้อมูลของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไชเบด ขนาดกำลังผลิต 20 ต/ช ใช้ข้อมูลที่ทำกรเก็บในช่วงเวลา 112 ชั่วโมง ทำการทดลอง 3 ครั้ง ได้ผลการทดลองดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ผลการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไชน์เบด โดยไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้

การทดลองครั้งที่	1	2	3
อัตราการป้อนข้าวเปลือกเฉลี่ย (v/h)	16.13	15.87	15.18
อุณหภูมิอบแห้ง (°C)	145	144	154
ความเร็วรอบในการหมุนแผ่นกระจายอากาศ (รอบ/นาที)	25	25	25
อุณหภูมิข้าวเปลือก (°C)			
- ก่อนเข้าเครื่องอบแห้ง	39	40	38
- ออกจากเครื่องอบแห้ง	71	71	73
ความชื้นข้าวเปลือก (%d.b.)			
- ก่อนเข้าเครื่องอบแห้ง	28.0	28.4	30.2
- ออกจากเครื่องอบแห้ง	22.2	23.1	24.1
อัตราการระเหยน้ำ (kg-water evap./h)	731	665	713

3.1 ความสิ้นเปลืองพลังงาน

การทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไชน์เบด ใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลนเป็นแหล่งให้ความร้อน และไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้ใหม่ อากาศร้อนที่ออกจากห้องอบแห้งจะถูกปล่อยทิ้งหมด คิดประสิทธิภาพเตาเผา 70% คำนวณหาปริมาณการใช้พลังงานเชื้อเพลิงจำเพาะเฉลี่ย และปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยได้ดังนี้ การทดลองครั้งที่ 1 ปริมาณการใช้พลังงานเชื้อเพลิงจำเพาะเฉลี่ย 6.23 MJ/kg-water evap. และปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ย 0.19 MJ/kg-water evap. การทดลองครั้งที่ 2 ปริมาณการใช้พลังงานเชื้อเพลิงจำเพาะเฉลี่ย 6.54 MJ/kg-water evap. และปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ย 0.21 MJ/kg-water evap. การทดลองครั้งที่ 3 ปริมาณการใช้พลังงานเชื้อเพลิงจำเพาะเฉลี่ย 7.83 MJ/kg-water evap. และปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ย 0.18 MJ/kg-water evap.

3.2 ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง

เงื่อนไขในการวิเคราะห์มีดังนี้ ราคาเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบพัลส์ฟลูอิดไชน์เบด 1,300,000 Baht เตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลนราคา 1,300,000 Baht ระยะเวลาการทำงาน 3000 h/y อายุการใช้งานของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบพัลส์ฟลูอิดไชน์เบดและเตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลน 10 ปี ค่าบำรุงรักษารายปีของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบพัลส์ฟลูอิดไชน์เบด 3% ของราคาเครื่องอบแห้ง ค่าบำรุงรักษารายปีของเตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลน 7% ของราคาเตาเผาแลกเปลี่ยน มูลค่าค่าซาก 10% ของราคาเครื่อง ราคาแลกเปลี่ยน 200 Baht/ton ราคาข้าว 100 Baht/ton อัตราค่าไฟฟ้า 2.29 Baht/kWh ค่าแรงงานในการดำเนินการอบแห้งค่อน 30 Baht/h อัตราส่วนลด 7% อัตราการป้อนข้าวเปลือกเฉลี่ย 15.55 v/h อัตราการป้อน

แกลบเฉลี่ย 0.34 t/h อัตราการผลิตซีเมนต์แกลบเฉลี่ย 0.08 t/h กำลังไฟฟ้าของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟัลส์ฟลูอิดไชน์เบดเฉลี่ย 37.8 kW กำลังไฟฟ้าของเตาเผาแกลบแบบไซโคลนเฉลี่ย 6.3 kW ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายเฉลี่ย 29%d.b. และ 24%d.b. ตามลำดับ อัตราการระเหยน้ำเฉลี่ย 664 kg-water evap/h.

จากผลการทดลองคำนวณหาค่าใช้จ่ายต่อกิโลกรัมน้ำระเหย และค่าใช้จ่ายต่อดันข้าวเปลือกได้ดังนี้ ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งรวม 0.53 Bah/kg-water evap. (22.54 Bah/ton) ค่าเครื่องอบแห้งและเตาเผาแกลบ 0.18 Bah/kg-water evap. (7.53 Bah/ton) ค่าแกลบ 0.10 Bah/kg-water evap. (4.33 Bah/ton) ค่าไฟฟ้ารวม 0.15 Bah/kg-water evap. (6.49 Bah/ton) ค่าบำรุงรักษารวม 0.07 Bah/kg-water evap. (2.79 Bah/ton)

3.3 คุณภาพข้าว

เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว และความขาวของข้าวสารก่อนและหลังอบแห้งที่ได้จากการทดลองแสดงในตารางที่ 2 จะเห็นว่าคุณภาพข้าวก่อนอบแห้งและหลังอบแห้งมีค่าเปลี่ยนแปลงเล็กน้อย ในการทดลองครั้งที่ 1 และ 2 เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวมีค่าลดลงเล็กน้อย ส่วนในการทดลองครั้งที่ 3 เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวมีค่าเพิ่มขึ้น เพราะการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดใช้อุณหภูมิสูงและเมื่อข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นสูงและความชื้นสุดท้ายไม่ต่ำกว่า 23%d.b. จึงทำให้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มขึ้นได้ อาจเป็นเพราะผลของการเกิดเป็นเจลละติน (gelatinization) บางส่วน ปกติการเกิด gelatinization จะเริ่มที่อุณหภูมิประมาณ 68°C และจะเกิดอย่างสมบูรณ์ที่อุณหภูมิประมาณ 78°C ซึ่งในการทดลองครั้งที่ 3 เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเฉลี่ย 73°C

ตารางที่ 2 เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว และความขาวของข้าวสารก่อนและหลังอบแห้ง

ครั้งที่ทดลอง	รายการ	HY _{in} (%)	HY _{out} (%)	Wh _{in}	Wh _{out}
1	F = 16.13 t/h T _{in} = 145°C T _p = 71°C	45.8	45.1	52.5	53.1
2	F = 15.87 t/h T _{in} = 144°C T _p = 71°C	46.3	44.3	52.6	53.6
3	F = 15.18 t/h T _{in} = 154°C T _p = 73°C	51.5	53.4	50.8	50.9

หมายเหตุ - HY_{in} = เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเฉลี่ยก่อนอบแห้ง - HY_{out} = เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเฉลี่ยหลังอบแห้ง

- Wh_{in} = ความขาวเฉลี่ยก่อนอบแห้ง - Wh_{out} = ความขาวเฉลี่ยหลังอบแห้ง

- F = อัตราการป้อนข้าวเปลือก - T_{in} = อุณหภูมิลมร้อน

- T_p = อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือก

3.4 การเปรียบเทียบผลการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟัลส์ฟลูอิดไชน์เบดกับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบด โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

จากการเปรียบเทียบผลที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่อรอนงค์[4] ได้ทำเอาไว้ มาประยุกต์เพื่อใช้ทำนายการอบแห้งข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องด้วยเครื่องอบแห้งฟัลส์ฟลูอิดไชน์เบดขนาดกำลังผลิต 20 t/h โดยมีสมมุติฐานว่า การปล่อยลมเข้าห้องอบแห้งของเครื่องอบแห้งฟัลส์ฟลูอิดไชน์เบดเป็นไปอย่างต่อเนื่องเหมือนการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟ

ลูอิโดซ์เบด พบว่าผลการทำนายโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับผลการทดลองมีค่าค่อนข้างใกล้เคียงกัน ทั้งในส่วน
ของปริมาณความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก และปริมาณการใช้พลังงานจำเพาะเฉลี่ย

ดังนั้นจึงใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการเปรียบเทียบผลการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้ง
พัลส์ฟลูอิโดซ์เบดกับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบด โดยถือว่าความเร็วของอากาศเข้าห้องอบแห้ง
1.5 m/s เป็นความเร็วของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดซ์เบด และใช้ความเร็วของอากาศเข้า
ห้องอบแห้ง 2 และ 2.5 m/s เป็นความเร็วของอากาศเมื่ออบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบด

ที่ความเร็วอากาศเข้าห้องอบแห้ง 2 และ 2.5 m/s ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่ได้จากการทำนายด้วยแบบ
จำลองทางคณิตศาสตร์ จะต่ำกว่าความชื้นที่ได้จากการทำนายเมื่อใช้ความเร็วอากาศเข้าห้องอบแห้ง 1.5 m/s เพราะที่
ความเร็วของอากาศที่เข้าห้องอบแห้งสูง อัตราการระเหยความชื้นจะดีกว่าเมื่ออัตราเร็วของอากาศเข้าห้องอบแห้งต่ำ ซึ่งจากผล
การทำนายแสดงให้เห็นว่า การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบด จะลดความชื้นได้ดีกว่าการอบแห้ง
ข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดซ์เบด

ส่วนปริมาณการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เมื่อใช้ข้อมูลที่ได้อาก
การทดลอง แต่ใช้ความเร็วของอากาศเข้าห้องอบแห้งเป็น 1.5, 2 และ 2.5 m/s พบว่าปริมาณการใช้พลังงานความร้อน
จำเพาะเฉลี่ยจากการทำนายด้วยแบบจำลองคณิตศาสตร์เมื่อใช้ความเร็วอากาศ 1.5 m/s จะน้อยกว่าปริมาณการใช้พลังงาน
ความร้อนจำเพาะเฉลี่ยจากการทำนายด้วยแบบจำลองคณิตศาสตร์ เมื่อใช้ความเร็วอากาศเข้าห้องอบแห้ง 2 และ 2.5 m/s

สำหรับปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยจากการทำนายด้วยแบบจำลองคณิตศาสตร์ก็มีลักษณะเดีย
วกันกับปริมาณการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ย คือ ปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะที่ความเร็วอากาศ 1.5 m/s
จะน้อยกว่า ปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะที่ความเร็วอากาศ 2 และ 2.5 m/s

3.5 การเปรียบเทียบผลการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดซ์เบดกับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วย เครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบด โดยใช้ข้อมูลที่ได้อากการวิจัยมาแล้ว

เมื่อเปรียบเทียบข้อมูลที่ได้อากการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดซ์เบด กับงานวิจัย
อบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบดซึ่งมีลักษณะการทำงานของเครื่องเหมือนกัน คือ ใช้เกลบเป็นเชื้อ
เพลิง และไม่มี air recycle พบว่า อัตราการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยค่อนข้างใกล้เคียงกัน แต่ถ้าเทียบกันในกรณี
ที่มีความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายใกล้เคียงกัน ดังจะเห็นจากข้อมูลการวิจัยของขุนพล [5] ที่มีความชื้นเริ่มต้น
27.5%d.b. และมีความชื้นสุดท้าย 22.5%d.b. พบว่า การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิโดซ์เบดจะใช้พลัง
งานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยน้อยกว่าการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบดเล็กน้อย โดยข้อมูลแสดงดังดา
รางที่ 3

ในงานวิจัยอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิโดซ์เบด ของนเรศ [6] จะเห็นว่าปริมาณการใช้พลังงาน
ความร้อนจำเพาะเฉลี่ย และปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยสูงกว่างานวิจัยอื่น ๆ เพราะความชื้นของข้าวเปลือก
อยู่ในช่วงที่ต่ำมากแล้ว การระเหยน้ำจึงเป็นไปได้ยากขึ้น ทำให้ใช้พลังงานมากขึ้นตามไปด้วย

ตารางที่ 3 ผลการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบด เทียบกับงานวิจัยอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด (ไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้ใหม่)

	PFBD	FBD			
		1*	2*	3**	4**
อัตราการป้อนข้าวเปลือกเฉลี่ย (t/h)	15.55	13.57	11.75	9.3	10.5
อุณหภูมิอบแห้ง (°C)	148	138	140	145	149
ความชื้นข้าวเปลือก (%d.b.)					
- ก่อนเข้าเครื่องอบแห้ง	29.3	24.7	27.5	23.3	20.6
- ออกจากเครื่องอบแห้ง	23.7	20.2	22.5	18.5	18.4
อัตราการระเหยน้ำ (kg-water evap./h)	664	490	461	362	192
ปริมาณการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ย (MJ/ kg-water evap.)	7.65	7.04	7.77	7.43	14.05
ปริมาณการใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ย (MJ/ kg-water evap.)	0.20	0.25	0.27	0.33	0.65

หมายเหตุ* เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดที่โรงสีทุ่งหลักจันทน์ งานวิจัยของขุนพล สังข์อารียกุล [5]

** เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดที่โรงสีนิธิชัยนุกะกิจ งานวิจัยของนเรศ มีโส [6]

4. สรุป

1. เครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดสามารถอบแห้งข้าวเปลือกจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 29%d.b เหลือประมาณ 24% d.b. โดยคุณภาพข้าวเปลือกไม่เปลี่ยนมากนัก
2. การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดโดยไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้ จะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะอยู่ในช่วง 6.23-9.37 MJ/kg-water evap. และใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะอยู่ในช่วง 0.18-0.25 MJ/kg-water evap.
3. เมื่อใช้ข้อมูลจากงานวิจัยที่ผ่านมา พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดจะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยใกล้เคียงกับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด และเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดจะใช้พลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยน้อยกว่าเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด
4. ผลการทำนายด้วยแบบจำลองคณิตศาสตร์ เมื่อความเร็วของอากาศเข้าห้องอบแห้ง 1.5 m/s เป็นความเร็วของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบด และความเร็ว 2 และ 2.5 m/s เป็นความเร็วของอากาศเมื่ออบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด พบว่าการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบดจะมีอัตราการ

ระเหยนํ้าต่ำกว่าการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด แต่ปริมาณการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยและพลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ยมีค่าน้อยกว่าเมื่ออบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด

5. ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งข้าวเปลือกเท่ากับ 0.53 Baht/kg-water evap. (22.54 Baht/ton)

5. ค่าขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนอย่างต่อเนื่อง

6. เอกสารอ้างอิง

1. Soponronarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994, "Optimum Strategy for Fluidized Bed Paddy Drying," *Drying Technology*, Vol. 12, No. 7, pp. 1667-1668.
2. Xiangyou, W. and Chongwen, C., 1996, "Research on Pulsoidfluidized Bed Drying," *Proceedings of the 10th International Drying Symposium*, Vol. A, pp. 621-626.
3. Gawrzynski, Z., 1996, "Operational Tests of a Pulsed Fluid Bed Dryer/Cooler for Granulated Sugar," *Proceedings of the 10th International Drying Symposium*, Vol. B, pp. 771-777.
4. Soponronarit, S., Prachayawarakorn, S., Sripawatakul, O., 1996, "Development of Cross-Flow Fluidized Bed Paddy Dryer," *Drying Technology*, Vol. 14, No. 10, pp. 2397-2410.
5. ขุนพล สังข์อารียกุล, สมบูรณ์ เวชกามา, อติศักดิ์ พงษ์กุลผลศักดิ์ และสมชาติ โสภณธนฤทธิ์, 2545, "การประเมินสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย," *วารสารสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย*, ปีที่ 9, ฉบับที่ 1, หน้า 32-41.
6. นเรศ มีโต, สมชาติ โสภณธนฤทธิ์ และสมบูรณ์ เวชกามา, 2543, "การประเมินสมรรถนะระบบอบแห้งของโรงสีข้าวในเขตภาคกลางของประเทศไทย," *วิศวกรรมสาร มก.*, ฉบับที่ 40, หน้า 81-93.

การอบแห้งข้าวหนึ่งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด Drying of Parboiled paddy Using Fluidized Bed Dryer

เอกรินทร์ โปษกรณ์¹ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์² และ วารุณี เตีย²

1 ฝ่ายบริหารและแผนงานด้านการใช้ไฟฟ้า การไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย

53 หมู่ 2 ถนนเจริญสุขนิทวงศ์ บางกรวย นนทบุรี 11130

2 คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

91 ถนนประชาธิปไตย บางมด ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ: งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาความสัมพันธ์พลังงานในการผลิตข้าวหนึ่ง โดยการผลิตข้าวหนึ่งทำโดยการแช่น้ำอุณหภูมิ 80°C เป็นเวลา 8 ชั่วโมง และหนึ่งด้วยไอน้ำความดัน 11 bar_g เป็นเวลา 11 นาที ส่วนระบบอบแห้งประกอบด้วยการตากลาน การอบด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไรซ์เบด การเก็บในที่อับอากาศ การเป่าอากาศ แวดล้อมและการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้ง LSU โดยมีเตาเผาแกลบไซโคลนเป็นแหล่งพลังงานความร้อนในการอบแห้ง จากการศึกษาพบว่า การผลิตข้าวหนึ่งมีการใช้พลังงานความร้อน 651.45 – 732.14 MJ/ton พลังงานไฟฟ้า 5.16 – 6.08 kWh/ton กระบวนการอบแห้งเป็นกระบวนการที่ใช้พลังงานสูงที่สุด โดยสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนจำเพาะเฉลี่ยเมื่อไม่คิดรวมการตากลาน 5.67 MJ/kg-water evap. และพลังงานไฟฟ้าจำเพาะเฉลี่ย 0.086 kWh/kg-water evap. ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งข้าวหนึ่งเฉลี่ย 68.22 บาท/ตันข้าวเปลือกหนึ่ง

คำสำคัญ : การอบแห้ง / ข้าวหนึ่ง / ฟลูอิดไรซ์เบด

Abstract: Parboiled paddy process consists of steeping paddy in water at 80°C for 8 hr and steaming under 11 bar_g steam pressure for 11 minutes, and then drying. The drying system consists of sun drying, fluidized bed dryer, tempering and ventilation, LSU dryer. The cyclonic husk furnace was used as thermal energy source for drying. This research aims to study the energy consumption of parboiled paddy production plant. The results of energy usage showed that the production of parboiled paddy required thermal energy of 651.45 – 732.14 MJ/ton and electrical energy of 5.16 – 6.08 kWh/ton. The drying process, of which the specific thermal and electrical energy consumption are 385.71 MJ/ton (5.67 MJ/kg water evaporation) and 5.16 kWh/ton (0.086 kWh/kg water evaporation), respectively, is the most energy consumable process. Total cost of the drying process is about 68.22 Baht/ton of parboiled paddy.

Keywords : Dehydration / Fluidization / Parboiled rice

1. บทนำ

ข้าวหนึ่ง คือข้าวที่ได้จากการสีข้าวเปลือกที่ผ่านการแช่น้ำและให้ความร้อน แล้วทำให้แห้งก่อนการสี ข้าวหนึ่งเป็นที่นิยมมากในประเทศอินเดีย ปากีสถาน บังคลาเทศ อัฟริกา และประเทศทางตะวันออกกลาง ข้าวหนึ่งจะมีคุณค่าทางอาหารสูงกว่าข้าวโดยทั่วไป เนื่องจากสารอาหารที่อยู่บริเวณผิวของเมล็ดละลายน้ำซึมเข้าสู่ภายใน เมล็ดข้าวระหว่างขั้นตอนการผลิต นอกจากนี้ข้าวหนึ่งยังมีปริมาณการแตกหักหลังการขัดสีต่ำกว่าอีกด้วย โดยปกติขั้นตอนการผลิตข้าวหนึ่งประกอบด้วย การแช่ข้าวในน้ำที่อุณหภูมิและเวลาต่างๆ กัน แล้วนึ่งด้วยไอน้ำ หรือตัวกลางนำความร้อนอื่น จากนั้นจึงอบแห้งลดความชื้นเพื่อให้สามารถขัดสีได้ (13-14% w.b.) เมื่อเปรียบเทียบทั้ง 3 ขั้นตอน กระบวนการอบแห้งเป็นขั้นตอนที่ใช้พลังงานมากกว่า 50% ของพลังงานรวมทุกขั้นตอนการผลิต [1] ได้มีการศึกษาถึงวิธีการต่างๆ เพื่อลดพลังงานในการผลิตข้าวหนึ่ง Pillaiyar et. al. [2] ได้แนะนำขั้นตอนการผลิตข้าวหนึ่งเพื่อให้ได้ข้าวที่ผ่านการนึ่งที่มีความชื้นต่ำ และใช้พลังงานในการอบแห้งน้อยลง นอกจากนี้ Prasad et. al. [3] ยังเสนอการอบแห้งข้าวหนึ่งที่สภาวะเบดข้าวหนึ่งแบบกึ่งฟลูอิดซ์ ที่อุณหภูมิ 80°C เพื่อลดพลังงานในการอบแห้ง งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ ศึกษาการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตข้าวหนึ่ง รวมถึงความเหมาะสมของการอบแห้งข้าวหนึ่งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดในโรงสีข้าวหนึ่ง

2. อุปกรณ์และวิธีการ

ระบบการผลิตข้าวหนึ่งที่ทำการศึกษ ประกอบด้วย ดังสำหรับแช่และนึ่งข้าวขนาดเส้นรอบวง 20 ฟุต สูง 15 ฟุต ความจุข้าว 7 ตัน จำนวน 24 ถัง ข้าวเปลือกที่ผ่านการแยกสิ่งเจือปน เช่น ฟางข้าว แผลง และกรวดแล้ว จะถูกบรรจุลงในถังเพื่อแช่ข้าวในน้ำร้อนอุณหภูมิ 80°C ซึ่งได้มาจากการแลกเปลี่ยนความร้อนกับน้ำร้อนที่ออกจากเครื่องจักรไอน้ำที่ใช้ในการสีข้าว การแช่ใช้เวลาประมาณ 8 ชั่วโมง มีการหมุนเวียนน้ำภายในถังโดยการสูบน้ำจากด้านล่างถึงไปปล่อยที่ด้านบนทุก 3 ชั่วโมง เมื่อแช่ข้าวได้ 8 ชั่วโมงแล้ว น้ำที่ใช้แช่จะถูกปล่อยออกจากถัง แล้วทำการนึ่งข้าวโดยให้ความร้อนด้วยไอน้ำความดัน 11 bar_g จากหม้อไอน้ำเชื้อเพลิงแกลบภายในถังปิดเป็นเวลา 10 นาที น้ำควบแน่นจะออกจากถังทางวาล์วที่อยู่ด้านล่างของถัง ข้าวหนึ่งที่ได้นำไปตากลานเพื่อหุบเปลือกข้าวและการลดความชื้นขั้นต้น จากนั้นจึงนำไปผ่านระบบอบแห้งซึ่งมีกำลังการผลิต 12 ตันต่อชั่วโมง ซึ่งมีแผนภาพการทำงานของระบบอบแห้งดังแสดงไว้ในภาพที่ 1 โดยมีรายละเอียดดังนี้

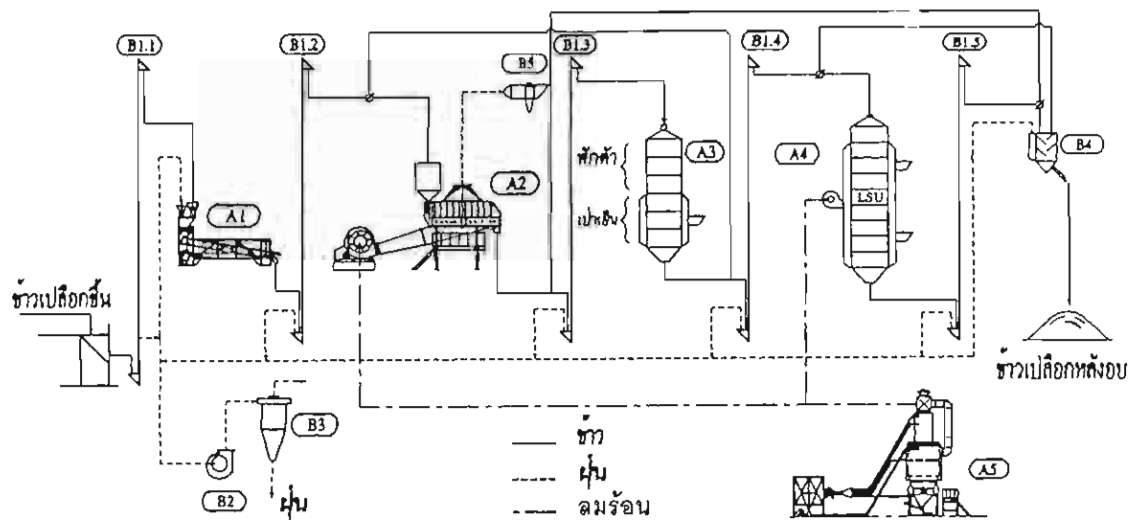
- A1 เครื่องทำความสะอาดข้าวเปลือก
- A2 เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดซ์เบด พื้นที่ห้องอบ $1 \times 2.5 \text{ m}^2$ กำลังการผลิต 12 ตันต่อชั่วโมง
- A3 เครื่องปรับสภาพข้าว ส่วนบนเป็นการเก็บในที่อับอากาศขนาด $2 \times 2 \times 3 \text{ m}^3$ ส่วนล่างเป็นการเป่าเย็น

ด้วยอากาศแวดล้อมขนาด $2 \times 2 \times 3 \text{ m}^3$ ความจุข้าวรวม 10 ตัน

- A4 เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบ LSU ขนาด $2.4 \times 3 \times 7 \text{ m}^3$ ความจุข้าว 38 ตัน
- A5 เตาดูแลแกลบ
- B1.1-B1.5 กะพ้อ
- B2 พัดลมดูดฝุ่น

B3, B5 ไชโคลอน

B4 ดังดักฝุ่น



ภาพที่ 1 ระบบอบแห้ง

ข้าวหนึ่งความชื้นสูงจะถูกลำเลียงจากหลุมข้าวเปลือกไปยังเครื่องทำความสะอาด (A1) ข้าวสะอาดจะถูกส่งต่อไปยังถังพักข้าว และไหลต่อไปยังเครื่องฟลูอิดไชเบต (A2) จากนั้นเข้าสู่ชุดปรับสภาพข้าว (A3) เพื่อลดอุณหภูมิและทำให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวให้มีความสม่ำเสมอ แล้วส่งต่อไปยัง เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบ LSU (A4) และเข้าไปที่ดังดักฝุ่น B4 และนำไปกองที่กองข้าวเพื่อรอการสี

ในการศึกษาหาความสัมพันธ์พลังงานได้ทำการวัดอุณหภูมิน้ำแช่ข้าว ข้าวเปลือก อากาศแวดล้อม ลมร้อนที่ใช้อบแห้งด้วยเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ ต่อกับ Data วัดความเร็วลมที่ใช้ในการอบแห้งด้วยเครื่อง Hot wire anemometer ค่าความถูกต้อง $\pm 4\%$ วัดการใช้ไฟฟ้าด้วย Clamp-on power meter $\pm 0.5\%$ วัดอัตราการป้อนข้าวเปลือก อัตราการใช้เกลบของเตาเผา เก็บตัวอย่างข้าวเปลือกในขั้นตอนต่างๆ เพื่อทดสอบหาความชื้นและคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการสีได้แก่ เปอร์เซ็นต์ตันข้าว เปอร์เซ็นต์ White belly และความขาวของข้าวสาร การทดสอบหาความขาวของข้าวสาร เปอร์เซ็นต์ White belly จะวัดเฉพาะข้าวที่ผ่านขั้นตอนการสีแล้วเท่านั้น

3. ผลและวิจารณ์

3.1 การผลิตข้าวหนึ่ง

ข้าวเปลือกที่ความชื้นเฉลี่ย 28.2% d.b. เมื่อผ่านขั้นตอนการแช่ข้าวทำให้ความชื้นเฉลี่ยเพิ่มขึ้นเป็น 49% d.b. หลังจากผ่านการนึ่งข้าวความชื้นข้าวเฉลี่ยเพิ่มขึ้นเป็น 49.8% d.b. ผลการวิเคราะห์ความสัมพันธ์พลังงานที่ใช้ในการแช่และนึ่งข้าวแสดงในตารางที่ 1 ความสัมพันธ์พลังงานที่ใช้ในการแช่ข้าวขึ้นอยู่กับปริมาณน้ำที่ใช้แช่ ส่วนการนึ่งข้าวพลังงานที่ใช้ขึ้นกับระยะเวลาการนึ่ง ข้าวหนึ่งชั้นจะถูกนำไปตากแดดบนลานเพื่อลด

ความชื้นระยะเวลาในการตากขึ้นอยู่กับสภาพอากาศ จากนั้นนำไปเข้าระบบอบแห้ง ข้าวหลังจากผ่านเครื่องทำความสะอาดความชื้นเฉลี่ย 21.9%d.b. จะผ่านเข้าสู่เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคเบต อุณหภูมิลมร้อนที่ใช้ในการอบแห้งเฉลี่ย 121°C จากนั้นจะเข้าสู่เครื่องปรับสภาพข้าว ซึ่งช่วงบนของเครื่องจะเป็นการเก็บข้าวเปลือกในที่อับอากาศเพื่อให้ความชื้นภายในข้าวเปลือกที่ออกมาบริเวณผิวของเมล็ด ส่วนช่วงล่างจะเป็นการเป่าเย็นด้วยอากาศแวดล้อมอัตราการไหลเฉลี่ย 2.6 m³/s เพื่อให้ข้าวมีอุณหภูมิลดลง ทำให้ความชื้นเฉลี่ยของข้าวหนึ่งลดลงเหลือ 15.9%d.b. และอุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดหลังเป่าเย็น 37°C จากนั้นนำไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบ LSU อุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 140°C อัตราการไหลเฉลี่ย 1.9 m³/s ผลการวิเคราะห์ความสิ้นเปลืองพลังงานแสดงในตารางที่ 2 ในการทดลองที่ 2 พลังงานจำเพาะมีค่าสูงเนื่องจากกระเหยน้ำได้น้อยเพราะความชื้นของข้าวเปลือกเริ่มต้นต่ำ ทำให้ความชื้นในเมล็ดข้าวระเหยออกได้ยากกว่า

3.2 ค่าใช้จ่ายของระบบอบแห้ง

นำผลการทดลองทั้ง 3 ครั้งมาหาค่าเฉลี่ยเพื่อใช้คำนวณหาค่าใช้จ่ายที่ใช้ในระบบอบแห้ง ได้แก่ อัตราการป้อนข้าวเปลือกเฉลี่ย 11.8 t/h ที่ความชื้นเฉลี่ย 14.2%d.b. อัตราการป้อนแกลบเฉลี่ย 276 kg/h อัตราการผลิตข้าวเปลือกเฉลี่ย 55 t/h กำลังไฟฟ้าของระบบอบแห้งเฉลี่ย 65.37 kW ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายเฉลี่ย 21.9% และ 14.2% d.b. ตามลำดับ เงื่อนไขในการวิเคราะห์มีดังนี้

- ต้นทุนระบบอบแห้ง 6,000,000 บาท แยกเป็น
 - เครื่องทำความสะอาด 200,000 บาท
 - เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคเบต 1,000,000 บาท
 - เครื่องปรับสภาพข้าว 900,000 บาท
 - เครื่องอบแห้ง LSU 2,600,000 บาท
 - เตาเผาแกลบไซโคลน 1,300,000 บาท
- ระยะเวลาการทำงาน 1500 ชั่วโมงต่อปี
- การผลิตข้าวเปลือกหนึ่ง 17,700 ตันต่อปี
- อายุการใช้งานของระบบอบแห้ง 10 ปี
- ค่าบำรุงรักษารายปีของระบบอบแห้งไม่รวมเตาเผาแกลบไซโคลน 1.6% ของต้นทุนระบบ
- ค่าบำรุงรักษารายปีของเตาเผาแกลบไซโคลน 3.2% ของต้นทุนเตาเผาแกลบ
- มูลค่าซากของระบบอบแห้ง 10% ของต้นทุนระบบอบแห้ง
- ราคาแกลบตันละ 200 บาท
- ราคาข้าวเปลือกตันละ 100 บาท
- อัตราค่าไฟฟ้าหน่วยละ 2.85 บาท
- แรงงาน 1 คน คิดเป็นค่าดำเนินงานชั่วโมงละ 20 บาท
- อัตราดอกเบี้ย 7% ต่อปี

มูลค่าเงินปัจจุบันของค่าใช้จ่ายรวมเท่ากับ 8,785,361 บาท แบ่งเป็นต้นทุนระบบอบแห้ง 6,000,000 บาท ค่าบำรุงรักษา 110,862 บาท ค่าดำเนินงาน 158,031 บาท ค่าเชื้อเพลิงแกลบเฉลี่ย 580,969 บาท ค่าไฟฟ้า 1,993,596 บาท ค่าซื้อแกลบที่ขายได้เฉลี่ย 58,097 บาท คิดเป็นค่าใช้จ่ายรายปีเฉลี่ย 1,221,887 บาท หรือ 68.22 บาทต่อตันข้าวเปลือกหนึ่ง และค่าใช้จ่ายในการกระเหยน้ำเฉลี่ย 1,040 บาทต่อตันน้ำระเหย

เมื่อคิดค่าใช้จ่ายเทียบกับกรณีที่ใช้ น้ำมันดีเซลเป็นแหล่งพลังงานความร้อนโดยเตาเผาดีเซลประสิทธิภาพความร้อน 90% ราคา 100,000 บาท ค่าบำรุงรักษารายปี 1.6% ของราคาเตา ราคาน้ำมันดีเซลลิตรละ 15 บาท มูลค่าปัจจุบันรวมเฉลี่ยที่คำนวณได้คือ 22,274,580 บาท แบ่งเป็นเงินลงทุนระบบอบแห้ง 4,700,000 บาท เตาเผาดีเซล 100,000 บาท ค่าบำรุงรักษา 72,896 บาท ค่าดำเนินงาน 158,031 บาท ค่าเชื้อเพลิง 15,977,086 บาท ค่าไฟฟ้าเฉลี่ย 2,014,596 บาท คิดเป็นค่าใช้จ่ายรายปีเฉลี่ย 3,136,658 บาท หรือ 177.21 บาทต่อตันข้าวเปลือกหนึ่ง หรือค่าใช้จ่ายในการระเหยน้ำเฉลี่ย 2,700 บาทต่อตันน้ำระเหย

เมื่อพิจารณากรณีที่เดิมใช้น้ำมันดีเซลแล้วเปลี่ยนมาใช้แก๊สเป็นเชื้อเพลิง เมื่อประเมินหาผลตอบแทนที่ได้พบว่า ระยะเวลาคืนทุน 0.6 ปี อัตราผลตอบแทนภายใน 160%

3.3 คุณภาพข้าว

ผลการทดสอบคุณภาพข้าวในขั้นตอนต่างๆ แสดงในภาพที่ 2 และ 3 จากการทดลอง พบว่า หลังจากขั้นตอนการแช่เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเฉลี่ยเพิ่มขึ้นเล็กน้อย ซึ่งเกิดจากข้าวเกิด Gelatinization ขึ้นบางส่วนขณะอยู่ในน้ำอุณหภูมิ 80°C เมื่อหนึ่งด้วยไอน้ำ ทำให้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเฉลี่ยเพิ่มขึ้นมากอย่างชัดเจน (15-20%) จนสามารถคิดว่าข้าวเกิดการ Gelatinization สมบูรณ์ อย่างไรก็ตามการแช่และการึ่งที่ความดันไอน้ำสูงเป็นเวลานานก็ทำให้ความขาวเฉลี่ยของข้าวลดลง ซึ่งจะเห็นการเปลี่ยนแปลงอย่างชัดเจนหลังจากข้าวผ่านกระบวนการหนึ่งเช่นเดียวกัน ส่วนกระบวนการอบแห้งทำให้เปอร์เซ็นต์เฉลี่ยต้นข้าวและความขาวเฉลี่ยลดลงเล็กน้อย เปอร์เซ็นต์ White belly ของทุกการทดลองมีการเปลี่ยนแปลงน้อยมากไม่สามารถสังเกตเห็นได้

เมื่อสังเกตเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวของการทดลองครั้งที่ 2 จะเห็นว่าเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวหลังจากผ่านกระบวนการแช่และหนึ่งแล้วใกล้เคียงกับการทดลองครั้งที่ 1 และ 3 แต่เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวในช่วงกระบวนการ อบแห้งมีค่าต่ำกว่าในการทดลองครั้งที่ 1 และ 3 มีสาเหตุมาจากความชื้นของข้าวหนึ่งที่ผ่านมาการตากลานมีความชื้นต่ำอยู่แล้ว เมื่อข้าวหนึ่งผ่านเข้าไปในระบบอบแห้งจึงทำให้ข้าวเกิดการแตกหักมากจากความชื้นที่ต่ำเกินไป ข้าวหนึ่งที่ผ่านมาการตากลานความชื้นเฉลี่ย 18.5% d.b. ในการทดลองครั้งที่ 2 มีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าว 59.7% ซึ่งต่ำกว่าข้าวที่ผ่านระบบอบแห้งจนเสร็จสิ้นก่อนการสีจากการทดลองครั้งที่ 1 และ 3 (เปอร์เซ็นต์ต้นข้าว 62.4-62.9% ความชื้น 12.7-13.7% d.b.)

4. สรุปและข้อเสนอแนะ

เครื่องอบแห้งฟลูอิดไธด์สามารถอบแห้งข้าวหนึ่งจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 25% d.b เหลือประมาณ 20% d.b. โดยคุณภาพข้าวเปลือกไม่เปลี่ยนแปลงมากนัก ในการผลิตข้าวหนึ่งมีการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนเฉลี่ย 698.62 MJ/ton paddy ความต้องการกำลังไฟฟ้าเฉลี่ยที่ใช้ในกระบวนการอบแห้ง 65.37 kW ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าเฉลี่ย 5.62 kWh/ton paddy พลังงานความร้อนเฉลี่ยที่ใช้ในการอบแห้ง 366.59 MJ/ton paddy พลังงานความร้อนจำเพาะในการระเหยน้ำเฉลี่ยเมื่อไม่คิดรวมการตากลาน 5.67 MJ/kg-water evap. พลังงานไฟฟ้าจำเพาะในการระเหยน้ำเฉลี่ย 0.086 kWh/kg-water evap. เมื่อพลังงานต่อต้นข้าวเปลือกคิดที่ความชื้นข้าวเปลือก 16% d.b.

การแช่ทำให้เกิดการ gelatinization บางส่วน เพิ่มเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวได้ 1-5% การหนึ่งทำให้เกิดการ gelatinization อย่างสมบูรณ์ และเพิ่มเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวได้มาก (ประมาณ 17%) แต่ทำให้ความขาวลดลง สมรรถนะในการระเหยน้ำของระบบอบแห้งขึ้นอยู่กับความชื้นเริ่มต้นของข้าวก่อนเข้าสู่ระบบอบแห้ง เนื่องจากที่ความชื้นข้าวหนึ่งจะทำให้น้ำระเหยออกจากข้าวได้ยากกว่าที่ความชื้นสูง ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งข้าวหนึ่งประมาณ

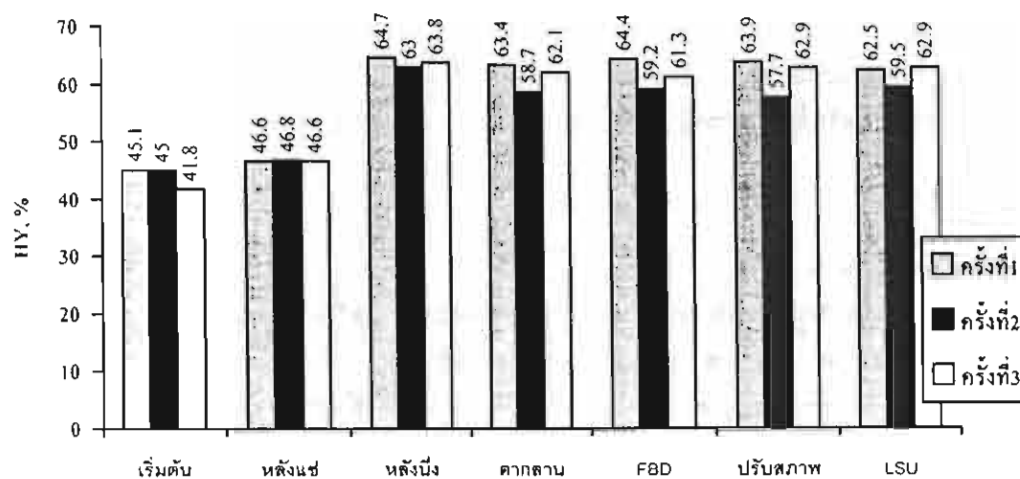
68.22 บาท/ตันข้าวเปลือกนึ่ง หรือ 10.40 บาท/kg-water evap. โดยค่าใช้จ่ายส่วนใหญ่คือเงินลงทุนและค่าไฟฟ้าของระบบอบแห้ง

5. ขอบคุณ

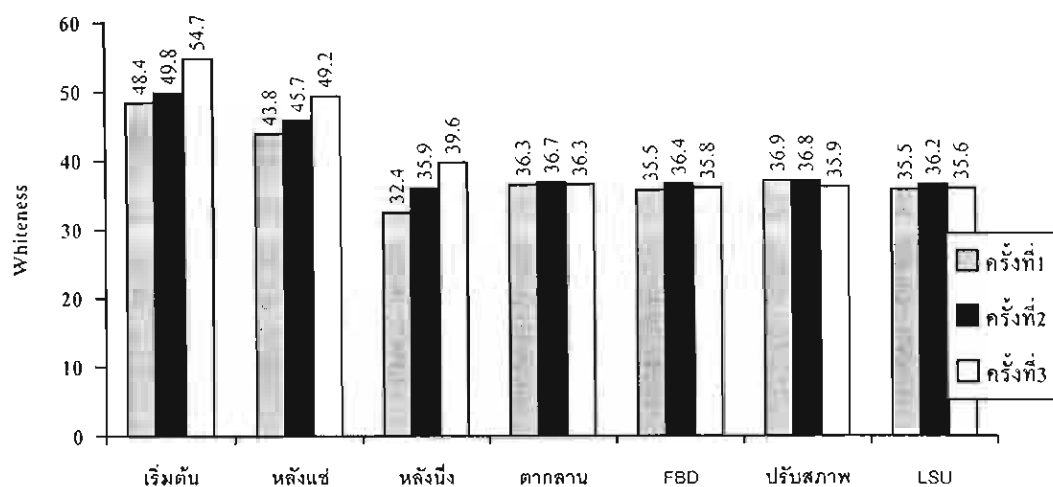
ผู้วิจัยขอขอบคุณ ผู้ประกอบการโรงสีข้าวพ.แสงวัฒนา4 ที่ให้ความอนุเคราะห์ข้อมูลและให้เข้าตรวจวิเคราะห์ในโรงสี และขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนทำวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

1. Pillaiyar, P., "Energy Saving in Parboiling of Paddy," *Proceeding of 4th International Food Conference*, pp. 1001 - 1006.
2. Pillaiyar, P., Singaravadivel, K., Desikachar, H.S.R., and Subramaniyan, 1993, "Low-Moisture Parboiling of Paddy," *Journal of Food Science Technology*, Vol. 30, No. 2, pp. 97 - 99.
3. Prasad, B.V.S., Chandra, P.K., and Bal, S., 1994, "Drying Parboiled Rough Rice in Stationary, Semi-Fluidized, and Fluidized Conditions," *Transaction of the American Society of Agricultural Engineers (ASAE)*, Vol. 37, No. 2, pp. 589 - 594.



ภาพที่ 2 เปอร์เซนต์ดินข้าวของแต่ละขั้นตอนการผลิต



ภาพที่ 3 ความขาวของแต่ละขั้นตอนการผลิต

ตารางที่ 1 ความสิ้นเปลืองพลังงานที่ใช้ในการแช่นึ่งข้าวเปลือก

การทดลองครั้งที่	1	2	3	เฉลี่ย
ความชื้นข้าวเปลือก (%d.b)				
- เริ่มต้น	28.9	27.7	28.1	28.2
- หลังการแช่	47.0	48.4	51.5	49.0
- หลังการนึ่ง	47.6	48.9	52.9	49.8
ความสิ้นเปลืองพลังงาน				
- การแช่ (MJ/t - paddy*)	172.03	156.53	170.70	166.42
ปริมาณน้ำที่ใช้ (l/ t - paddy*)	0.90	0.92	0.90	0.91
- การนึ่ง (MJ/t - paddy*)	174.40	163.35	159.07	165.61
เวลาที่ใช้ (นาที)	11.19	11.15	10.51	10.95

หมายเหตุ t – paddy คัดที่ความชื้น 16%d.b.

ตารางที่ 2 ความสิ้นเปลืองพลังงานในระบบอบแห้ง (ไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้)

การทดลองครั้งที่	1	2	3	เฉลี่ย
เครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบด				
- อัตราการป้อนข้าวเปลือก (t/h) ที่ความชื้น 25%d.b.	12.72	12.20	11.30	12.1
- ความชื้นข้าวเปลือก (%d.b) เริ่มต้น	24.7	18.5	22.4	21.9
สุดท้าย	20.6	16.6	17.8	18.3
- อุณหภูมิ (°C) ลมร้อนที่ใช้ออบแห้ง	120.8	119.5	121.3	120.5
ข้าวเปลือกก่อนอบแห้ง	34.9	37.2	31.8	34.6
ข้าวเปลือกหลังอบแห้ง	63.6	63.9	66.4	64.6
- อัตราการอบแห้ง (kg-water evap./h)	414.9	181.5	415.9	337.4
- ความสิ้นเปลืองพลังงาน ความร้อน (MJ/t -paddy *	143.19	155.91	155.23	151.44
หรือ MJ/kg-water evap.)	4.07	9.73	3.92	5.91
- ไฟฟ้า (kWh/t -paddy *	2.85	3.11	3.11	3.02
หรือ kWh/kg-water evap.)	0.081	0.194	0.078	0.12
เครื่องปรับสภาพข้าว				
- ความชื้นข้าวเปลือกที่ออก (%d.b)	17.7	13.8	16.2	15.90
- ความสิ้นเปลืองไฟฟ้า (MJ/t-paddy*)	0.32	0.32	0.36	0.33
เครื่องอบแห้ง LSU				
- ความชื้นข้าวเปลือกสุดท้าย (%d.b)	15.9	12.2	14.5	14.2
- อุณหภูมิลมร้อนที่ใช้ออบแห้งของ (°C)	146.5	132.8	142.1	140.5
- อัตราการอบแห้ง (kg-water evap/h)	181.6	156.5	151.6	163.2
- ความสิ้นเปลืองพลังงานในการอบแห้ง ความร้อน (MJ/t -paddy*	67.61	51.37	45.58	54.85
หรือ MJ/kg-water evap.)	4.39	3.72	3.15	3.75
ไฟฟ้า (kWh/t -paddy*	0.83	0.86	0.96	0.88
หรือ kWh/kg-water evap.)	0.054	0.062	0.066	0.061
- อุปกรณ์อื่นๆ ไฟฟ้า (kWh/t -paddy*)	1.16	1.33	1.65	1.38

หมายเหตุ * ดันข้าวเปลือกคิดที่ความชื้น 16 %d.b.

** ปริมาณน้ำระเหยเป็นน้ำที่ระเหยจากทุกอุปกรณ์ ไม่คิดความชื้นที่ระเหยขณะตากลาน

ตารางที่ 2 ความสิ้นเปลืองพลังงานในระบบอบแห้ง (ไม่มีการหมุนเวียนอากาศกลับมาใช้) (ต่อ)

การทดลองครั้งที่	1	2	3	เฉลี่ย
พลังงานรวมที่ใช้ในระบบอบแห้ง				
- ความร้อนจากแก๊ส (MJ/t -paddy *	385.71	363.12	350.94	366.59
หรือ MJ/kg-water evap.)	5.14	6.70	5.18	5.67
- ไฟฟ้า (kWh/t -paddy *	5.16	5.62	6.08	5.62
หรือ kWh/kg-water evap.)	0.069	0.099	0.090	0.086

หมายเหตุ * ดันข้าวเปลือกคิดที่ความชื้น 16 % d.b.

** ปริมาณน้ำระเหยเป็นน้ำที่ระเหยจากทุกอุปกรณ์ ไม่คิดความชื้นที่ระเหยขณะตากลาน

ปัจจัยของอุณหภูมิอบแห้งของเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดที่มีผลต่อสมบัติทางกายภาพข้าว
และการชิมของข้าวสุก

Effect of Fluidized Bed Drying Temperature on Physical Property of Rice
and Sensory Evaluation of Cooked Rice

สุภวรรณ ฐิระวนิชกุล¹, สมเกียรติ ปรัชญาวรรณ²,
พัชรี ตั้งตระกูล³, วรุณี วารัญญานนท์⁴ และสมชาติ โสภณธรรมฤทธิ์⁵

¹นักศึกษาปริญญาเอก คณะพลังงานและวัสดุ, ²ผู้ช่วยศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
³ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ, กรุงเทพฯ 10140
⁴นักวิจัยชำนาญการ, ⁵PhD., สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
เขตจตุจักร, กรุงเทพฯ

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาถึงปัจจัยของอุณหภูมิของการอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบดที่มีผลต่อสมบัติทางกายภาพของข้าวเจ้าในเทอมของร้อยละของข้าวเต็มเมล็ด, ความขาวและค่าความแข็ง ข้าวเปลือกเมล็ดขาวสายพันธุ์อินดิกาที่ใช้ในการทดสอบมีสองชนิดได้แก่ ข้าวสุพรรณบุรี 1 ที่มีปริมาณแอมิโลสสูงและข้าวปทุมธานี 1 ที่มีปริมาณแอมิโลสต่ำอยู่ในช่วงร้อยละ 27 และร้อยละ 14-17.8 ตามลำดับ โดยทดลองที่อัตราการไหลของอากาศผ่านเบดมีค่าเท่ากับ 2.5 เมตร/วินาที ที่ความสูงเบด 0.095 เมตร ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกอยู่ในช่วงร้อยละ 25.6-33 มาตรฐานแห้ง ทดสอบอบแห้งที่อุณหภูมิในช่วงตั้งแต่ 40 องศาเซลเซียส ถึง 150 องศาเซลเซียส ค่าความชื้นสุดท้ายหลังอบแห้งประมาณร้อยละ 22 มาตรฐานแห้ง หลังการอบแห้งข้าวเปลือกจะถูกนำไปเก็บไว้ในที่อับอากาศครึ่งชั่วโมง แล้วจึงเป่าเย็นด้วยอากาศแวดล้อมจนความชื้นสุดท้ายมีค่าร้อยละเท่ากับ 16 มาตรฐานแห้ง ผลการทดลองพบว่า ค่าความขาวและข้าวเต็มเมล็ดของข้าวที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำกว่า 90 องศาเซลเซียส ไม่มีการเปลี่ยนแปลงที่มีนัยสำคัญเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง ขณะที่ข้าวที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงกว่า 100 องศาเซลเซียสขึ้นไป มีค่าร้อยละข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มขึ้นและค่าความขาวลดลงเล็กน้อย ผลการทดสอบทางด้วยวิธีการวิเคราะห์ประสาทสัมผัสสรุปได้ว่า ค่าความแข็งของข้าวไม่มีการเปลี่ยนแปลงที่มีนัยสำคัญทุกช่วงอุณหภูมิที่ใช้ออบแห้งหากความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เซชันมีค่าประมาณร้อยละ 22 มาตรฐานแห้ง สรุปได้ว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งไม่ทำให้สมบัติเฉพาะทางกายภาพส่วนใหญ่เปลี่ยนแปลง ยกเว้นค่าความเหลืองของข้าวเมื่ออบแห้ง

ด้วยอุณหภูมิสูง ซึ่งความเหลืองนี้เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาแบบไม่เกี่ยวข้องกับเอนไซม์ขณะที่อบแห้งข้าวเปลือก และ
กรณีการทดสอบการชิมของข้าวสุก พบว่ามีค่าอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้เมื่อเปรียบเทียบกับข้าวอ้างอิง ($p < 0.05$)

KEYWORDS: Fluidized bed paddy drying; Rice quality; Sensory evaluation, Low and high amylose content
paddy

ABSTRACT: The main objective of this work was to study the effect of drying temperatures on physical qualities of rice in terms of head rice yield, whiteness and hardness. Two varieties of long grain paddy (*Indica* rice) used in the experiments were Suphanburi 1 and Pathumthani 1 with amylose content of 27% and 15-17.8%, respectively. The batch drying experiments were set up at an airflow rate of 2.5 m/s and a bed depth of 9.5 cm. Paddy was dried from an average initial moisture contents of 25.6-33% dry basis (d.b.) to 22% d.b. using hot air temperatures between 40 and 150°C. After drying, the paddy was tempered and followed by ventilation with ambient air until its final moisture content was reduced to 16.3% d.b. The results have shown that whiteness and head rice yield for paddy containing any moisture content level up to 33% d.b. when subjected to be dried at temperatures below 80°C insignificantly changes from that of the reference sample, which was dried by the ambient air ventilation. Drying at temperature above 100°C provides relatively higher head rice yield and the slightly more yellow around the surface of white rice. The texture analysis was concluded that the hardness of rice with high amylose content and low amylose content were not significant effected by drying air temperature ranging between 40°C and 150°C at paddy moisture content of 18% d.b. after fluidized bed drying. The experimental results implied most of the physical properties of rice were not changed by drying temperature except the yellowing of rice. The yellowness of rice depended on the non-enzymatic reaction during drying. For the cooking quality, the sensory evaluation of cooked rice after drying still be acceptable comparing to reference rice ($p < 0.05$).

1. Introduction

The management of highly moist paddy under the tropical climate is an extremely serious problem because the high humid air condition in tropical region can encourage the excessive mould growth and the yellowing of grain. To avoid the deterioration of paddy, a rapid drying technique such as fluidization technique is often used. The fluidized bed dryer type has the advantages of high drying capacity and uniform grain moisture distribution.

Driscoll and Adamczak (1) reported that high moisture content of paddy must be reduced to 22% d.b. within 24 hours to prevent substantial losses. They also stated that the fluidized bed dryer gave better economy, gentle grain handling and shorter drying time, comparing to the LSU dryer. Sutherland and Ghaly (2) studied the

fluidized bed drying of paddy using temperatures of 40-90°C to reduce the moisture content from of 28.2%-35% d.b. to 20.5%-23.5% d.b., respectively. They found that head rice yield between 58-61% was obtained for reducing the moisture content of 28.2% dry basis to 20.5% d.b. For reducing the moisture content of 35% d.b. to the moisture content of 23.5% d.b. at temperatures of 60-90°C, the head rice yield was in a range of 55-58%. According to these results, there was an insignificant relationship between head rice yield and drying temperature. Satayaprasert and Vanishserwatana (3) studied fluidized bed drying of corn at temperatures of 60-90°C using air velocities of 2.7-4.2m/s and bed depths of 3-12 cm. The results indicated that drying rate could be expressed by a logarithmic equation, which was virtually implied the moisture transport to be controlled by internal diffusion. Soponronnarit and Prachayawarakorn (4) contributed to the research and development on fluidized bed drying. They concluded that the drying air temperature and the final moisture content was the greatest effect on paddy quality. They recommended that the drying temperature should not be higher than 115°C and the final moisture content of paddy after drying should not be lower than 24-25% d.b.

Quality indexes which are used as an important criterion for evaluating the quality of rice are the rice yellowing (or whiteness) and head rice. Many researchers have studied on yellowness or whiteness [Quitco (5); Gras and Bason (6); Soponronnarit et al. (7) and Yap et al. (8)]. Gras and Bason (6) reported that the loss of the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellowness. Moreover, the accumulation of fungal metabolites might be expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning might cause the overall change in hue [Quitco (5)].

Due to the operation at high drying air temperature for the commercial fluidized bed paddy dryer, the head rice yield and whiteness must be maintained and accepted for markets. Thus, the tempering process, which was recommended by many researchers [Steffe et al. (9); Zhang and Litchfield (10) and Soponronnarit et al. (11)], was used for tempering paddy after fluidized bed drying. Soponronnarit et al. (11) suggested to temper the grain between each drying pass because during the tempering period, the moisture profile in rice kernel equalizes through moisture diffusion and this equalization would decrease the stress, caused by moisture gradient within the kernel. Thus, the head rice yield after the next drying pass could be maintained. Poomsa-ad et al. (12) recommended that in drying paddy at high temperature by fluidization technique, it should not be removed the water content lower than 22.5% d.b. in a single stage drying, corresponding to the grain temperature lower than 100°C, with subsequent tempering for 30min. This condition can maintain high head rice yield. Therefore, the main objective of this work is to study the effect of drying temperatures, ranging of 40-150°C, on physical quality of rice in terms of head rice yield, whiteness and hardness.

2. Materials and Methods

2.1 Materials

The two varieties of long grain rough rice (Suphanburi 1 and Pathumthani 1) provided by the National Rice Research Institute [NRRRI(Thailand)], were rewetted, mixed and kept in a cold storage at a temperature range of 3-7°C for a week. The local varieties Suphanburi 1 and Pathumthani 1 contain amylose contents of 27% and 15-17%, respectively. The desired initial moisture content of rewetted paddy was about 25-33 % d.b. Before starting the experiments, paddy was placed in the outside until grain temperature was close to ambient temperature.

FIGURE 1 shows a schematic diagram of batch fluidized bed dryer. The dryer comprises of a cylinder-shaped drying chamber, a 12 kW electric heating unit and a backward curve-blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. A mechanical variable speed unit was used for regulating air flow rate. A constant air velocity of 2.5 m/s was set up and the bed depth was 9.5 cm.

2.2 Methods

FIGURE 2 shows a schematic diagram of drying system used in this work. The desired final moisture content after fluidized bed drying was about 22.0% d.b. Tempering process was then used for grain relaxation (The second step was shown in FIGURE 2). In this stage, the fluidized paddy would be put into a glass bottle and kept in an oven at the same temperature as the grain temperature. After the tempering time of 30 minutes as recommended by Poomsa-ad et al. (12), the paddy was ventilated suddenly with a constant ambient airflow rate of 1.5 m/s until its moisture content reached 16.3% d.b. The inlet air temperature and grain temperature after drying were measured by K-typed thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. The wet paddy at moisture contents of 25-33% d.b. were dried at the drying temperatures of 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140 and 150°C. The determination of paddy moisture content was followed by the AOAC 1984 standard method [AOAC (13)].

2.3 Quality of rice analysis

To reduce the stress inside kernel, the paddy after drying was kept in a complete seal plastic bag at room temperature for 2 weeks before testing physical properties. The properties of the paddy in terms of head rice yield, whiteness and hardness were analyzed.

Cleaned rough rice sample (dry and control) with a mass of 125 g. was passed twice through a rubber roll testing husker and the resulting brown rice was whitened for 45 min. Each sample was repeated twice and average head rice yield was represented. The relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to that obtained from the control one (dry by ambient air).

(b) Whiteness of rice

The rice whiteness was measured by a Satake milling meter by the light reflected at the surface of rice kernel before measuring the whiteness meter was calibrated with a standard pure white barium oxide having a value of 86%.

(c) Hardness of rice

Texture analysis was determined in terms of hardness using a bench-top Texture analyzer model TA-XT2i (Stable Micro Systems Ltd.). The milled rice samples were cooked and tested individually at 20 min intervals. A 30 g. portion of each dry-milled head rice sample was put in aluminum cylindrical cup (diameter of 7 cm. and height of 7 cm.) and rice sample was rinsed and strained to remove excess water, and distilled water was added in amount equal to 1:1.5 ratio of rice to water by weight. Rice samples were presoaked at room temperature for 10 minutes and then cooked in an automatic rice cooker with a capacity of 3 L. After cooking cycle was completed, the cooked rice was continue to keep for 10-15 min in the cooker and then the sample was taken out and cooled down to room temperature for 1 h. The cooked rice sample was taken from the middle of cup (~50 g. $\pm$ 0.1 g.) and placed 1 cm. height from the base of the extrusion plate.

The initial height of the compression probe (Ottawa cell) was set at 120 mm. The pretest speed of probe was 1.5 mm/s. The test speed for compression was 0.5 mm/s and the post test speed was 10 mm/s. The maximum force required for compression cooked rice to 90% of initial portion height 10mm as indicated hardness of cooked rice. In the other words, the hardness was the height of the force peak on the first compression. The value was expressed in kilogram unit.

3. Results and Discussion

3.1 Moisture content and grain temperature during fluidized bed drying

The average grain temperatures was in between 35°C and 75°C for corresponding inlet air temperatures of 40-90°C and between of 83°C and 89°C for corresponding inlet air temperatures of 100°C to 150°C. These grain temperatures were used for setting-up temperature for tempering section.

Table 1 shows the drying time to obtain the final moisture content of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b. for initial moisture content of 32.5% d.b. was longer than those for initial moisture contents of 28.2% and 25.0% d.b.

Table 1 Experimental results of moisture content of paddy and average drying time of two paddy varieties

Inlet air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Average drying time (min)	Average final moisture content (% dry basis)	
			Suphanburi 1	Pathumthani 1
40	25.0	23.0	22.0	22.6
	28.2	36.0	22.4	21.8
	32.5	58.0	22.3	22.4
50	25.0	13.0	20.2	20.9
	28.2	20.0	22.6	21.7
	32.5	30.0	22.6	22.6
60	25.0	7.0	22.4	20.5
	28.2	11.0	22.3	22.4
	32.5	21.0	21.7	22.3
70	25.0	5.0	20.1	20.9
	28.2	8.2	22.6	22.1
	32.5	14.0	21.5	22.6
80	25.0	2.3	20.8	21.8
	28.2	5.3	22.6	22.7
	32.5	9.2	21.5	22.7
90	25.0	2.0	22.9	21.2
	28.2	3.3	22.6	22.9
	32.5	6.1	21.8	22.7
100	25.0	1.5	22.0	21.2
	28.2	3.0	21.8	22.9
	32.5	4.4	21.8	22.0
110	25.0	1.3	22.0	21.4
	28.2	2.4	21.5	22.9
	32.5	3.4	22.1	21.7
120	25.0	1.3	20.5	21.4
	28.2	2.0	22.9	23.3
	32.5	3.1	23.0	23.0
130	25.0	1.1	20.5	21.7
	28.2	1.4	22.7	23.3
	32.5	2.5	21.5	22.7
140	25.0	1.0	20.5	21.4
	28.2	1.2	22.6	22.7
	32.5	2.3	21.8	22.7
150	25.0	0.4	21.2	22.6
	28.2	1.1	22.3	22.9
	32.5	2.0	22.0	22.7

3.2 Physical quality

(a) Head rice yield

FIGURE 3 (a) shows the influence of drying temperature on the head rice yield at three moisture levels of Suphanburi 1 variety. The average percentage of head rice yield for control rice was about 44. Drying at temperature below 80°C provides the relative head rice yield for the samples at 33% d.b. is not higher than the other two samples. This means that low drying temperature ranging from 40°C and 80°C does not affect the grain kernel to be gelatinized. The gelatinization temperature for Suphanburi 1 variety is 74°C±3°C. For high drying temperature from 100°C and 150°C provides the relative head rice yield 105 and 115. Such a better quality is a result of partial gelatinization occurring inside the grain kernels during the course of drying at high temperature. When the gelatinization is being formed inside the grains, the starch granules are swelled and at the same time, the protein is decomposed and penetrates through the void spaces amongst the granules, thus providing the stronger adhesive forces between them. Consequently, the kernels are capable of withstanding the abrasive force while being milled.

For Pathumthani 1 rice variety as shown in FIGURE 3 (b), the percentage of head rice yield of control rice samples was about 50 except for the initial moisture content 32.5% d.b. showing a value of 45.3. The relative head rice yield of the initial moisture content of 32.5% d.b. is higher than that obtained from the samples at initial moisture contents of 25.0 and 28.8% dry basis at any drying temperature comparing to the head rice yield of Suphanburi 1 after drying, these head rice yield were relatively higher.

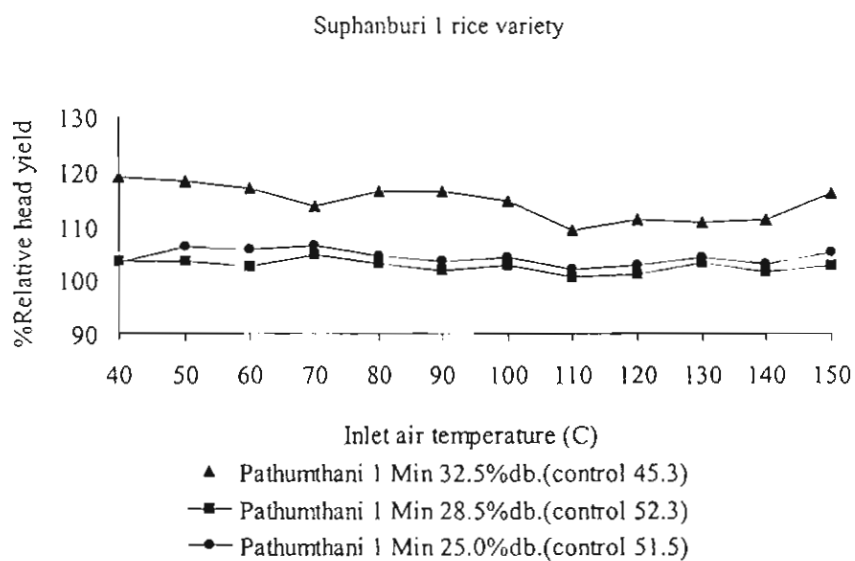
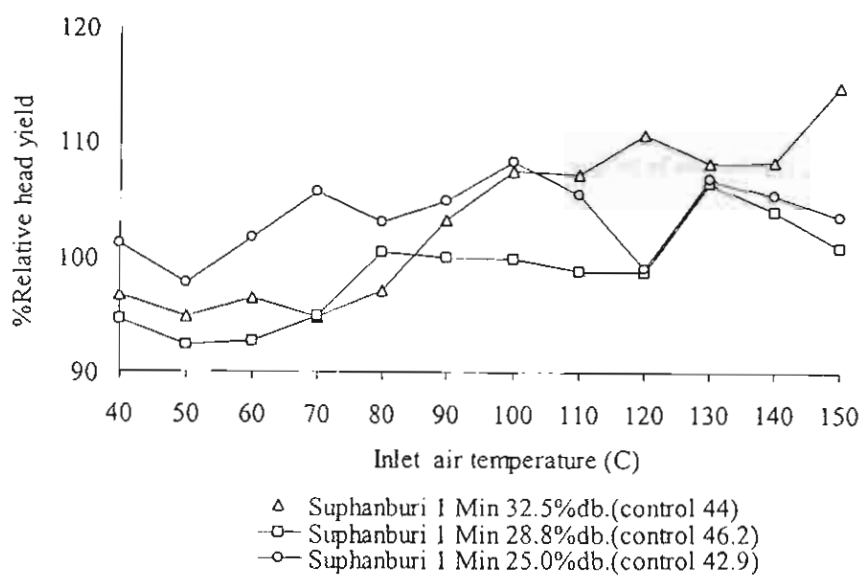


FIGURE 3 Effect of inlet air temperature on relative head rice yield: Initial moisture contents of 25-33% d.b. and final moisture content of fluidized bed dried paddy of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b.

(b) Rice whiteness

FIGURE 4 shows the effect of inlet air temperature on rice whiteness for two rice varieties, Suphanburi 1 and Pathumthani 1. For the initial moisture contents of 32.5% dry basis, the whiteness decreased when the drying temperature increased. This is because of non-enzymatic reaction causing the yellowing of rice kernel. For the initial moisture content lower than 28.8% dry basis, it was found that the drying temperature had insignificant effect on the whiteness of rice kernel. However, throughout these experiments, the values of rice whiteness are still accepted for the commercials propose.

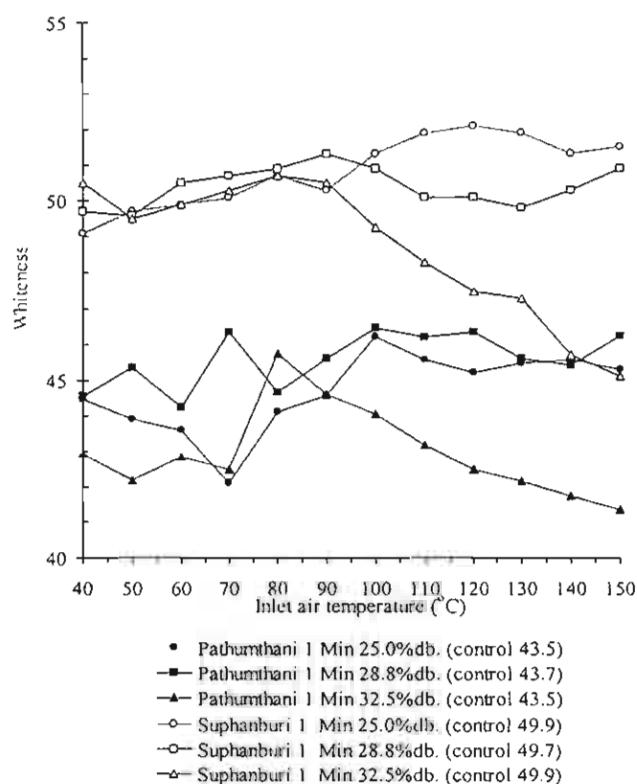


FIGURE 4 Effect of inlet air temperature on rice whiteness for Suphanburi 1 and Pathumthani 1:

the initial moisture contents of 25-33% dry basis : final moisture content of paddy after fluidized bed drying of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b.

(c) Hardness of rice

For the hardness values of control rice and dried rice of two paddy varieties are shown in Table 2. The hardness value after drying was slightly increased. The hardness value of control rice was 19.12 ± 1.36 kg for Pathumthani 1 and 35.63 ± 3.17 kg for Suphanburi 1 rice. The hardness values of two paddy varieties increased when the initial moisture content and drying temperature increased. Firstly, the tightly packed with starch granules from loss of water molecules in starch and penetrating of spherical shaped protein body in starch granules causes

increasing hardness of rice. This effect normally occurs on ageing of stored rice [Zhout et al. (14)] and drying by high temperature [Imprasit and Noomhorm (15)]. Therefore, both low temperature drying (30°C-90°C) and high temperature drying (100°C-150°C) of this experiment also are affected by this phenomenon. Secondly, partial gelatinization during high temperature drying affects to hardness values of rice. For gelatinization effect, the rice kernel has been partial gelatinized so its starch was more strength and hardness value trends to be higher than rice using low drying temperature. Trends of gelatinization increasing will be predominated if paddy is high initial moisture content and dried by temperature over gelatinized temperature of grain. For this work, the gelatinization temperature of Suphanburi 1 variety and Pathumthani 1 variety is about 74°C and 70°C, respectively. From the results as shown in Table 2, it indicates that at higher initial moisture content of paddy (32.5% d.b.), the hardness values of rice is harder than those of lower initial moisture content.

Table 2. Values of hardness after drying at different inlet air temperatures and initial moisture contents:

Suphanburi 1 and Pathumthani 1

Inlet air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Hardness (kg)	
		Pathumthani 1	Suphanburi 1
Control rice	25.0	17.23	33.23
	28.2	19.77	33.57
	32.5	20.37	40.09
40	25.0	19.17	35.61
	28.2	19.77	36.50
	32.5	20.37	33.23
60	25.0	18.92	36.31
	28.2	20.57	38.89
	32.5	21.76	39.70
90	25.0	19.86	34.92
	28.2	19.16	39.32
	32.5	22.54	34.34
110	25.0	20.76	34.28
	28.2	21.48	31.22
	32.5	21.89	38.38
130	25.0	20.62	35.79
	28.2	20.56	34.35
	32.5	22.19	36.30
150	25.0	20.57	35.72
	28.2	19.06	33.19
	32.5	21.56	39.01

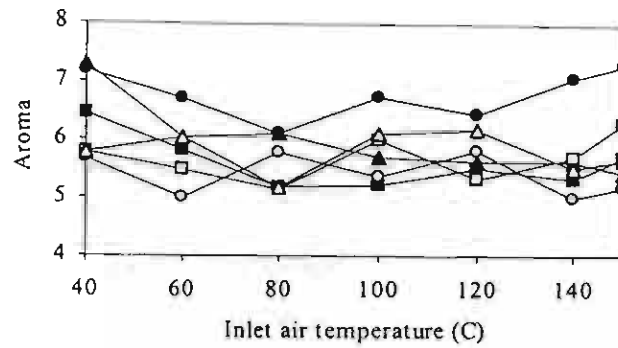
3.3 Eating Quality

FIGURES 8(a-f) show the cooking quality of rice before and after drying in various drying temperature. The quality of cook rice is evaluated in terms of the aroma, tenderness, cohesiveness, whiteness and glossiness of the cooked rice using a scoring scale of 1-9. For Pathumthani 1 variety had aroma slightly high than Suphanburi 1 variety. The tenderness, cohesiveness, whiteness and glossiness, Pathumthani 1 variety had difference clearly from a Suphanburi 1 variety. However the whiteness and glossiness Suphanburi 1 variety are higher than those of quality for Pathumthani 1 variety.

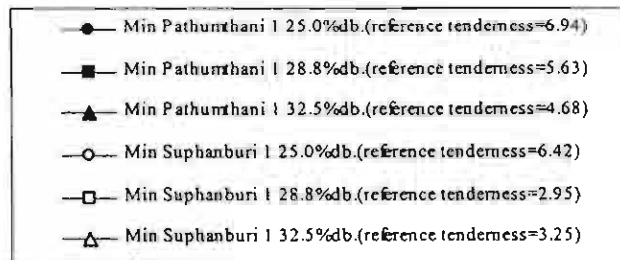
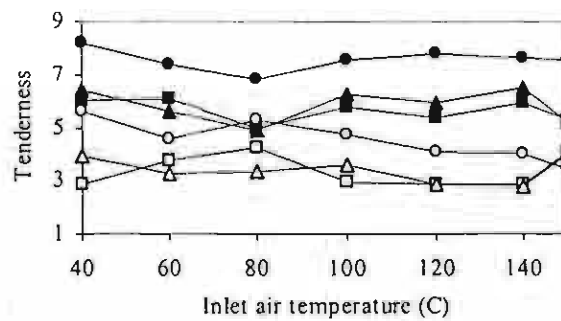
The quality of cooked rice, Suphanburi 1 variety, on the tenderness, cohesiveness had decrease (score lower than 5) while inlet air temperature and initial moisture contents increase. This is because at high inlet air temperature, grain with high temperatures and high moisture content can be partial gelatinized among starch granules. This phenomenon accelerates grain getting age. The result is showed that the physical quality in term of hardness is depended on drying time, grain temperature, tempering time and ventilation process. Thus Pathumthani 1 variety with low amylose content so tenderness, cohesiveness higher than Suphanburi 1 variety.

The whiteness of cook rice is decreased at high inlet air temperature and high initial moisture contents. This is according to milling test and the whiteness of cook rice for Pathumthani 1 variety is lower than Suphanburi 1 variety. This is because of its nature of rice variety especially Pathumthani 1 was a cream color grain.

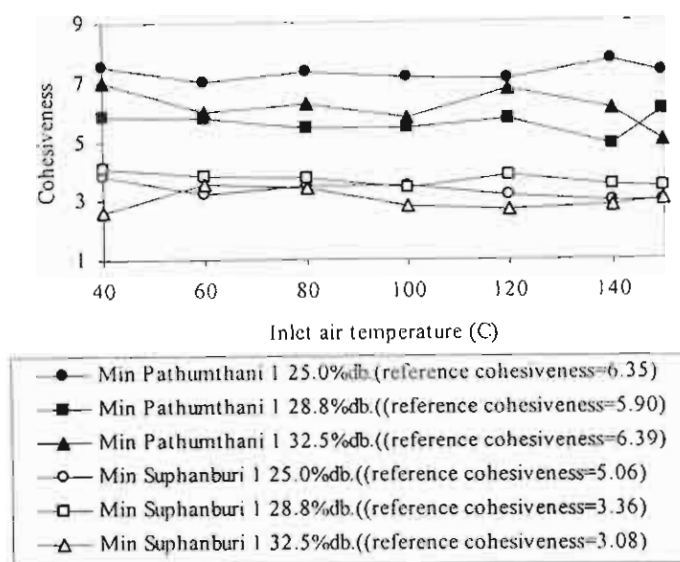
The quality of cook rice for Pathumthani 1 variety are acceptable except at high moisture content level with inlet air temperature 100°C - 140°C having score lower than 5. The result is concluded that the cooking quality between dried rice and reference one are not much different while the high inlet air temperature and high initial moisture contents cause effect to the aroma value. However, the minor variations of data may be occurred either the panelists or the rice washing and rinsing stage before cooking.



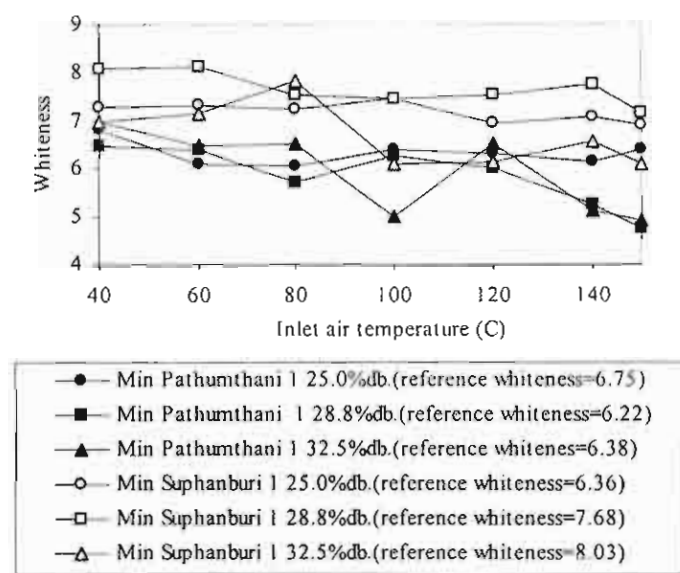
8(a) Aroma for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



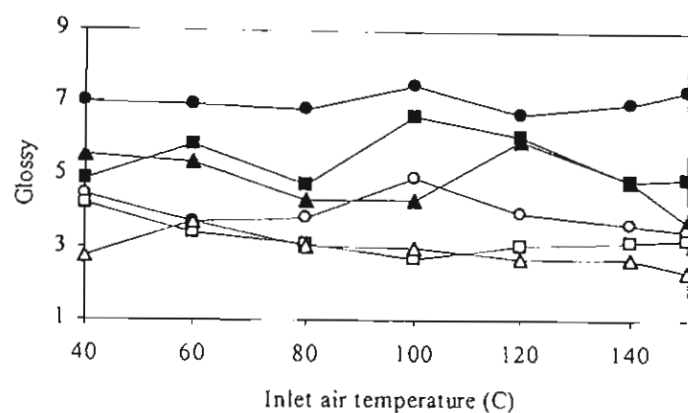
8(b) Tenderness for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



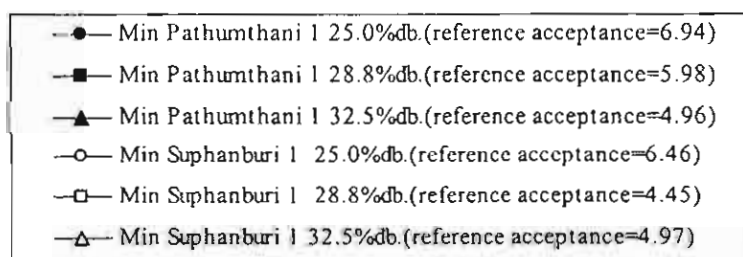
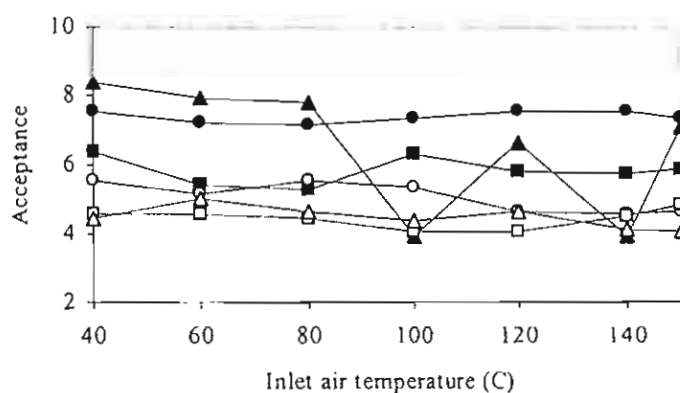
8 (c) Cohesiveness for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



8 (d) Whiteness for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



8 (e) Glossy for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



8(f) Acceptance for Pathumthani 1 and Suphanburi 1

FIGURE 8 Effect of inlet air temperature on eating quality of cook rice for Suphanburi 1 rice and Pathumthani 1 rice: the average initial moisture contents of 25-33% dry basis : an average final moisture content of $22.0 \pm 1.2\%$ dry basis.

4. CONCLUSIONS

Head rice yield of long grain paddy containing the higher moisture content of 25% d.b. when dried at temperature below 80°C does not show a significant enhancement or a rapid decline, along with the whiteness to be invariably maintained, comparing to those qualities of the control rice sample. However, at temperature above 100°C, the recovery of head rice yield can be made particularly for the initial moisture content of 32.5% dry basis whereas the color of white rice has a pale yellow but it is still in the preferentially acceptable value.

For the hardness value, it is depended on the initial moisture content of paddy and drying temperature while the sensory taste is not notable effected by drying temperature except the aroma test.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF), the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing rice qualities. Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling quality.

REFERENCES

1. Driscoll RH. and Adamczak T. Drying Systems for the Humid Tropics. In : Bulk Handling and Storage of Grain in the Humid Tropics. ACIAR Proceedings; 1988; 22: 58-68.
2. Sutherland JW and Ghaley TF. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics. Proc. of the 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Technology 1990; 4-7 Sept.; Brunei :168-177.
3. Satayaprasert S and Vanishserwatana V. Drying Corn in Fluidized Bed. Thailand Engineering Journal; 1992; 44(12): 76-79.
4. Soponronnarit S and Prachayawarakorn S. Maintaining Quality, Maximizing Throughput and Minimizing Energy Consumption in Fluidized Bed Paddy Drying. Proc. of the 15th ASEAN Seminar on Postharvest Technology, 8-11 September, Singapore. 1992.
5. Quitco RT. Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy. Paddy Deterioration in the Humid Tropics. Proc. of GASGA Seminar; 1982; 52-56, GTZ, Eschborn.
6. Gras PW and Bason ML Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality. ACIAR Proceeding 1989; 25: 83-91.
7. Soponronnarit S, Srisubati N and Yoovidhya T. 1998. Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy. J. of Stored Prod. Res; 1998; 34(4): 323-330.
8. Yap AB., Juiliano, BO and Perez CM. Artificial Yellowing of Rice at 60°C. Proceeding Group, The Source of Yellow Grains in Rice. Myc. Centralbl; 1988; 3: 153-157.

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการถ่ายเทความร้อน
ให้แก่ข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด
A HEAT TRANSFER MATHEMATICAL MODEL
FOR PADDY IN A FLUIDIZED BED DRYER

อัญชนา เตชะประสาน¹, ฐานิตย์ เมธิยานนท์², สมชาติ โสภณธนฤทธิ์³

¹นักศึกษาปริญญาโท, ²อาจารย์, ³ศาสตราจารย์

^{1,2}คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

³ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ถ.เชื่อมสัมพันธ์ หนองจอก กรุงเทพฯ 10530

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้เป็นการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนให้กับเมล็ดข้าวเปลือก โดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด ซึ่งประกอบด้วยการทำนายการกระจายของอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก อุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิของอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของเครื่องให้ความร้อนแบบฟลูอิดไชน์เบดแบบวงวน จากผลการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก พบว่าอุณหภูมิเกือบจะเท่ากันทั่วทั้งเมล็ดโดยจะใช้เวลาประมาณ 60 วินาที และเมื่อทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทดลอง พบว่ามีแนวโน้มไปในทางเดียวกัน แต่แบบจำลองทางคณิตศาสตร์จะให้ผลของอุณหภูมิสุดท้ายสูงกว่าจากการทดลองประมาณ $8 - 10^{\circ}\text{C}$ เนื่องมาจากการทดลองมีการระเหยตัวของความชื้นในระหว่างการให้ความร้อน แต่ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์นี้ได้ตั้งสมมติฐานว่าจะไม่เกิดการระเหยตัวของความชื้นระหว่างการให้ความร้อน

Abstract : The objective of this study is to develop a heat transfer mathematical model for paddy in a fluidized bed dryer for predicting inside grain temperature distribution, mean temperature of grain and air temperature at various position inside fluidized bed dryer. From the prediction result of grain temperature distribution, it is found that the temperature approaches to the inlet air temperature after 60 seconds. By comparing to the experimental result, it is found that both results have a similar pattern of grain temperature distribution but $8 - 10^{\circ}\text{C}$ higher for the case of simulation. This is due to the assumption that there is no moisture evaporation from grain during heat transfer.

Keywords : fluidization, grain, mathematical model

1. บทนำ

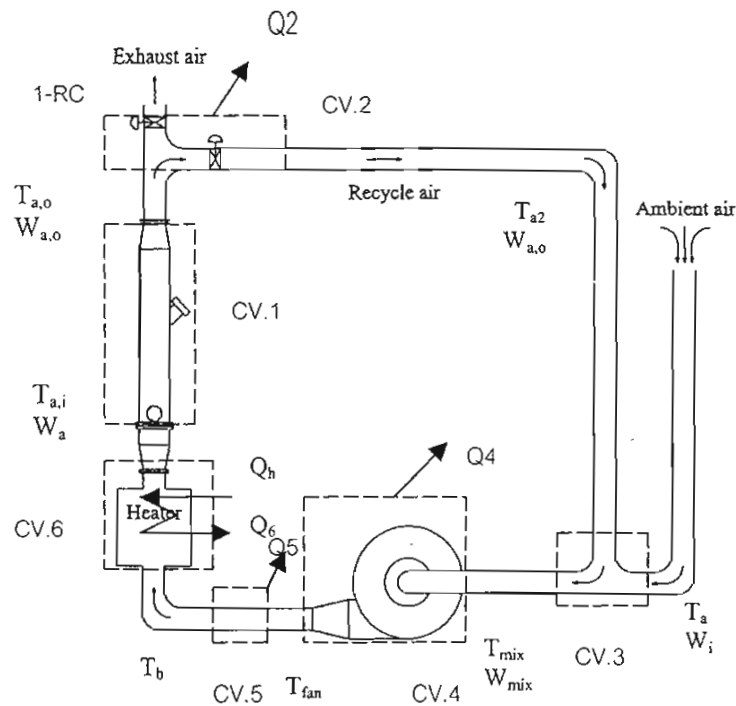
เทคนิคฟลูอิดไชน์เบดได้ถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลาย อันเนื่องมาจากมีข้อดีคือ การที่วัสดุมีการลอยตัวขึ้นจึงมีโอกาสดัมผัสกับความร้อนได้มาก ทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนและมวลได้ดี โดยที่คุณภาพของวัสดุหลังผ่านการให้ความร้อนสม่ำเสมอ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงใช้เทคนิคฟลูอิดไชน์เบดมาให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือก โดยปัจจัยที่สำคัญที่มีผลต่อการให้ความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด คืออุณหภูมิอากาศและเวลาที่ใช้ในการให้ความร้อน ซึ่งในการทดลองโดยให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดจะสามารถวัดได้เพียงอุณหภูมิข้าวเปลือกสุดท้าย แต่ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถใช้ทำนายการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือก และยังสามารถใช้ทำนายอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของระบบเครื่องให้ความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดได้อีกด้วย ทำให้สามารถเลือกใช้อุณหภูมิอากาศและเวลาในการให้ความร้อนได้อย่างเหมาะสม

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ สำหรับทำนายการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก อุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าวเปลือก และอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของระบบเครื่องให้ความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดแบบวงวน

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

การทดลองเพื่อให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือก ทำโดยใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบดแบบวงวนซึ่งระบบประกอบด้วย ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 cm มีตัวให้ความร้อนขนาด 12 kW และพัดลมแบบหอยโข่งชนิดใบพัดโค้งหลัง ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 1.5 kW สามารถเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศได้โดยปรับที่อุปกรณ์ควบคุมความเร็วรอบพัดลม ระบบถูกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน อากาศบางส่วนที่ผ่านห้องอบแห้งแล้วจะถูกนำกลับมาผสมกับอากาศใหม่ที่เข้ามาแล้วทำให้ร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการเพื่อใช้ในการอบแห้งต่อไป โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยระบบ PID controller ความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ สำหรับไคอะแกรมของอุปกรณ์นี้ได้แสดงไว้ในรูปที่ 1

ในการทดลองใช้ข้าวเปลือก 0.8 kg ความเร็วอากาศในห้องอบแห้งที่เลือกใช้ศึกษาคือ 2.5 m/s โดยกำหนดสภาวะเงื่อนไขของการทดลองดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้งอยู่ในช่วง $70 - 100^{\circ}\text{C}$ และระยะเวลาในการให้ความร้อนคือตั้งแต่ 10 - 90 วินาที โดยในการทดลองจะทำการวัดอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของระบบ และวัดอุณหภูมิข้าวเปลือกหลังจากให้ความร้อนที่เวลาต่างๆ โดยใช้ Type K thermocouple ความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ หากความชื้นข้าวเปลือกตอนเริ่มต้นและหลังให้ความร้อนโดยวิธีการอบในตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง ข้าวเปลือกหลังจากผ่านการให้ความร้อนแล้วจะนำไปศึกษาคุณภาพในส่วนของความขาวและปริมาณต้นข้าว



รูปที่ 1 โค้ดแกรมและปริมาณควบคุมของเครื่องให้ความร้อนข้าวเปลือกฟลูอิดไชน์เบดแบบวงจร

3. การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไชน์เบด

3.1 สมมติฐานของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการถ่ายเทความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด มีสมมติฐานในการพิจารณาดังนี้

- 3.1.1 พิจารณาเมล็ดข้าวเปลือกมีลักษณะเป็นทรงกระบอก
- 3.1.2 เมล็ดข้าวเปลือกมีการคลุกเคล้ากันอย่างสมบูรณ์
- 3.1.3 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์อยู่บนพื้นฐานของการถ่ายเทความร้อน ไม่คิดการถ่ายเทมวล
- 3.1.4 ไม่มีการถ่ายเทความร้อนระหว่างเมล็ดข้าวเปลือก
- 3.1.5 ไม่เกิดสมดุลความร้อนระหว่างอากาศกับเมล็ดพืช
- 3.1.6 ไม่มีการสูญเสียความร้อน โดยการนำ การพาและการแผ่รังสีความร้อน

3.2 สมการการนำความร้อนของเมล็ดข้าวเปลือก 1 เมล็ด

เพื่อศึกษาหาการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเมื่อได้รับความร้อนจากอากาศ และนำไปหาอุณหภูมิเฉลี่ยของทั้งเมล็ด โดยสมการการนำความร้อนของวัสดุรูปทรงกระบอก [Incropera and Dewitt (1)] มีดังนี้

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

โดยมีสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขต ดังนี้

$$\begin{array}{ll}
 t = 0, 0 \leq r \leq R & T = T_{in} \\
 -1 \leq z \leq 1 & T = T_{in} \\
 t > 0, r = 0, 0 \leq z < 1 & \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \\
 z = 0, 0 \leq r < R & \frac{\partial T}{\partial z} = 0 \\
 t > 0, r = R, 0 \leq z \leq 1 & -k \frac{\partial T}{\partial r} \bigg|_R = h(T_{\infty} - T_s) \\
 z = 1, 0 \leq r \leq R & -k \frac{\partial T}{\partial z} \bigg|_1 = h(T_{\infty} - T_s)
 \end{array}$$

จากสมการข้างต้นสามารถหาผลเฉลยของสมการได้โดยใช้ระเบียบวิธีผลต่างสลับเนื่อง (Finite difference) ซึ่งระเบียบวิธีที่ใช้คือ Explicit method [Ozisik (2)] ซึ่งเมื่อหาการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกได้แล้ว จะสามารถนำไปหาอุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าวเปลือกได้ โดยใช้วิธี Simpson ในการคำนวณสมการต่อไปนี้ ซึ่ง คงศักดิ์ (3) ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อหาความชื้นของเมล็ดข้าวโพดโดยใช้วิธีผลต่างสลับเนื่องเช่นเดียวกัน แต่ใช้ระเบียบวิธีของแกรง์-นิโคลสัน ซึ่งเป็นระเบียบวิธีแบบ Implicit method วิธีหนึ่ง และหาความชื้นเฉลี่ยโดยวิธี Simpson ซึ่งมีลำดับขั้นตอนการคำนวณเหมือนกัน

$$\bar{T}_p = \frac{4\pi}{V_p} \int_0^R \int_0^1 r^2 T(r, t) dr dz \quad (2)$$

3.3 สมการหลักสำหรับการถ่ายเทความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด

เพื่อคำนวณหาสภาวะอากาศหลังการให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกซึ่ง สุวัฒน์ (4) ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งและคำนวณสภาวะอากาศหลังการอบแห้งข้าวเปลือกฟลูอิดไชน์เบดแบบสั่นสะเทือน

3.3.1 คำนวณหาอุณหภูมิของอากาศหลังออกจากเบด

จากรูปที่ 1 พิจารณา ปริมาตรควบคุม CV.1 เมื่อไม่คิดการสูญเสียความร้อนออกจากเบดดังนั้นจากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า

$$\begin{bmatrix} \text{อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแส} \\ \text{อากาศเข้า-ออกจากปริมาตรควบคุม} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{อัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงาน} \\ \text{ภายในของเมล็ดพืช} \end{bmatrix}$$

ซึ่งสามารถคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศหลังออกจากเครื่องได้ดังสมการ

$$m_{\text{mix}} (C_a + C_v W_{a,i}) (T_{a,i} - T_{a,o}) = m_p (C_p + C_w M_i) \frac{dT_p}{dt} \quad (3)$$

3.3.2 การคำนวณสภาวะอากาศเวียนกลับ

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.2 ดังรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับ ผลรวมของการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศไหลเวียนกลับให้กับสิ่งแวดล้อม สามารถคำนวณหา อุณหภูมิของอากาศไหลเวียนกลับก่อนที่จะเข้าผสมกับอากาศใหม่ได้ดังสมการ

$$T_{a2} = \frac{(Q_2 / RCm_{mix}) + C_a T_{a,o} + W_{a,o} C_v T_{a,o}}{C_a + W_{a,o} C_v} \quad (4)$$

3.3.3 การคำนวณอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าพัดลม

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.3 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับศูนย์ เมื่อไม่คิดการสูญเสียความร้อน เนื่องจากพื้นที่ในการถ่ายเทความร้อนน้อยมาก สามารถเขียนสมการได้ดังนี้

$$\begin{aligned} m_{mix} C_a T_{mix} + m_{mix} W_{mix} (h_{fg} + C_v T_{mix}) - m_i C_a T_a - m_i W_i (h_{fg} + C_v T_a) \\ - RCm_{mix} C_a T_{a2} - RCm_{mix} W_{a,o} (h_{fg} + C_v T_{a2}) = 0 \end{aligned} \quad (5)$$

3.3.4 การคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศหลังจากออกจากพัดลม

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.4 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศบวกกับการสูญเสียความร้อนของพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม เท่ากับงานที่ให้แก่พัดลม ซึ่งสามารถเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$m_{mix} (C_a + C_v W_{mix}) (T_{fan} - T_{mix}) = \frac{P_l}{1000 (\rho_a \eta_f)} + Q_4 \quad (6)$$

3.3.5 การคำนวณอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.5 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับผลรวมของการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อม ซึ่งทำให้สามารถคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์ได้จากสมการดังนี้

$$T_b = \frac{(Q_5 / m_{mix}) + (C_a + W_{a,o} C_v) T_{fan}}{C_a + W_{a,o} C_v} \quad (7)$$

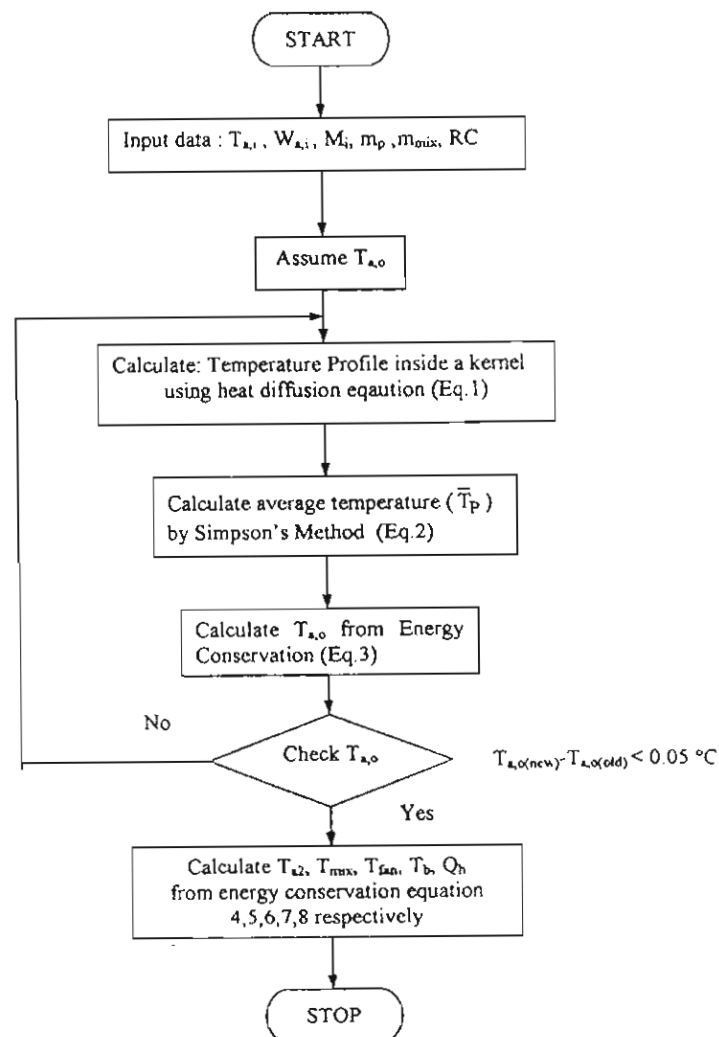
3.3.6 การคำนวณหาความเปลี่ยนแปลงพลังงานความร้อน

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV. 6 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับการสูญเสียความร้อนของฮีเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อมรวมกับปริมาณความร้อนที่ได้รับจากฮีเตอร์ ซึ่งสามารถเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$Q_c + Q_h = m_{mix} (C_a + W_{mix} C_v) (T_{a,i} - T_b) \quad (8)$$

3.4 ขั้นตอนการแก้ปัญหา

ขั้นตอนในการคำนวณของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถสรุปได้เป็นไปตามแผนภูมิแสดงขั้นตอนการคำนวณได้ดังนี้

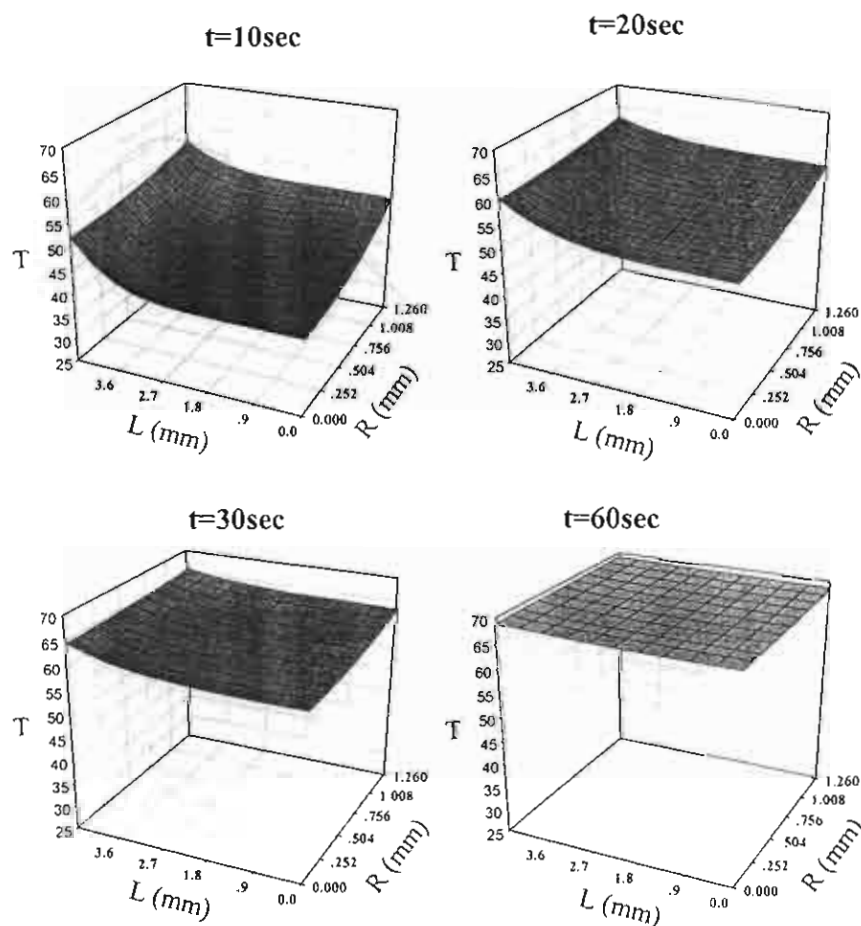


รูปที่ 2 ขั้นตอนการคำนวณ

4. ผลการทดลองและผลการทำนายของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

4.1 การกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก

ในการคำนวณใช้ขนาดเมล็ดข้าวเปลือกที่มีรัศมี (R) และความยาว (L) เท่ากับ 1.26 mm และ 9.0 mm ตามลำดับจากรูปที่ 3 แสดงการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกที่อุณหภูมิอากาศเข้า 70°C จะได้ว่าอุณหภูมิภายในเมล็ดตามแนวรัศมีจะเพิ่มขึ้นได้เร็วกว่าในแนวยาว โดยเมื่อเวลาผ่านไปเท่ากับ 30 วินาที อุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกเกือบเท่ากันทั้งเมล็ด และใช้เวลาประมาณ 60 วินาที อุณหภูมิจะเท่ากันทั้งเมล็ดและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกจะเท่ากับอุณหภูมิอากาศเข้า ในการที่อุณหภูมิเมล็ดสามารถแพร่กระจายได้ดีเกิดจากการที่เมล็ดมีค่าการนำความร้อนสูงและมีขนาดเล็ก

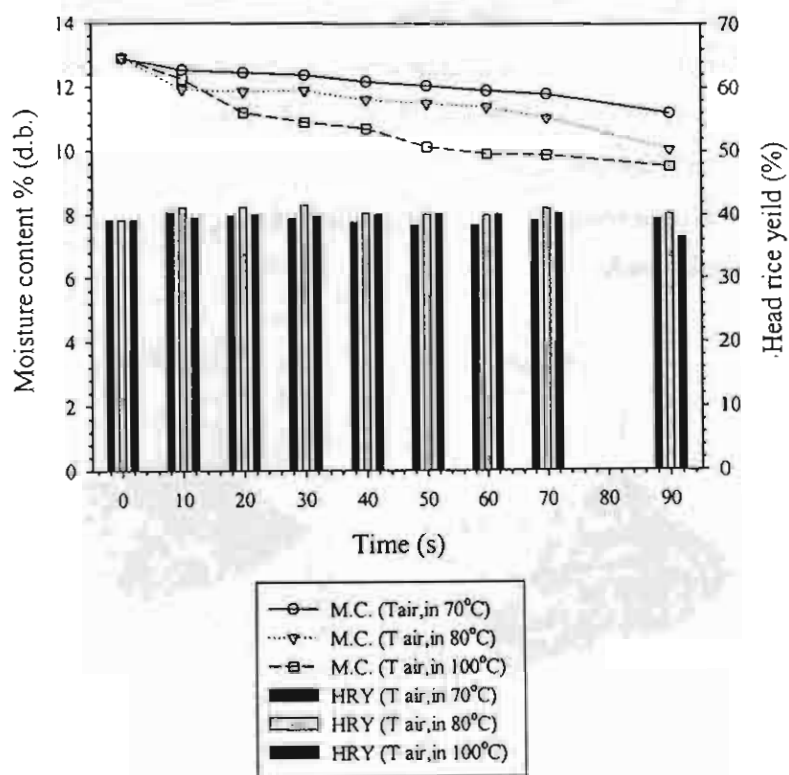


รูปที่ 3 ผลการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกที่เวลาต่างๆที่อุณหภูมิอากาศเข้า 70°C

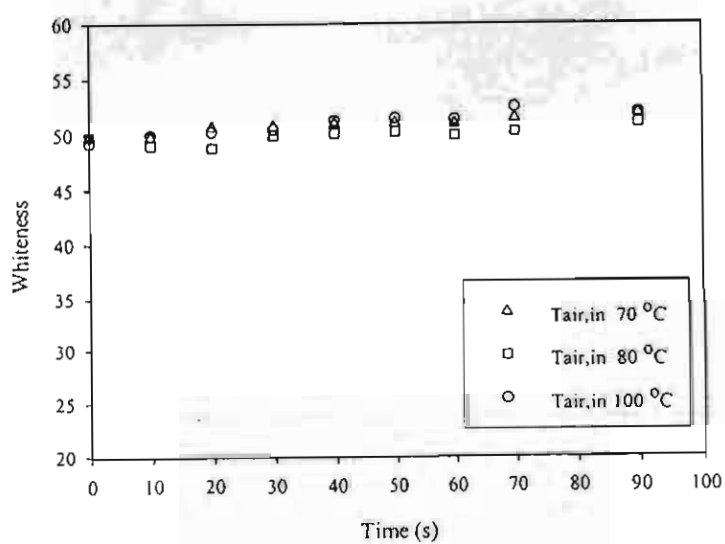
4.2 การเปลี่ยนแปลงของความชื้นและคุณภาพข้าวเปลือกหลังการให้ความร้อน

รูปที่ 4 แสดงผลการเปลี่ยนแปลงของความชื้นข้าวเปลือกและปริมาณคันข้าวเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศเข้า 70, 80 และ 100°C ซึ่งพบว่าความชื้นของข้าวเปลือกลดลงหลังการให้ความร้อน ถึงแม้ว่าความชื้นเริ่มต้นของ

ข้าวเปลือกจะคั่ว โดยมีค่าอยู่ในช่วงประมาณ 12 – 13 % d.b. อย่างไรก็ตามปริมาณต้นข้าวไม่เปลี่ยนแปลงไปมากนัก สำหรับความขาวก็พบเช่นเดียวกันว่ามีค่าไม่ค่อยเปลี่ยนแปลงไปจากค่าเริ่มต้น ดังแสดงในรูปที่ 5



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้นข้าวเปลือกและปริมาณต้นข้าว

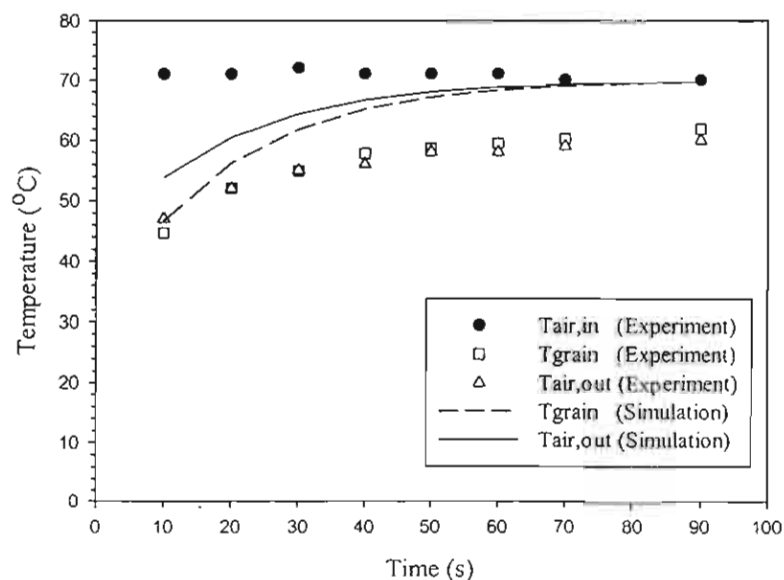


รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงความขาวของข้าวเปลือก

4.3 อุณหภูมิข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดเมล็ดข้าวเปลือก

รูปที่ 6 แสดงผลการทำนายอุณหภูมิข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เปรียบเทียบกับผลจากการทดลอง ที่อุณหภูมิอากาศ 70°C พบว่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบด จากผลการทำนายของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มีแนวโน้มไปในทางเดียวกับผลการทดลอง กล่าวคือในช่วงแรกอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและค่อยๆ เพิ่มขึ้นช้าลงเมื่อเวลาผ่านไป โดยจากแนวโน้มของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิพบความแตกต่างระหว่างการทำนายกับผลการทดลองคือ ในส่วนของการทำนายจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ทั้งอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจะแตกต่างกันในช่วงแรกและจะมีค่าใกล้เคียงกันเมื่อเวลาผ่านไป จนในที่สุดเข้าใกล้อุณหภูมิอากาศเข้า ส่วนในการทดลองพบว่า อุณหภูมิเมล็ดและอากาศออกจากเบดจะใกล้เคียงกันอย่างรวดเร็ว แต่จะไม่เข้าใกล้ค่าอุณหภูมิอากาศเข้า นอกจากนี้จะเห็นได้ว่า ผลการทำนายอุณหภูมิทั้งของเมล็ดข้าวเปลือกและอากาศออกต่างจากผลการทดลองประมาณ $8-10^{\circ}\text{C}$ ซึ่งคาดว่าสาเหตุสำคัญมาจากการทดลองจริงนั้น ได้มีความร้อนส่วนหนึ่งถูกนำไปใช้ในการระเหยน้ำในเมล็ดข้าวเปลือก ความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกจึงลดลงหลังให้ความร้อนทำให้อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอากาศออกจากเบดลดลงต่ำกว่าผลจากการทำนาย ซึ่งจากสมมติฐานในการทำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ได้พิจารณาว่าความชื้นข้าวเปลือกไม่เปลี่ยนแปลงระหว่างการให้ความร้อน จากการคำนวณโดยประมาณพบว่าความชื้นที่ลดลงประมาณ 2 % d.b. จะทำให้อากาศมีอุณหภูมิลดลงประมาณ $5-6^{\circ}\text{C}$

จากการทดลองที่พบว่า อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกมีค่าเข้าใกล้อุณหภูมิอากาศออกจากเบดตั้งแต่ในช่วงเวลาเริ่มต้นของการให้ความร้อน ดังนั้นอาจใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยพิจารณาเป็นแบบเกิดสมดุลความร้อนระหว่างอากาศกับเมล็ดข้าวเปลือกได้



รูปที่ 6 การเปรียบเทียบอุณหภูมิข้าวและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดระหว่างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับการทดลองที่อุณหภูมิอากาศเข้า 70°C

5. สรุป

1. จากผลการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดพบว่า อุณหภูมิเกือบจะเท่ากันทั่วทั้งภายในเมล็ดจะใช้เวลาประมาณ 60 วินาที
2. แนวโน้มของผลการทำนายอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดพบว่า ไปในแนวทางเดียวกันกับผลการทดลอง
3. อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดที่ได้จากการทำนายโดยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สูงกว่าจากการทดลองประมาณ $8-10^{\circ}\text{C}$ เนื่องจากมีการระเหยความชื้นในระหว่างการให้ความร้อนจึงทำให้มีความร้อนส่วนหนึ่งถูกนำไปใช้ในการระเหยน้ำ

6. สัญลักษณ์

C_p	คือ	ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง, kJ/kg K
C_p	คือ	ความร้อนจำเพาะของข้าวแห้ง, kJ/kg K
C_v	คือ	ความร้อนจำเพาะของไอน้ำในอากาศ, kJ/kg K
C_w	คือ	ความร้อนจำเพาะของเมล็ดข้าวชื้น, kJ/kg K
h	คือ	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน, $\text{W/m}^2\text{K}$
h_{fg}	คือ	ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ, kJ/kg
k	คือ	ค่าการนำความร้อนของวัตถุ, W/mK
l	คือ	ความยาวของเมล็ดข้าว, m
M_i	คือ	ความชื้นวัสดุ, เศษส่วนมาตรฐานแห้ง
m_i	คือ	อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศใหม่, kg/s
$m_{\max}$	คือ	อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศก่อนเข้าพัดลม, kg/s
m_p	คือ	มวลข้าวเปลือก, kg
P_t	คือ	ความดันสถของระบบ, kPa
Q_2	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนต่ออากาศเวียนกลับให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_4	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนของพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_5	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_6	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนของฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_h	คือ	อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน, kW
R	คือ	รัศมีของเมล็ดข้าว, m
RC	คือ	สัดส่วนอากาศเวียนกลับ, เศษส่วน
T_1	คือ	อุณหภูมิกระเปาะแห้งของอากาศแวดล้อม, $^{\circ}\text{C}$
T_2	คือ	อุณหภูมิอากาศเวียนกลับ, $^{\circ}\text{C}$
T_5	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์, $^{\circ}\text{C}$
$T_{\max}$	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าพัดลม, $^{\circ}\text{C}$

$T_{a,i}$	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าเบด, °C
$T_{a,o}$	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังออกจากเบด, °C
T_{fan}	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังออกจากพัดลม, °C
$\bar{T}_p$	คือ	อุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าว, °C
t	คือ	เวลา, sec
V_p	คือ	ปริมาตรของเมล็ดข้าวเปลือก, m^3
W_i	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศแวดล้อม, เศษส่วน
$W_{a,i}$	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศก่อนเข้าเบด, เศษส่วน
$W_{a,o}$	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศหลังออกจากเบด, เศษส่วน
W_{mix}	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศก่อนเข้าพัดลม, เศษส่วน
ρ_a	คือ	ความหนาแน่นของอากาศ, kg/m^3
α	คือ	ค่าการแพร่ความร้อนของวัตถุ, m^2/s
η_f	คือ	ประสิทธิภาพของพัดลม, ไร้หน่วย

7. กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Incropera, Frank P. and Dewitt, David P., Fundamentals of Heat and Mass Transfer, John Wiley & Sons, 2001; 61-69.
2. Ozisik, M. N., Finite Difference Methods in Heat Transfer, CRC Press, 2000.
3. คงศักดิ์ ชินนานุญ, อิทธิพลของการทำเหมเปอริงที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 2543.
4. สุวัฒน์ ตรุทัศน์วินท์, แนวทางที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิค ฟลูอิดไคซ์เบดแบบสันตะเทียน, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีคุณภาพ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 2542.

การศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาไหม้จำลองที่มีลักษณะ
การไหลแบบไซโคลนร่วมกับการไหลแบบฟลูอิดไดซ์เบด

A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior in a Cyclone-Fluidized Bed
Combustor Cold Model

ฐานิตย์ เจริญนันท์¹ นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์² อติศักดิ์ นาคกรณกุล³ และ สมชาติ โสภณธรรมฤทธิ์⁴

^{1,2}อาจารย์, ³ผู้ช่วยศาสตราจารย์, ⁴ศาสตราจารย์

^{1,2}ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร หนองจอก กรุงเทพฯ 10530

^{3,4}คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชากรศาสตร์ ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ : เตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (Cyclone fluidized bed combustor, CFBC) จำลอง ได้ถูกพัฒนาขึ้นมา เพื่อศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบภายในเตาเผาไหม้จำลองซึ่งจะใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานในการออกแบบและสร้างเตาเผาไหม้จริงต่อไป งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเชิงทดลองโดยการสังเกตพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบตลอดจนวัดความเร็วอากาศภายใน CFBC จำลอง จากการทดลองพบว่า อากาศและแกลบภายใน CFBC จำลอง มีพฤติกรรมการไหลทั้งแบบฟลูอิดไดซ์เบดและแบบวอร์เทก โดยมีวงแหวนวอร์เทก (vortex ring) ทำหน้าที่คล้ายหัวฉีดอากาศช่วยเพิ่มความเร็วในแนวสัมผัสและก่อให้เกิดเป็นชั้นแขวนลอย (suspension layer) ของแกลบทำให้แกลบไม่สามารถลอยหนีออกไปจาก CFBC จำลองได้ การหมุนเวียนของอากาศพบได้ที่บริเวณใกล้ผนัง อันเนื่องมาจากการไหลย้อนกลับของอากาศในแนวแกน ซึ่งจะเพิ่มประโยชน์ต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็ง ผลของวงแหวนวอร์เทกและการเกิดสเปาเต็ดเบดที่ด้านล่างสุดของ CFBC ช่วยเหนี่ยวนำให้เกิดพฤติกรรมการไหลแบบฟลูอิดไดซ์เบดในโซนที่อยู่ถัดขึ้นไปได้โดยไม่ต้องใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงไปในเบด

Abstract : The present work involves the experimental study to investigate the basic feature of air-rice husk flow behavior as well as the measurements of air velocity are also conducted in a cyclone-fluidized bed combustor (CFBC) cold model which is essential for proper design and operation of combustor. The results shown that a combination phenomena of vortex and fluidization flow were simultaneously developed. The vortex ring functions as an air nozzle which facilitates the swirling motion and hence enhancing tangential air velocity. This created the suspension layer of rice husk between the vortex ring which could substantially reduce the elutriation of solid. The circulation flow is aggressive at near the wall due to the reverse flow of air which is beneficial for solid combustion. The vortex ring and spouted bed feature developed at the bottom of CFBC induced the fluidization in the next above zones without using any inert materials mixed in to the bed.

Keyword : combustor / cyclone / fluidized bed / rice husk / swirl / vortex

1. บทนำ

การเผาไหม้โดยใช้หลักการของการไหลวนหรือการไหลแบบวอร์เทก ได้เป็นที่รู้จักกันแพร่หลายมาหลายทศวรรษแล้ว เช่น เตาเผาไหม้ไซโคลน [1] และต่อมาได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [2, 3, 4] สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิดซ์เบดก็ได้มีการพัฒนามานานแล้วเช่นกัน ส่วนใหญ่จะใช้กับเชื้อเพลิงถ่านเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งก็นำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล [5, 6, 7] แต่เนื่องจากเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ การเกิดฟลูอิดซ์เซชันเป็นได้ยาก จำเป็นต้องใช้วัสดุเชื้อเพลิงจำพวกทรายซิลิกา, อลูมินา ผสมลงในเบดในอัตราที่เหมาะสม [5, 8] และเมื่อประมาณ 10 กว่าปีมานี้ได้มีการพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิดซ์เบด ซึ่งใช้กับถ่านหินชนิดป้อนเชื้อเพลิงได้เบด โดยการเพิ่มการฉีดอากาศในแนวสัมผัสเข้าไปในเตาเผาไหม้บริเวณ free board ทำให้ช่วยลดความสูงของเตาเผาไหม้ลงได้มาก [9, 10, 11] และไม่นานมานี้ได้มีการศึกษาพฤติกรรมของการไหล ก๊าซ-อนุภาค ภายในเตาเผาไหม้วอร์เทก พบว่ามีบริเวณที่เกิดการหมุนเวียนอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ ซึ่งมีส่วนทำให้ residence time นานขึ้น [12]

สำหรับงานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อศึกษาพฤติกรรมของการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดซ์เบด (CFBC) ซึ่งได้ออกแบบมาเพื่อรวมลักษณะเด่นของเตาเผาไหม้ไซโคลน และเตาเผาไหม้ฟลูอิดซ์เบดไว้ด้วยกัน เพื่อใช้เป็นพื้นฐานในการออกแบบและจัดสร้างเตาเผาไหม้จริงต่อไป

2. วิธีการทดลอง

การทดลองแบ่งออกเป็น 2 ส่วนหลักๆ คือ

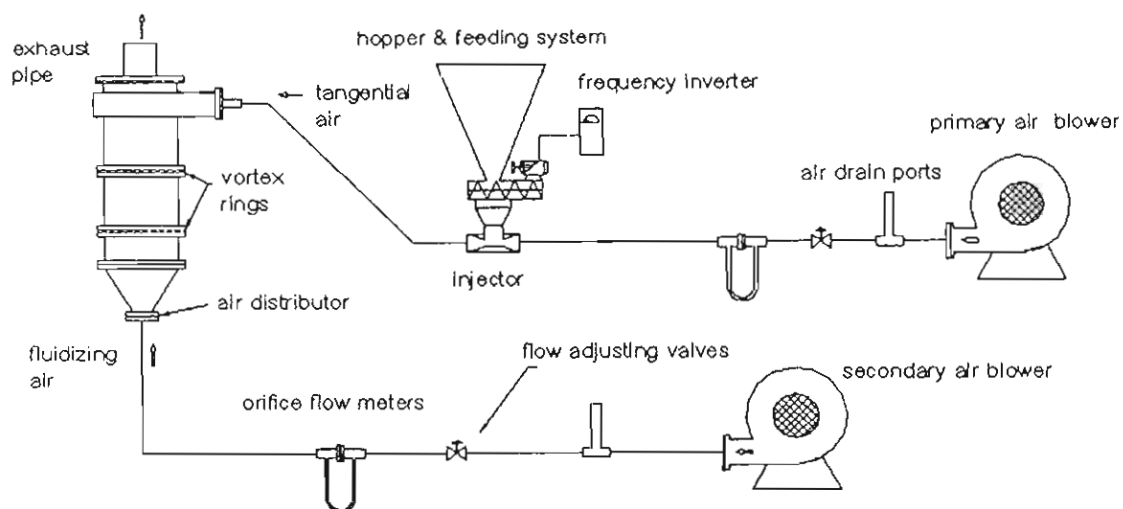
2.1 การสังเกตการไหลของอากาศ-แกลบภายใน CFBC จำลองซึ่งมีวิธีการทดลองดังต่อไปนี้

1. การเตรียมการทดลองและประกอบ CFBC จำลองกับวงแหวนวอร์เทก ดังแสดงในรูปที่ 1
2. การปรับอัตราการไหลของแกลบและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขที่แสดงในตารางที่ 1.(Run No.1-No.8)

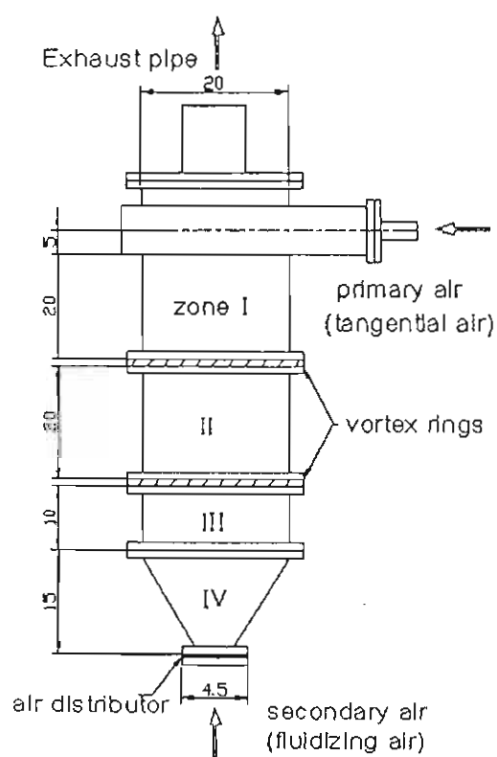
3. บันทึกผลการทดลอง

2.2 การวัดความเร็ว ณ ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาเผา CFBC ซึ่งมีวิธีทำการทดลองดังต่อไปนี้

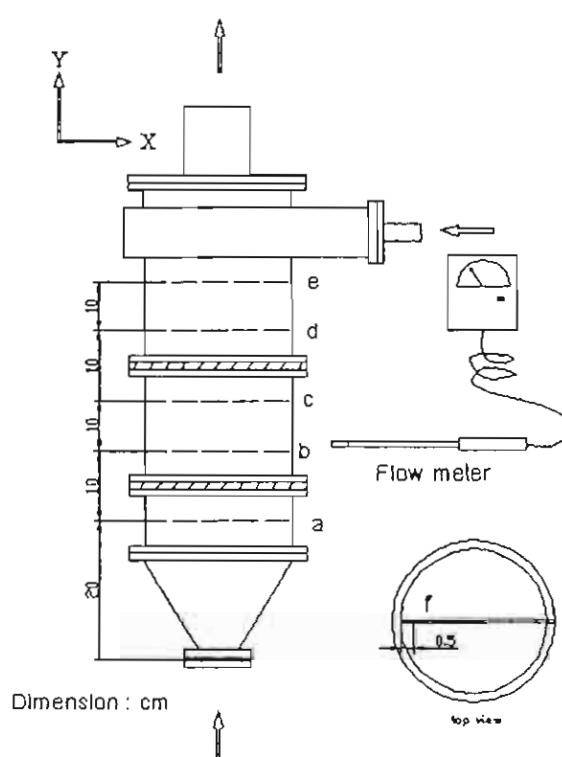
1. เตรียมอุปกรณ์การทดลองและประกอบ CFBC จำลองกับวงแหวนวอร์เทก
2. ปรับอัตราการไหลของอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขในตารางที่ 1 Run No.1 โดยไม่ต้องป้อนแกลบ
3. ทำการวัดความเร็วของอากาศในแนว Tangential และในแนว Axis โดยใช้ Hot wire ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้ โดยวัด ณ ตำแหน่ง แกน $Y = 20$ cm. โดยอ้างอิงเริ่มต้นจากแผ่นกระจายลม (Air distributor) และตำแหน่งแกน $X = 0.5$ cm. โดยอ้างอิงจากผนังเตาด้านในดังแสดงในรูปที่ 2b
4. ทำการทดลองซ้ำข้อ 3 โดยเปลี่ยนตำแหน่งวัดในแนวแกน X (ตามแนวเส้นผ่านศูนย์กลาง)ทั้งหมด 17 ตำแหน่งซึ่งแต่ละตำแหน่งอยู่ห่างกัน 1 cm.
5. ทำการทดลองซ้ำข้อ 3 และข้อ 4 โดยเปลี่ยนตำแหน่งวัดในแนวแกน $Y = 30$ cm. , 40 cm. , 50 cm. และ 60 cm. ตามลำดับ
6. ทำการทดลองซ้ำข้อ 1-5 โดยไม่ประกอบวงแหวนวอร์เทกเข้ากับชุด CFBC จำลอง



รูปที่ 1 อุปกรณ์การทดลองเตาเผาไหม้ไฮโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดจำลอง



a



b

รูปที่ 2 ขนาดและตำแหน่งการวัดความเร็วของเตาเผาไหม้ไฮโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดจำลอง

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองสำหรับการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบใน CFBC จำลอง

Run No.		1	2	3	4	5	6	7	8
Rice husk feed rate	g/min	300	300	300	300	250	250	250	250
Primary (tangential) air									
Flow rate	m ³ /min	2.68	2.44	2.19	2.07	2.68	2.19	2.07	1.95
Velocity	m/s	22	20	18	17	22	18	17	16
Secondary (fluidizing) air									
Flow rate	m ³ /min	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573
Velocity	m/s	6	6	6	6	6	6	6	6
Swirl number, S	-	5.25	5.07	4.86	4.74	5.25	4.86	4.74	4.61

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 พฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิไดซ์เบดจำลอง

เพื่อศึกษาและให้เข้าใจพื้นฐานของรูปแบบลักษณะการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาไหม้จริง จึงได้จำลองการไหลของอากาศ-แกลบในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิไดซ์เบด (Cyclone Fluidized Bed Combustor, CFBC) จำลอง ผลการทดลองได้แสดงด้วยภาพถ่าย ดังแสดงในรูปที่ 3 และ 4 สำหรับเงื่อนไขในแต่ละการทดลองได้แสดงไว้ในตารางที่ 1 จากการทดลองพบว่าหลังจากอากาศส่วนแรก (tangential air) และแกลบถูกป้อนเข้าจากทางด้านบนของ CFBC จำลอง และไหลเข้าไปใน Zone I ดังแสดงในรูปที่ 2a แกลบจะไหลเวียนเป็นเกลียวไปตามผนังของ CFBC จำลองลงสู่ด้านล่างในลักษณะการไหลแบบวอร์เทก (vortex flow) เป็นผลมาจากแรงเหวี่ยง (centrifugal force) ของมวลอากาศที่ไหลในแนวสัมผัส (tangential flow) เมื่ออากาศพาแกลบไหลวนมาซึ่งบริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทก (vortex ring) อันแรกซึ่งทำหน้าที่เสมือนหัวฉีดอากาศ (air nozzle) จะช่วยเร่งความเร็วของอากาศให้เพิ่มขึ้นและไหลวนผ่านช่องตรงกลางของวงแหวนไปยัง Zone II

สำหรับ Zone II สังเกตพฤติกรรมได้ว่าแกลบจะยังคงไหลวนไปตามผนังของ CFBC จำลอง พร้อมกับที่เกิดลักษณะการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบด (fluidized bed flow) ของแกลบจาก Zone III ซึ่งอยู่ด้านล่างและถูกพาให้ลอยขึ้นมาพร้อมกับอากาศ ซึ่งเป็นผลมาจากโมเมนตัมของแกลบในแนวแกน โดยการเกิดขึ้นของลักษณะการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดของแกลบจะเกิดขึ้นสม่ำเสมอทั่วทั้งบริเวณ Zone II รวมถึงบริเวณแกนกลาง (core region) ของ CFBC จำลอง ดังแสดงในรูป 3 และ 4 และที่สังเกตได้อย่างชัดเจนคือ แกลบในบริเวณ Zone II นี้แทบจะไม่หลุดลอยเข้าไปใน Zone I ซึ่งอยู่ด้านบน เนื่องจากมีการไหลแบบวอร์เทกที่รุนแรงบริเวณเหนือและใต้วงแหวนวอร์เทก ก่อให้เกิดแรงเหวี่ยงที่รุนแรง บริเวณนี้จึงมีลักษณะคล้ายม่านอากาศ (air curtain) ทำให้แกลบซึ่งเป็นอนุภาคขนาดใหญ่และมีน้ำหนักมาก ไม่สามารถไหลข้ามไปได้ ดังนั้นภายใน Zone II จึงมีสภาพเป็นเหมือนชั้นแขวนลอย (suspension layer) ของแกลบ และแกลบที่ไหลเวียนมาตามผนังจากสังเกตได้ว่าจะไม่ไหลเกาะกลุ่มกันเป็นเส้นเกลียวเหมือนกับใน Zone I แต่จะไหลตามกันมาเป็นแผง สาเหตุเนื่องจากแรงเหวี่ยงการเกิดวอร์เทกใน Zone II นี้มีกำลังอ่อนลง

แกลบที่ไหลออกจาก Zone II จะไหลเข้าสู่ Zone III ซึ่งอยู่ด้านล่าง โดยในบริเวณ Zone III จะสังเกตการไหลวนของแกลบได้ไม่ชัดเจน มีเพียงลักษณะการไหลแบบฟลูอิดไรซ์เบดเท่านั้นที่เด่นชัดใน Zone นี้ สำหรับใน Zone IV ซึ่งอยู่ล่างสุดของ CFBC จำลอง แกลบจะไหลมากองรวมกันเป็นเบคโดยมีอากาศส่วนที่สอง (fluidizing air) ไหลขึ้นมาแนวแกนจากทางด้านล่างของเบคผ่านแผ่นกระจายลม (air distributor) และด้วยความเร็วอากาศที่เหมาะสม อากาศจะดันให้แกลบขยับตัวจนเกิดเป็นโพรงอากาศบริเวณตรงกลางเบค และแกลบที่อยู่บริเวณล่างสุดของเบคจะลอยไปกับอากาศโดย แกลบที่อยู่บริเวณรอบๆ โพรงอากาศจะเคลื่อนตัวลงสู่ด้านล่างของเบคเพื่อไปแทนที่แกลบด้านล่างที่ถูกพาไปกับอากาศ ซึ่งลักษณะเช่นนี้ก็คือการเกิดลักษณะของสเปาเดิลเบค (spouted bed)

3.1.1 วงแหวนวอร์เทกซ์กับพฤติกรรมการไหลของแกลบใน CFBC จำลอง

ในการทดลองเบื้องต้นขณะที่ยังไม่ได้ติดตั้งวงแหวนวอร์เทกซ์เข้าไปพบว่าอากาศจะไหลวนมาจากทางเข้าด้านบน ลงมาถึงบริเวณที่เป็นเบคของแกลบใน Zone IV ก่อนที่จะหมุนวนกลับขึ้นไปในแนวแกน โดยอากาศส่วนที่สองจากทางด้านล่างของ CFBC จำลอง ไม่สามารถพาแกลบให้ลอยขึ้นสู่ด้านบนได้นอกเสียจากว่าจะต้องใช้ปริมาณอากาศส่วนที่สองเป็นปริมาณมากเพื่อเอาชนะความดันเหนือเบค ซึ่งอาจทำให้ต้องใช้ปริมาณอากาศส่วนเกิน (excess air) เกินความจำเป็นในการเผาไหม้จริง เพื่อแก้ปัญหานี้จึงได้ออกแบบวงแหวนวอร์เทกซ์และติดตั้งเข้าไปภายใน CFBC ที่ระดับความสูง $H/D = 1.25$ และ 2.25 ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 2a โดยผลการทดลองเป็นไปตามที่กล่าวมาแล้วในหัวข้อ 3.1

3.1.2 การเกิดขึ้นแขวนลอยของแกลบภายใน CFBC จำลอง และความสามารถในการคัดแกลบ

จากรูปที่ 3 (a-c) และ 4 (a-c) จะเห็นได้อย่างชัดเจนว่าแกลบจะรวมตัวกันอยู่เป็นชั้นแขวนลอย (suspension layer) ภายในบริเวณ Zone II ซึ่งอยู่ระหว่างวงแหวนวอร์เทกซ์ทั้งสอง แกลบที่เข้ามาสู่บริเวณ Zone II นี้ จะมาจากสองส่วน คือแกลบส่วนแรกมาจากการไหลวนจากทางด้านบนของ CFBC จำลอง ซึ่งก็จะไหลออกไปสู่ Zone III ซึ่งอยู่ติดลงไป แกลบอีกส่วนหนึ่งมาจากแกลบในเบคของ Zone IV ซึ่งลอยขึ้นมาพร้อมกับอากาศ ที่เรียกว่าเป็นชั้นแขวนลอยของแกลบก็เพราะสังเกตได้อย่างชัดเจนว่าแกลบซึ่งจัดเป็นอนุภาคขนาดใหญ่และมีน้ำหนักมาก โดยทั่วไปแล้วจะไม่สามารถหลุดลอยเข้าไปสู่ Zone I ซึ่งอยู่เหนือขึ้นไปได้ และเมื่อปริมาณแกลบที่สะสมอยู่ในชั้นนี้มีมากขึ้น จนกระทั่งน้ำหนักของแกลบมากกว่าแรงดูด (drag force) ที่เกิดจากการไหลของอากาศ จะทำให้แกลบบางส่วนตกลงสู่เบคด้านล่างเพื่อรักษาสสมดุลทางพลศาสตร์ของชั้นแขวนลอยนี้ไว้ ปรากฏการณ์เช่นนี้สามารถอธิบายได้ว่าเกิดจากการไหลวนของอากาศที่รุนแรงบริเวณเหนือและใต้วงแหวนวอร์เทกซ์ ทำให้เกิดแรงเหวี่ยงที่มีกำลังมาก และเมื่อแกลบลอยตัวขึ้นมาในบริเวณใกล้วงแหวนนี้ก็จะถูกเหวี่ยงไปชนกับผนังของ CFBC จำลองและไหลหล่นลงมาสู่ด้านล่างเนื่องจากแรงโน้มถ่วง ลักษณะเช่นนี้คล้ายกับม่านอากาศ (air curtain) ที่บริเวณวงแหวนวอร์เทกซ์ทำหน้าที่ดักอนุภาคขนาดใหญ่ เช่น แกลบที่ยังไม่ได้เผาไหม้ไม่ให้ผ่านขึ้นไปได้ ปรากฏการณ์เช่นนี้คล้ายคลึงกับที่ Yang และ Nieh [10] ค้นพบว่าการฉีดอากาศส่วนที่สองเข้าไปในแนวสัมผัสบริเวณ free board ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบค จะทำให้เกิดชั้นแขวนลอยของอนุภาคในบริเวณ free board ได้

3.1.3 การกระจายตัวของเกล็ดภายใน CFBC จำลอง

พิจารณาจากรูปที่ 3(a-c) และ 4(a-c) จะสังเกตได้ว่าใน Zone I ซึ่งเป็นบริเวณทางเข้าของอากาศส่วนแรก และเกล็ด จะมีเกล็ดอยู่เฉพาะบริเวณผนังของ CFBC จำลองเท่านั้น บริเวณตรงกลางรอบๆแนวแกนของ CFBC จำลอง ซึ่งตรงกับแนวของท่อทางออกด้านบนสุดของ CFBC จำลอง ไม่พบว่ามีเกล็ดอยู่ในบริเวณนี้ซึ่งทำให้มั่นใจได้ว่าถ้าเป็นในกรณีของเตาเผาไหม้จริง เกล็ดซึ่งยังเผาไหม้ไม่หมดจะไม่ลอยหนีออกไปจากเตาได้

3.1.4 ผลของ Swirl number

ค่า Swirl No. (S) สำหรับ CFBC จะใช้เป็นดัชนีบอกว่าการไหลของอากาศ-เกล็ด เป็นผลมาจากการไหล อันเนื่องมาจากโมเมนตัมเชิงมุมหรือโมเมนตัมในแนวแกนมากกว่ากัน ซึ่งสามารถหาค่าได้ดังนี้

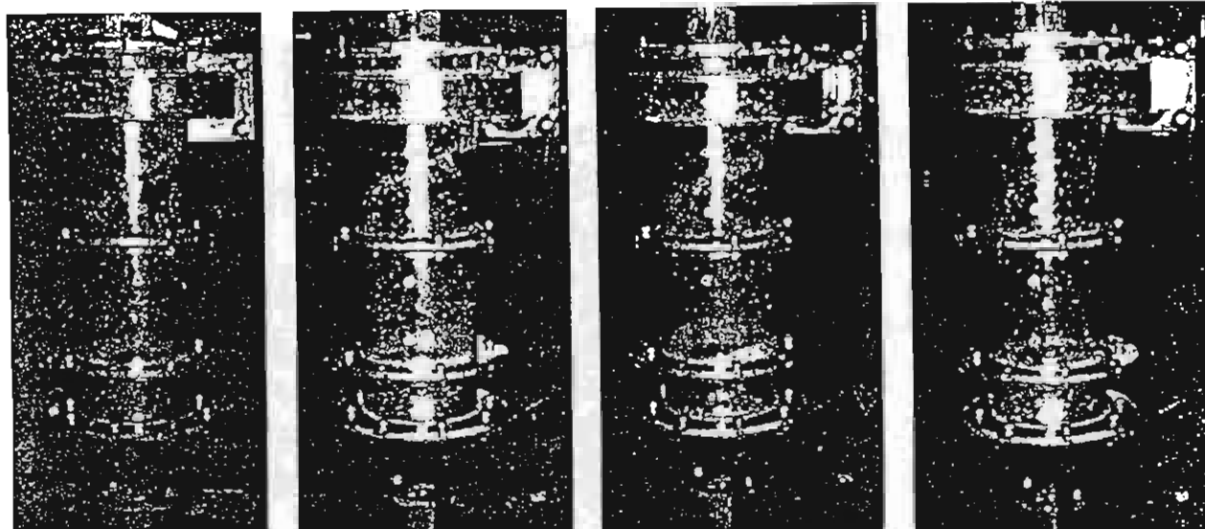
$$S = \sum_{i=1}^m f_i^2 \frac{\pi D_c D_o}{4 A_{ci}} \quad (3-1)$$

เมื่อ	m	คือ	จำนวนท่อทางเข้าในแนวสัมผัส
	A_{ci}	คือ	พื้นที่หน้าตัดของท่อทางเข้าในแนวสัมผัส
	f_i	คือ	สัดส่วนของปริมาณอากาศส่วนแรกต่อปริมาณอากาศทั้งหมด
	D_c, D_o	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อทางออกและของเตาตามลำดับ

ค่า S ของแต่ละการทดลองได้จากตารางที่ 1 จากผลการทดลองพบว่า การทดลองที่มีค่า S มาก การเกิด วอร์เทกบริเวณวงแหวนวอร์เทกอันแรก (ที่ระยะ $H/D = 2.25$) จะมากพอที่จะทำให้ชั้นแขวนลอย (suspension layer) มีความเสถียรอยู่ได้ และเกล็ดซึ่งเป็นอนุภาคขนาดใหญ่ไม่สามารถไหลข้ามชั้นนี้ไปได้ ดังเช่นการทดลองที่แสดงใน รูปที่ 3 (a-c) ($S = 5.25, 5.07, 4.86$) ซึ่งมีอัตราการป้อนเกล็ดเท่ากับ 300 g/min และรูปที่ 4 (a-c) ($S = 5.25, 4.86, 4.74$) ซึ่งมีอัตราการป้อนเกล็ดเท่ากับ 250 g/min ในการทดลองที่มีค่า S ต่ำมาก จะทำให้เกิดแรงเหวี่ยงน้อยเกินไป จนกระทั่งเกล็ดใน Zone II จะไหลข้ามขึ้นมาใน Zone I และลอยหลุดออกไปที่ท่อทางออก และนอกจากนี้เกล็ดใน Zone I ก็จะไม่เกาะกลุ่มกันเป็นเส้นเกลียว ดังแสดงในรูปที่ 3d ($S = 4.74$) และ 4d ($S = 4.61$) ผลของ Swirl Number อีกประการหนึ่งคือการไหลที่มีค่า S สูง ระยะพิชของเกลียวจะสั้นลง (มุมที่แนวเกลียวทำกับแนวระดับจะน้อย) ซึ่งจะทำให้ residence time ของอนุภาคในเตาเผามากขึ้น ซึ่งดูได้จากรูปที่ 3a ($S = 5.25$) เปรียบเทียบกับรูปที่ 3d ($S = 4.74$)

3.1.5 การเหนี่ยวนำให้เกิดฟลูอิโดเซชันในชั้นแขวนลอยจากสเปาเค็ดเบลในชั้นล่างสุดของ CFBC จำลอง

ในตอนเริ่มต้นของการออกแบบ ที่ส่วนด้านล่างสุดของ CFBC จำลอง ซึ่งเป็นที่อยู่ของเบลไม่ได้มีลักษณะ เป็นรูปทรงกรวยอย่างที่แสดงในรูป แต่เป็นรูปทรงกระบอกเหมือนกับส่วนอื่นๆของเตาจำลอง แต่จากการทดลองใน เบื้องต้นพบว่าเมื่ออากาศส่วนที่สองไหลจากด้านล่างผ่านแผ่นกระจายลมขึ้นมาไม่สามารถทำให้เกล็ดลอยตัวขึ้นมา แบบฟลูอิโดเซชันได้ โดยภายในเบคของเกล็ดจะเกิดเป็นโพรงอากาศขึ้นในบางตำแหน่งและ อากาศจากด้านล่างจะ ไหลผ่านโพรงอากาศนี้ขึ้นมา โดยไม่ได้พาเกล็ดให้ลอยตัวขึ้นมาด้วย ทำให้เบคมีลักษณะเป็นเบคนิ่ง สาเหตุเนื่องมา



a

b

c

d

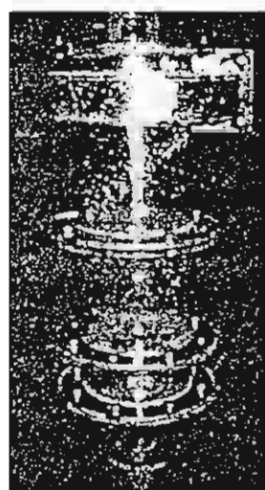
Run No. 1, $S = 5.25$

Run No. 2, $S = 5.07$

Run No. 3, $S = 4.86$

Run No. 4, $S = 4.74$

รูปที่ 3 การไหลของอากาศและแกลบใน CFBC จำลอง ในกรณีอัตราการป้อนแกลบ 250 g/min



a

b

c

d

Run No. 5, $S = 5.25$

Run No. 6, $S = 4.86$

Run No. 7, $S = 4.74$

Run No. 8, $S = 4.61$

รูปที่ 4 การไหลของอากาศและแกลบใน CFBC จำลอง ในกรณีอัตราการป้อนแกลบ 300 g/min

จากรูปทรงของแกลบและความหนาแน่นของแกลบซึ่งมีค่าน้อย ทำให้ยากต่อการเกิดฟลูอิดไรเซชัน Rao และคณะ [8] และ Natarajan และคณะ [5] จึงได้ใช้วัสดุเฉื่อยจำพวกทรายซิลิกา อลูมินา เป็นต้น ผสมกับเชื้อเพลิงชีวมวล เพื่อให้เกิดฟลูอิดไรเซชันขึ้นได้ แต่สิ่งที่ตามมาคือความดันตกคร่อมเบดจะสูงมาก ในงานวิจัยนี้จึงได้มีแนวทางแก้ไขที่ต่างกันไป คือนำหลักการของสเปาต์เบดมาประยุกต์ใช้กับเบดของ CFBC จำลอง จึงได้ออกแบบด้านล่าง

ของ CFBC จำลอง ให้มีลักษณะเป็นทรงกรวย ทำให้แก๊สในเบดลอยตัวขึ้นไปได้ และมีลักษณะการไหลแบบฟลูอิโดไลซ์เบดภายในชั้นแขวนลอยของ Zone II

3.1.6 อัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่านศูนย์กลาง (H/D) ของ CFBC จำลอง

ค่า H/D เป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญอย่างหนึ่งในการออกแบบเตาเผาไหม้ไฮโดรเจนและเตาเผาไหม้ฟลูอิดไลซ์เบด เตาเผาไหม้ที่มีค่า H/D ต่ำโดยที่ยังมีประสิทธิผลความร้อนสูงจะมีค่า combustion intensity (หน่วยเป็น $\text{kg fuel}/\text{h}/\text{m}^2$ หรือ $\text{kg fuel}/\text{h}/\text{m}^3$) สูงในขณะที่ต้นทุนในการก่อสร้างต่ำ และสะดวกต่อการติดตั้งในพื้นที่จำกัด โดยทั่วไปแล้วค่า H/D ของเตาเผาไหม้จะถูกจำกัดด้วยเงื่อนไขของ residence time ที่ต้องมีระยะเวลาเพียงพอต่อการเผาไหม้โดยสมบูรณ์ สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิดไลซ์เบด มีค่า H/D ประมาณ 13 และค่า combustion intensity ประมาณ $265 \text{ kg}/\text{h}/\text{m}^3$ ($530 \text{ kg}/\text{h}/\text{m}^3$) [5,6] ในขณะที่เตาเผาไหม้ไฮโดรเจนที่ใช้เชื้อเพลิงแก๊ส ที่ผลิตให้อยู่ภายในประเทศมีค่า H/D เท่ากับ 2.5 และค่า combustion intensity ประมาณ $100 \text{ kg}/\text{h}/\text{m}^3$ [4] สำหรับในงานวิจัยนี้ ค่า H/D ของ CFBC จำลอง เท่ากับ 3.5 ซึ่งต่ำกว่าเตาเผาไหม้ฟลูอิดไลซ์เบด แต่ยังสูงกว่าของเตาเผาไหม้ไฮโดรเจน เนื่องจากมีส่วนที่เพิ่มขึ้นมาคือชั้นแขวนลอยของอนุภาค ซึ่งเป็นบริเวณที่มีลักษณะการไหลร่วมกันระหว่างวอร์เทกกับฟลูอิดไลซ์เบด ซึ่งเมื่อนำไปใช้งานในลักษณะของเตาเผาไหม้จริง ส่วนนี้จะทำหน้าที่เป็นห้องเผาไหม้อีกส่วนหนึ่ง

3.2 การกระจายความเร็วของอากาศในแนวสัมผัสและแนวแกน

ในการทดลองที่ไม่มีการป้อนแก๊สเข้าไปใน CFBC จำลอง ได้บันทึกความเร็วของอากาศทั้งในแนวสัมผัสและแนวแกน บนระนาบแนวตั้งที่ผ่านกลาง (vertical midplane) ของ CFBC จำลอง ดังแสดงในรูปที่ 5(a-b) และ 6(a-b) ซึ่งเป็นการเปรียบเทียบความเร็วของอากาศในกรณีที่มีและไม่มียังแหวนวอร์เทก โดยทั้งสองการทดลองเงื่อนไขการไหลของอากาศทั้งสองส่วนจะเหมือนกับของ Run No.1 ดังแสดงในตารางที่ 1

3.2.1 ความเร็วอากาศในแนวสัมผัส

จากรูปที่ 5 (a) เปรียบเทียบกับรูปที่ 6 (a) เห็นได้อย่างชัดเจนว่าการเกิดวอร์เทกในกรณีมีแหวนวอร์เทก จะรุนแรงมากกว่าในกรณีไม่มีแหวนวอร์เทก โดยความเร็วสูงสุดในแนวสัมผัสในกรณีมีแหวนวอร์เทก จะสูงกว่าในกรณีไม่มีแหวนวอร์เทกถึงประมาณ 3 เท่า ลักษณะโปรไฟล์ของความเร็วอากาศในแนวสัมผัสในกรณีมีแหวนวอร์เทกค่อนข้างจะเป็นไปตามความสัมพันธ์ Rankine vortex ซึ่งรวมผลของการไหลแบบวอร์เทกอิสระ (free vortex flow) กับการไหลแบบวอร์เทกบังคับ (forced vortex flow) และเป็นไปตามความสัมพันธ์ดังนี้

$$Wr^n = \text{constant} \quad (3-2)$$

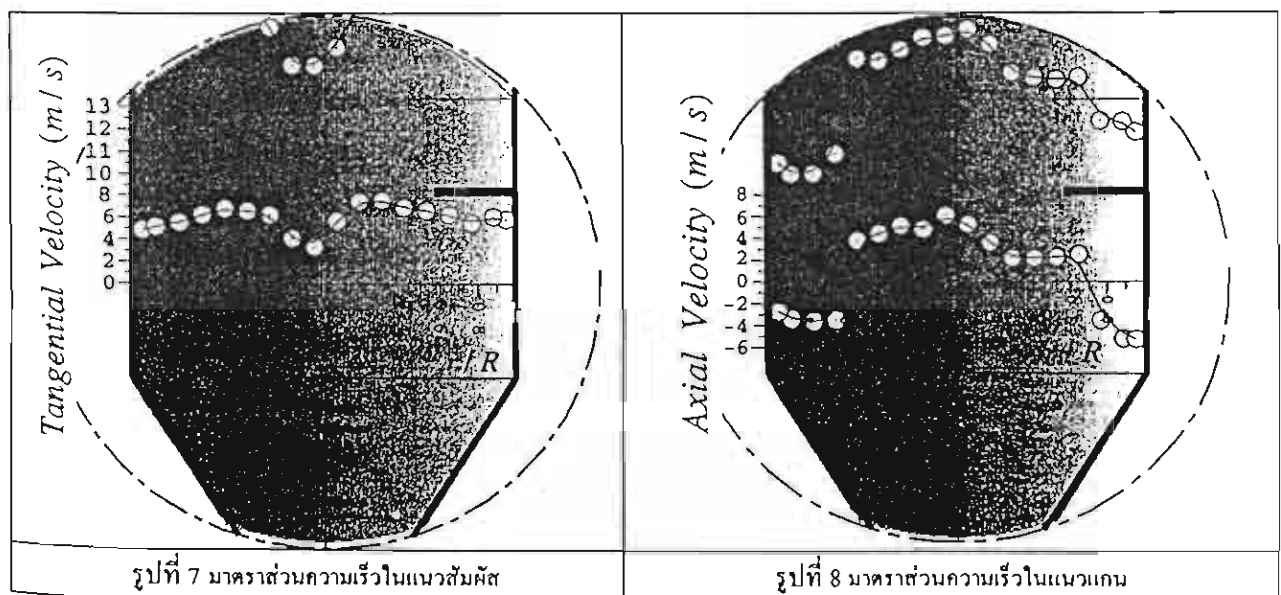
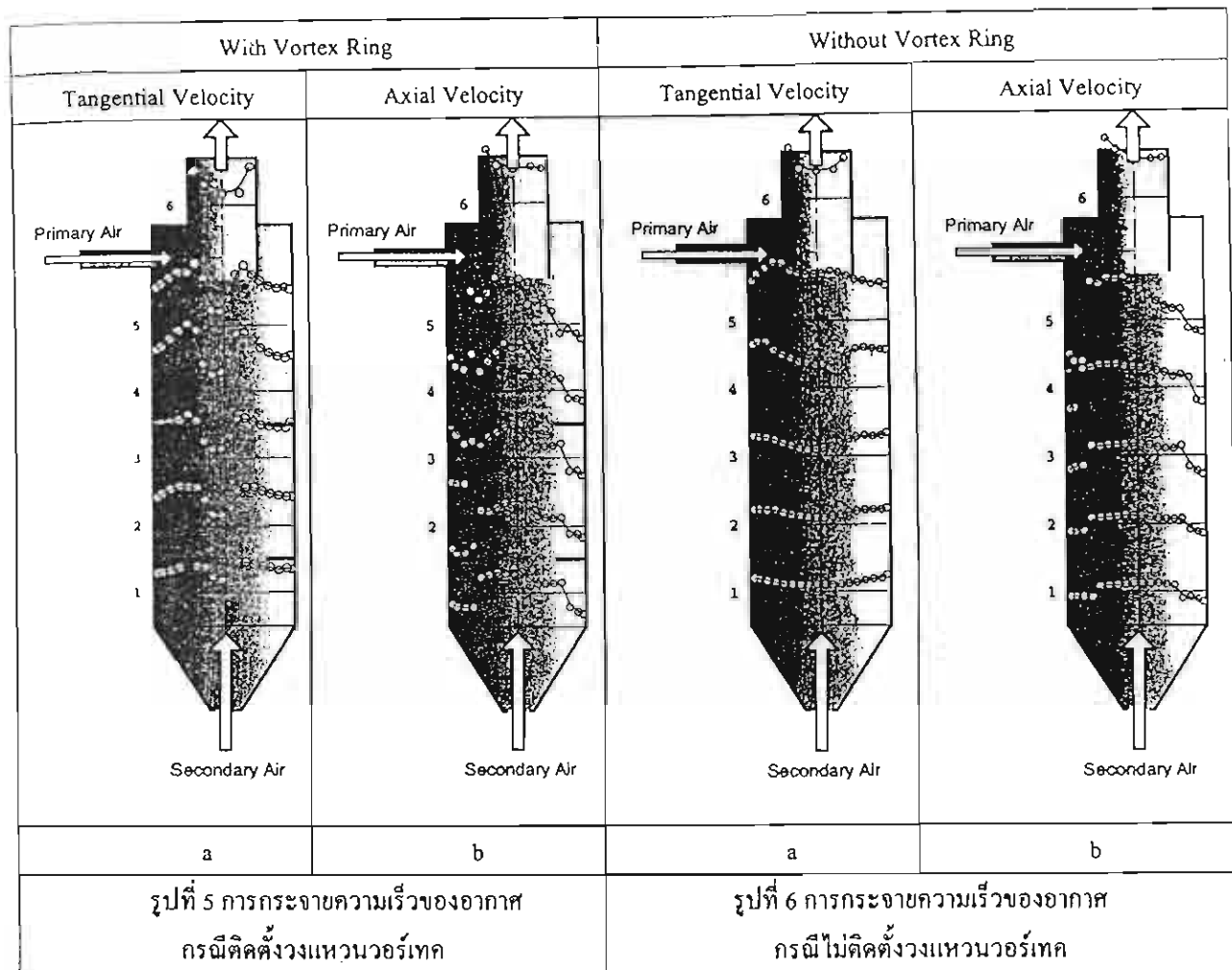
เมื่อ w = ความเร็วในแนวสัมผัส

R = รัศมีภายในของเตา

$n = -0.8$, $0 < r < 0.65R$

$n = 0.5$, $0.65R < r < R$

r = ระยะที่วัดออกจากจุดศูนย์กลางในแนวรัศมี



สำหรับ CFBC จำลองที่ใช้งานวิจัยนี้ จากรูปที่ 5 (a) จะพบว่าเกิดการเกิดวอร์เทกแบบบั้งกับ จะเกิดขึ้นในช่วง ประมาณ $0 < r < 0.55R$ และวอร์เทกแบบอิสระจะเกิดขึ้นบริเวณช่วง $0.55R < r < R$ โดยวอร์เทกที่เกิดขึ้น เหนือวงแหวนวอร์เทกจะรุนแรงมากกว่าวอร์เทกที่เกิดขึ้นด้านล่างของวงแหวน สำหรับการทดลองกรณีที่ไม่ใช้วงแหวนวอร์เทกดังแสดงในรูปที่ 6a คีกรการไหลแบบวอร์เทกไม่มากเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีที่ใช้วงแหวน ยกเว้น บริเวณด้านบนของ CFBC จำลองซึ่งอยู่ใกล้ท่อทางเข้าของอากาศส่วนแรก นอกจากนี้ยังพบว่าบริเวณของการเกิดวอร์เทกแบบอิสระจะแคบกว่าของวอร์เทกแบบบั้งมาก

การที่ความเร็วในแนวสัมผัสมีค่าสูงขึ้นมากเมื่อใช้วงแหวนวอร์เทกเข้าไป อธิบายได้ว่าเป็นผลมาจาก ความหนืดของอากาศบริเวณพื้นผิวของวงแหวนทำให้อากาศบริเวณพื้นผิวนี้ชลความเร็วลงอย่างมากทำให้ความเร็ว อากาศในแนวสัมผัสเหนือแผ่นวงแหวนขึ้นไปมีความเร็วเพิ่มขึ้นเพื่อให้ได้อัตราการไหลคงเดิม ดังนั้นจึงอาจกล่าว ได้ว่าวงแหวนวอร์เทกจึงทำหน้าที่คล้ายหัวฉีดอากาศ (air nozzle) ตัวหนึ่งซึ่งช่วยเพิ่มความเร็วให้กับอากาศ จากรูปที่ 5 และ 6 จะเห็นได้ว่าโปรไฟล์ความเร็วในแนวสัมผัสก่อนข้างจะสมมาตรทั้งสองด้านของแกน CFBC จำลอง สำหรับที่บริเวณท่อทางออก(ตำแหน่ง 6) ลักษณะโปรไฟล์ความเร็วคล้ายคลึงกันทั้งสองกรณี

ผลประการสำคัญของการเกิดวอร์เทกที่รุนแรงใกล้บริเวณที่ติดตั้งวงแหวนวอร์เทกคือจะช่วยคัดอนุภาค ขนาดใหญ่ที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้ลอยหนีออกไปจากเตาได้

3.2.2 ความเร็วอากาศในแนวแกน

ความเร็วอากาศในแนวแกน (axial velocity) ในทิศขึ้นในกรณีที่ใช้วงแหวนวอร์เทกจะมีค่าสูงกว่า ใน กรณีที่ไม่ใช้วงแหวนวอร์เทกหลายเท่า ดังแสดงในรูป 5b กับ 6b โดยเฉพาะที่ด้านล่างของ CFBC จำลองทำให้อากาศสามารถพาเกลบลอยตัวสูงขึ้นไหลเข้าไปสู่ที่แขวนลอยใน Zone II ได้ซึ่งจะตรงข้ามกับ ในกรณีที่ไม่ใช้วงแหวน (Vortex) ที่ความเร็วในแนวแกนไม่สูงพอที่จะยกเกลบลอยสูงขึ้นได้ ซึ่งอาจเกิดจากสาเหตุสองประการ ประการแรก แรงเหวี่ยงซึ่งมีมากในกรณีที่ใช้วงแหวนวอร์เทกทำให้บริเวณตรงกลาง(Core region)มีความดันที่ต่ำ จนทำให้เกิดผลต่างความดัน(pressure gradient) ระหว่างความดันที่ตำแหน่งทางเข้าของอากาศส่วนที่สอง (ด้านล่างของเตา) กับความดันภายใน CFBC จำลองมีค่ามากจึงทำให้อากาศไหลขึ้นในแนวแกนด้วยความเร็วสูง หรือ ประการที่สองอาจเกิดจากการที่พื้นที่ของการไหลวอร์เทกแบบบั้งซึ่งอยู่บริเวณกลางเตาถูกบีบให้พื้นที่เล็กลงจึง ทำให้อากาศไหลขึ้นด้วยความเร็วสูงได้

จากรูปที่ 5b กับ 6b จะเห็นได้ว่า ความเร็วอากาศในแนวแกนทิศลงจะเกิดขึ้นในช่วง $0.65R < r < 1$ และมีความสมมาตรทั้งสองด้าน โดยกรณีที่ใช้วงแหวนวอร์เทก ความเร็วในแนวแกนทิศทางลงจะมีมากกว่ากรณีที่ไม่ใช้วงแหวนวอร์เทกมากซึ่งการไหลกลับทาง (reverse flow) ของอากาศภายในเตา CFBC จำลองเช่นนี้ จะช่วยทำให้เกลบลอยหรืออนุภาคภายในเตาเผาไหม้จริงมีการไหลหมุนเวียน (recirculating flow) โดยเกลบลอยหรืออนุภาคที่มี ขนาดใหญ่ น้ำหนักมากที่ยังเผาไหม้ไม่หมด เมื่อลอยตัวขึ้นมาก็จะถูกเหวี่ยงไปปะทะผนังเตาด้วยแรงเหวี่ยงที่เกิดจากวอร์เทก และจะถูกอากาศบริเวณใกล้ผนัง พาให้ไหลลงไปสู่ Base ด้านล่างอีกครั้ง ซึ่งเท่ากับเป็นการเพิ่ม residence time การถูกลูกเกล้านของอากาศกับอนุภาค (mixing)

4. สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-เกลบภายใน CFBC จำลอง และได้วัดความเร็วของอากาศภายใน CFBC จำลอง ในขณะที่ไม่มีการป้อนเกลบซึ่งผลการทดลองสรุปได้ดังนี้

- 1) การไหลของอากาศ-เกลบภายใน CFBC จำลอง แสดงให้เห็นถึงการรวมคุณสมบัติเด่นของการไหลแบบฟลูอิดไคซ์เบค และการไหลแบบวอร์เทกซ์เข้าไว้ด้วยกัน โดยการไหลแบบฟลูอิดไคซ์เบคเกิดขึ้นบริเวณเหนือเบค และภายในชั้นแวนดอย ส่วนการไหลแบบวอร์เทกซ์เกิดขึ้นที่บริเวณผนัง ตั้งแต่ด้านบนจนถึงด้านล่างของ CFBC
- 2) เกิดชั้นแวนดอยของเกลบขึ้นภายใน CFBC จำลอง ระหว่างวงแหวนวอร์เทกซ์ทั้งสอง โดยวงแหวนวอร์เทกซ์ทำหน้าที่คล้ายหัวฉีดอากาศ ก่อให้เกิดการหมุนวนอย่างรุนแรง ทำให้บริเวณวงแหวนจะมีสภาพคล้ายกับม่านอากาศ ทำหน้าที่คักเกลบไม่ให้ลอยหนีออกไปจาก CFBC จำลองได้
- 3) การออกแบบด้านล่างสุดของ CFBC ให้มีลักษณะรูปทรงกรวย เกิดลักษณะของสเปาเค็คเบค จะช่วยให้เกลบลอยตัวขึ้นมาได้ง่าย และอนุภาคในเบคมีการหมุนเวียนทั่วถึงโดยไม่ต้องใช้วัตถุเฉื่อยซึ่งมีน้ำหนักมากมาผสมลงในเบค
- 4) พฤติกรรมการไหลของอากาศในแนวสัมผัส ยังคงเป็นไปตามความสัมพันธ์ของ Rankine vortex
- 5) วงแหวนวอร์เทกซ์นอกจากจะช่วยเพิ่มความรุนแรงในการเกิดวอร์เทกซ์แล้ว ยังช่วยเพิ่มความเร็วอากาศในแนวแกน ทำให้เกลบลอยตัวได้ง่ายขึ้น
- 6) เกิดการไหลสวนทางของอากาศในแนวแกนขึ้นบริเวณผนัง CFBC ทำให้เกิดการหมุนเวียนของเกลบ และเป็นการเพิ่ม residence time

กิตติกรรมประกาศ

ขอแสดงความขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย และ คุณวิบูลย์ เทเพนาร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว ที่กรุณาให้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยนี้อย่างมาก

เอกสารอ้างอิง

1. Gupta, A.k., Lilley,D.G. and Syred, N.. 1984. Swirl Flows. Abacus Press. Tunbridge Wells. England.
2. Singh,R., Maheshwari, R.C. and Ojha, T.P.. 1980. Development of a Husk Fired Furnace. Journal of Agricultural Engineering Research. 25:119-120.
3. Tumambig, J.A.. 1984. Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying. National Post Harvest Institute for Research and Extension.: 197-214
4. Soponroanarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat, B.. 2000. Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying. International Energy Journal. 1(2): 67-75.
5. Natarajan, E., Nordin, A. and Rao, A.N.. 1998. Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor. Biomass and Bioenergy. 14(5/6): 533-546.
6. Werther, J., Saenger,M., Hartge, E.U., Ogada, T. and Siagi,Z.. 2000. Combustion of Agricultural residues.

Progress in Energy and Combustion Science. 26(1): 1-27

7. Armesto, L., Bahillo, A., Veijonen, k., Cabanillas, A. and Otero, J.. 2002. Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed. *Biomass and Bioenergy*. 23 (3): 171-179.
8. Rao, T.R., and Bheemarasetti, J.V. Ram.. 2000. Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands. *Energy*. 26(6): 633-644.
9. Yang, G. and Nieh, S.. 1987. Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed. *Powder Technology*. 50:121-131.
10. Yang, G. and Nieh, S.. 1989. On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds. *Powder Technology*. 57: 171-179.
11. Nigh, S., Yang, G., Zhu, A.Q. and Zhao, C.S.. 1992. Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model. *Powder Technology*. 69:139-146.
12. Nieh, S. and Zhang, J.. 2000. Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor. *Powder Technology*. 122: 70-78.

New Technique For Paddy Drying

Somchart Soponronnarit

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

Abstract

The fluidised bed grain dryer is now fully commercialized in several countries. Its potential is great especially for high moisture grains such as paddy, parboiled rice, maize and soybean. Its drying rate is very fast as compared to conventional grain dryers. Consequently, the size of drying unit is very compact relative to its capacity. Its energy consumption is relatively low while grain quality is maintained. In this paper, the research and development effort on fluidised bed grain drying especially in Thailand is described, starting with an experimental batch dryer and culminating with a commercial continuous-flow dryer.

1. Introduction

It has been suggested that high moisture paddy should be dried quickly to approximately 23% moisture content (dry basis)¹ then subjected to ambient air drying in storage (Soponronnarit et al. 1994; Driscoll and Szrednicki 1991). Following two-stage drying, cost and product quality appear to be optimised. During the first stage, fluidised bed drying is an alternative to conventional hot-air drying. Its advantages are: (1) uniform product moisture content, and thus high drying air temperature can be employed but with less overdried grain; (2) high drying capacity due to better heat and mass transfer; (3) a much smaller drying chamber and thus a significantly lower initial cost; and (4) significant spin-off in terms of increasing head rice yield and potential for producing aging rice.

Sutherland and Ghaly (1992) were probably the first research group who investigated feasibility of using fluidisation technique for paddy drying. Japanese researcher may have conducted similar research work before. Experimental results reported by Sutherland and Ghaly (1992) showed that head

¹ Unless otherwise stated, the moisture contents (m.c.) quoted in this paper are dry basis.

yield was 58-61% when paddy was dried from 28.2 to 20.5% but was 15-24% when the final moisture content was 19%. Tumambing and Driscoll (1993) found that drying rate was affected by drying air temperature and bed thickness under experimental conditions as follows: drying air temperature of 40-100°C; bed thickness of 5-20 cm and air velocity of 1.5-2.5 m/s. They also developed a mathematical model for continuous fluidised bed paddy dryer.

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) have reviewed the research and development work on fluidised bed drying of grain, and conducted both experimental and simulation studies on batch fluidised bed drying of paddy. Soponronnarit et al. (1996a) described the development of a cross-flow fluidised bed paddy dryer with a capacity of 200 kg/hour (Fig.1). Experimental results showed that final moisture content of paddy should not be lower than 23% if quality in terms of both whiteness and head yield were to be maintained. Drying air temperature was 115°C. Simulation results indicated that the appropriate operating parameters should be as follows: air speed, 2.3 m/s; bed thickness, 10 cm; and fraction of air recycled of 0.8. With these conditions, energy consumption was close to the minimum, while drying capacity was near maximal. In this study, moisture of paddy was reduced from 30 to 24%.

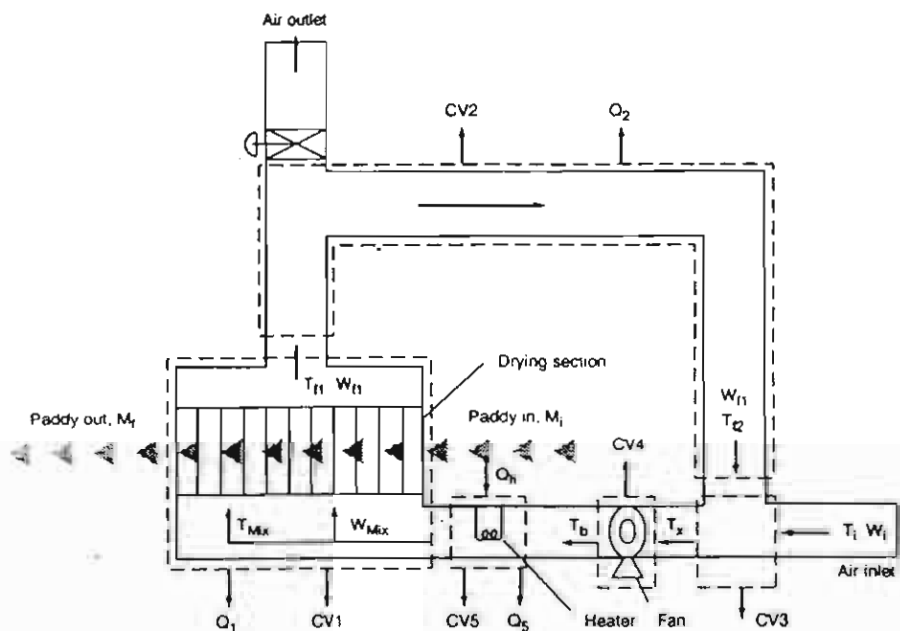


Figure 1 Control volumes of continuous cross-flow fluidised bed drying system: $\blacktriangleleft$ grain flow; $\leftarrow$ air flow; T, temperature; W, humidity ratio; M, grain moisture content; Q, heat; CV, control volume.

Following the success of the development of the cross-flow fluidised bed paddy dryer, Rice Engineering Supply Co. Ltd., a private company in Thailand, showed interest in collaborating in the development of a prototype with a capacity of approximately 1 t/hour (Soponronnarit et al. 1995). The prototype is shown diagrammatically in Figure 2. It comprises a drying section, a 7.5 kW backward curved blade centrifugal fan, a diesel fuel-oil burner, and a cyclone. The bed length, width and height of the drying section are 1.7, 0.3 and 1.2 m, respectively. The depth of the paddy bed is controlled by a weir. Paddy is fed in and out by rotary feeders. In operation, hot air (temperature controlled by thermostat) is blown into the drying section through a perforated steel sheet floor. The air and grain flows are perpendicular to each other. A small portion of the air leaving the drying chamber is vented to the atmosphere, while the remainder, after cleaning in a cyclone, is recycled to the dryer, mixed with ambient air and reheating to the desired temperature, respectively. The feed rate of paddy can be varied from less than 1 t/hour to more than 1.5 t/hour. More detail is given in Yapha (1994). Experimental results showed that the unit operated efficiently and yielded high product quality in terms of head yield and whiteness. In reducing the moisture content from 45 to 24% using air temperature of 100-120°C, fraction of air recycled of 0.66, specific airflow rate of 0.05 kg/s/kg dry matter, superficial air velocity of 3.2 m/s, and bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg of water evaporated, of which 0.35 was primary energy from electricity (electrical energy multiplied by 2.6) and 1.79 was primary energy in terms of heat energy.

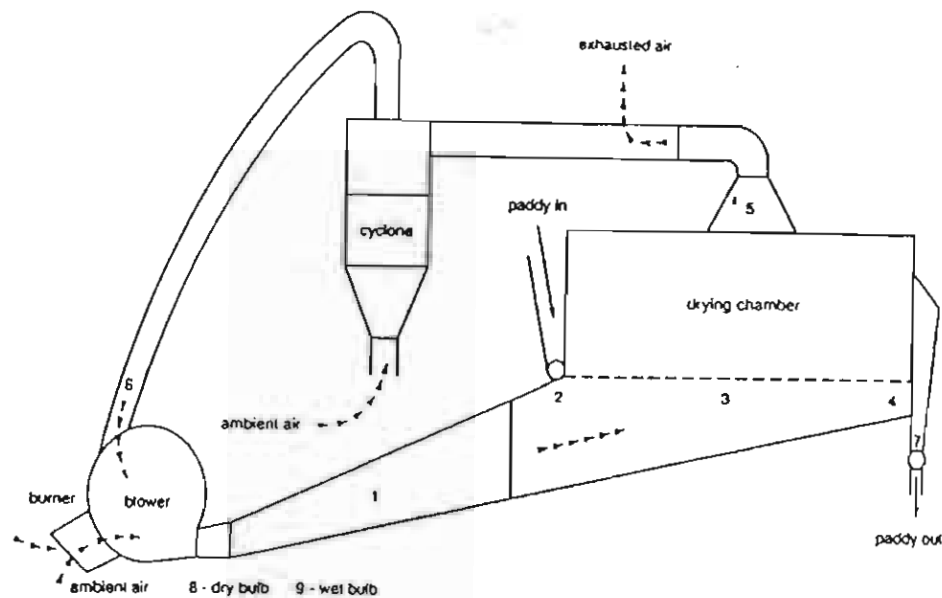


Figure 2 Diagram of fluidised bed paddy dryer.

As a result of the success of the prototype, commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 5, 10 and 20 t/hour as shown in Figure 3 are now available. More than 200 units have been sold since the beginning of 1995. The fluidised bed dryer is mainly composed of a drying chamber, a backward curved blade centrifugal fan, a burner using diesel oil or fuel oil for heating air, and a cyclone or a cyclo-fan. Commercial cyclonic rice husk furnace is now available commercially. More than 100 units have been sold since the beginning of 1999.

Operation of the commercial fluidised bed paddy dryer is similar to the prototype except that a small portion of exhaust air is vented to the atmosphere after being cleaned by the cyclone.

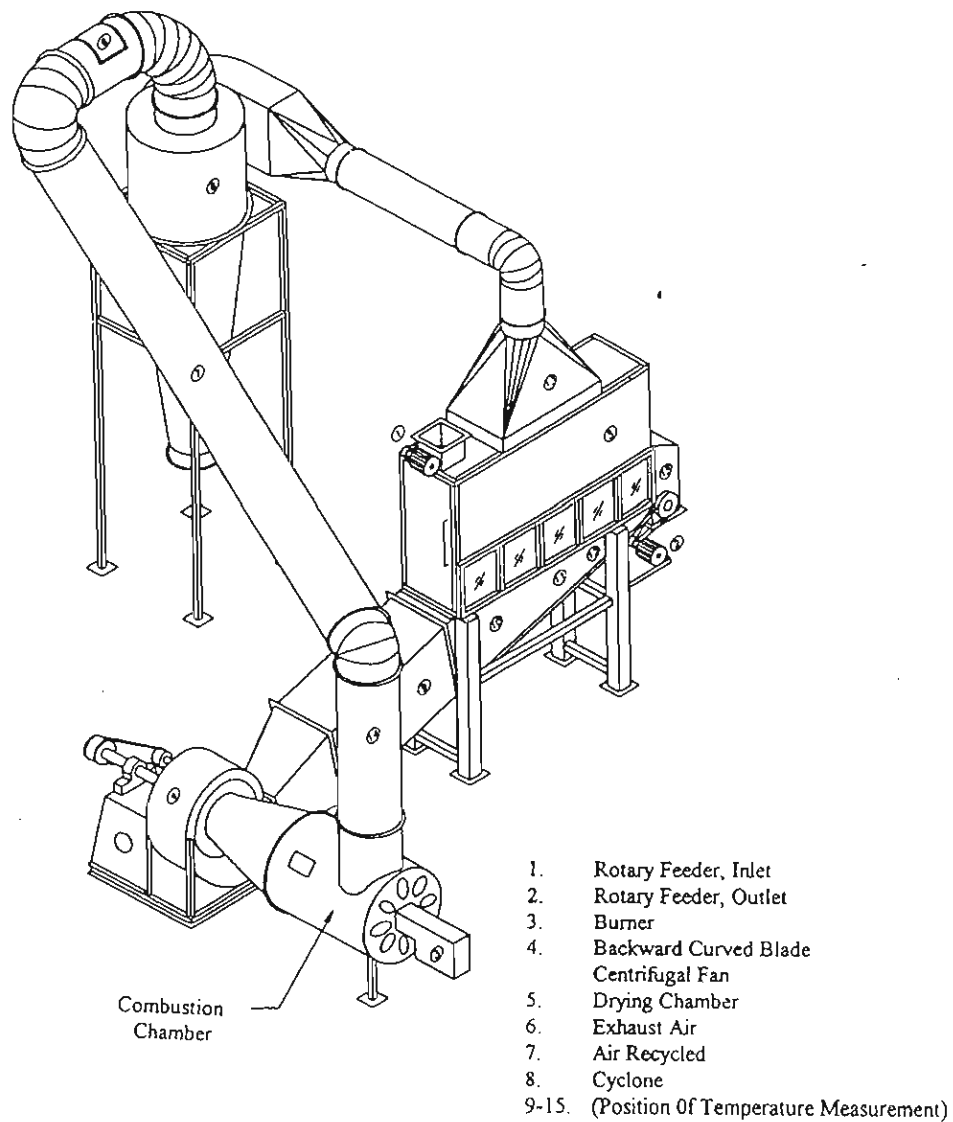


Figure 3 Commercial fluidised bed paddy dryer.

2. Performance Of Fluidised-Bed Paddy Dryer

2.1 Minimum fluidised bed velocity

From the experimental results reported by Soponronnart and Prachayawarakorn (1994), the minimum fluidised bed velocity for paddy is approximately 1.6 m/s and increases with moisture content. The relationship between pressure drop across the paddy bed and bed velocity is presented in Figure 4.

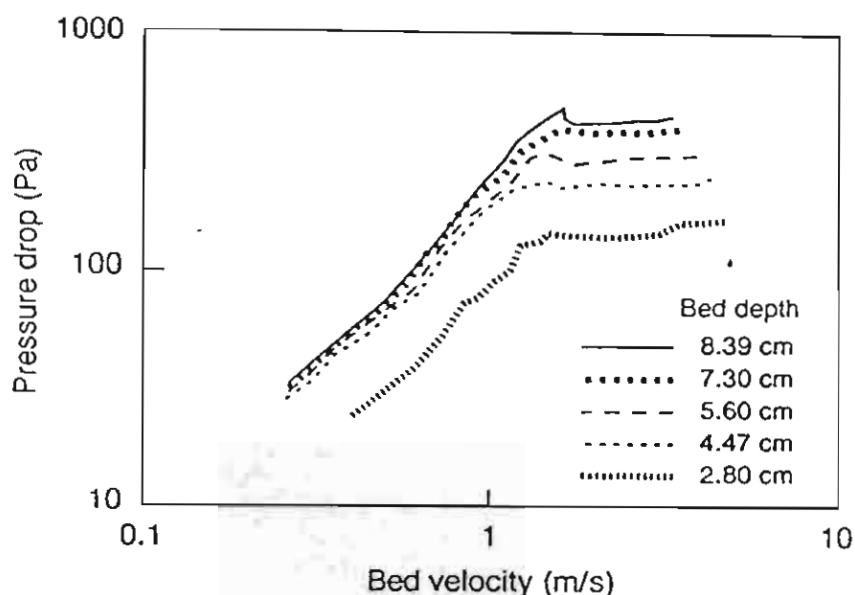


Figure 4 Relationship between bed pressure drop and bed velocity at different bed depths in fluidised bed paddy dryer.

For maize, the minimum fluidised bed velocity increases with moisture content. It varies from 1.5 to 1.8 m/s as reported by Soponronnarit et al. (1997a,b). For soybean, Soponronnarit et al. (2000) reported that the minimum fluidised bed velocity is 1.9 m/s and varies slightly and inversely with moisture content.

2.2 Experimental results from commercial fluidised bed grain dryers

Experimental results from commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 2.5-5 t/h and 5-10 t/h are summarized in Table 1 (Soponronnarit et al., 1996b). Paddy quality in terms of head yield and whiteness are all acceptable as compared to paddy dried by ambient air (reference) which is expected to obtain highest quality. Considering energy consumption, it is relatively low as compared to conventional hot air dryers, except a case with low inlet paddy moisture content. It is generally recommended to dry paddy from high moisture level to a moisture content of approximately 23% in order to maintain paddy quality. However, it is possible to dry paddy to a lower moisture level if tempering process follows the fluidised bed drying. In addition, as compared to ambient air drying, head yield can

be increased if proper drying conditions are provided. The effects of both tempering and drying on paddy quality will be presented in the next section.

Experimental results of maize drying in a commercial fluidised bed dryer are presented in Table 2. At high moisture level of maize, i.e. inlet and exit moisture contents higher than 28% and 19%, respectively, energy consumption is relatively low. The quality in terms of breakage and stress cracks is relatively good and commercially acceptable provided that the exit moisture content of maize is not less than 16.7%.

Experiment of soybean drying in a commercial fluidised bed dryer was conducted (Wangji et al., 1997). The operating parameters are as follows: drying capacity of 2.9 t/h, air flow rate of 3.3 kg/s, bed velocity of 2.9 m/s, bed height of 0.15 m, residence time of 2.35 minutes, fraction of air recycled of 0.83 and inlet drying air temperatures of 110-140°C. Moisture content of soybean was reduced from 25.3, 29.7, 33.7 and 39.3% to 20.2, 22.0, 22.8 and 23.4%, respectively. Average primary energy consumption of which the majority is from heat energy is 4.62 MJ/kg water evaporated. Average stress cracks after drying is about 12% higher than that before drying. More insight of quality results obtained from lab-scale fluidised bed soybean drying were reported by Soponronnarit et al. (2000). The fluidised bed drying was found to reduce the level of urease activity which is an indirect measure of trypsin inhibitor, with 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level (Δ pH less than 0.3). Increased air temperatures caused increased cracking and breakage, with temperature below 140°C giving an acceptable level for animal feed industry in Thailand (Breakage less than 3%). The protein level was not significantly reduced in this temperature range. Details are available in Table 3.

Table 1 Performance test results of commercial fluidised bed paddy dryers.

Test nos.	1	2	3	4	5
Testing results					
Drying air temperature (°C)	115	116	120	130	150
Drying air recycled (%)	69	69	69	69	53
Inlet moisture content of paddy (% dry basis)	22.0	26.0	28.7	30.6	27.0
Outlet moisture content of paddy (% dry basis)	20.1	22.5	22.5	23.0	21.0
Outlet paddy temperature (°C)	54.0	52.0	54.0	57.0	63.0

Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	0.83	0.43	0.26	0.21	0.15
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	7.80	3.13	2.57	2.21	3.90
Head rice yield (%)					
- dried in fluidised bed dryer	53.2	54.3	53.9	57.0	48.1
- dried by ambient air (reference)	57.4	57.2	53.9	57.0	56.2
Rice whiteness					
- dried in fluidised bed dryer	40.3	40.7	40.0	43.7	36.8
- dried by ambient air (reference)	44.4	44.2	40.1	43.8	42.6
Testing hours	5.0	35.0	46.0	51.0	29.0
Drying capacity (tons/h)	9.5 ^a	9.5 ^a	9.5 ^a	9.5 ^a	4.8 ^a

Remarks: a = Dryer with capacity of 2.5 – 5.0 tons/h

b = Dryer with capacity of 5.0 – 10.0 tons/h

Table 2 Performance test results of commercial fluidised bed maize dryer.

Test nos.	1	2	3	4	5	6	7	8
Testing results								
Drying air temperature (°C)	130 ^a	130 ^a	140 ^b	150 ^a	150 ^a	160 ^a	170 ^c	175 ^a
Drying air recycled (%)	84	78	78	78	84	78	84	84
Inlet moisture content of maize (% dry basis)	22.2	38.3	32.7	28.2	18.6	40.3	21.1	22.8
Outlet moisture content of maize (% dry basis)	19.1	30.8	27.2	19.2	16.7	26.3	14.2	18.2
Outlet maize temperature (°C)	68	68	74	-	74	-	97	96
Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	1.25	0.60	0.49	0.41	2.05	0.32	-	0.88
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	15.21	6.67	6.48	5.50	27.83	4.72	-	15.68

Breakage (% by mass)								
- dried in FBD	1.91	-	-	-	1.81	-	2.82	1.34
- dried by ambient air (reference)	1.04	-	-	-	1.72	-	2.44	1.55
Stress cracks (% by mass)								
- dried in FBD	0.59	-	-	-	1.03	-	32.69	3.34
- dried by ambient air (reference)	0.19	-	-	-	0.59	-	0.62	0.79
'a' Hunter value								
- dried in FBD	11.42	11.26	14.56	11.74	11.13	12.09	8.10	6.93
- dried by ambient air (reference)	10.24	10.85	12.85	10.63	8.84	10.80	7.66	7.69
'b' Hunter value								
- dried in FBD	24.52	23.85	27.21	26.55	23.91	25.93	21.61	20.23
- dried by ambient air (reference)	22.84	22.88	28.27	25.46	22.10	28.85	19.86	19.52
Testing hours	2	6	10	7	2	4	5	7
Drying capacity (tons/h)	1.8	2.0	3.0	2.0	1.8	1.8	1.6	1.8

Remarks: FBD = Fluidised bed dryer

a = 17 cm bed depth

b = 19 cm bed depth

c = 22 cm bed depth

Table 3 Protein solubility in 0.2% KOH and urease activity of high initial moisture soybean dried in fluidised bed dryer.

T (°C)	M _i (%d.b.)	M _f (%d.b.)	Protein (%)	Urease activity (ΔpH)	Protein solubility (%)
140	33.5	23.3	40.76	0.67	86.14
130	32.1	22.0	39.75	0.90	86.76
120	33.5	24.0	40.53	0.83	88.96
140	33.5	14.4	40.14	0.10	81.78
130	32.1	12.2	40.67	0.11	81.70
120	33.5	12.8	41.33	0.11	82.43
Initial values			41.45-41.67	1.89 – 2.04	89.94 – 90.07

Remarks: T = Temperature, (°C)

M_i = Initial moisture content, % dry basis

M_f = Final moisture content, % dry basis

2.3 Effects of drying, tempering and ambient air ventilation on moisture reduction and quality of paddy

Soponronnarit et al. (1999) investigated in a laboratory how to manage moist paddy by three processes in series, i.e., fluidised bed drying, tempering and ambient air ventilation. Experimental results show that after the three processes, moisture content is reduced from 33% to 16.5% within approximately 53 minutes. During the first process, a fluidised bed dryer with inlet air temperature of 150°C was used to reduce the moisture content of paddy down to 19.5% within 3 minutes. Then the paddy was tempered for 30 minutes. Finally, it was cooled by ambient air (temperature and relative humidity of 30°C and 55-60%, respectively with air velocity of 0.15 m/s) for 20 minutes. Quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness is acceptable.

Poomsa-ad et al. (2002) experimentally and mathematically confirmed that the tempering period of 35 minutes is recommended for the two-stage fluidised bed drying. The drying rate during the second stage drying can be improved considerably. This is due to the redistribution of moisture in the grain kernel. The simulation result shows that the moisture is almost uniform after 35 minute tempering. It should be noted that the recommended tempering period is very much shorter compared to other researches. This is mainly due to significantly higher drying temperature employed in the fluidised bed

drying which results in higher grain temperature and thus causes faster moisture diffusion during tempering in case of the fluidised bed drying.

3. Spin-Off From Fluidised Bed Paddy Drying

Soponronnarit et. al. (1998) conducted paddy drying using fluidisation technique and paddy tempering following drying in a laboratory and found a significant spin-off. Head yield increases higher than 50% when paddy is dried by fluidisation technique with inlet drying air temperature of 140-150°C and initial moisture content of paddy of 29.9 - 44.9%. As initial moisture content increases, head rice yield increases. Final moisture contents of paddy that can increase head yield to a maximum value are in a range of 23.4 - 28.2%. It is believed that gelatinization especially at the surface of rice kernel is the main factor for increasing head yield. Tempering of paddy after drying can maintain head yield as compared to that without tempering. Rice whiteness of dried paddy is mostly accepted provided that tempering temperature is not higher than 60°C. For consumer acceptance, tested rice without tempering is not significantly different from that dried by ambient air, while tested rice with tempering, after being cooked, has higher bad smell and lower whiteness. However, this may be solved by reducing tempering time down to 30 minutes.

4. Conclusion

Fluidised bed grain drying has been developed for almost 9 years in Thailand. The first fluidised bed paddy dryer was first commercialized in Thailand in 1995. It is probably the first commercial continuous fluidised bed dryer for paddy drying. Since then, more than 200 commercial units with capacities of 5, 10 and 20 tons/hour have been sold in Thailand, Cambodia, French Guyana, Indonesia, Laos, Malaysia, Mexico, Myanmar, the Philippines and Taiwan.

A basic study including drying kinetics and factors affecting grain quality, moisture reduction rate and energy consumption was conducted for paddy, maize and soybean. Important results are presented in this paper. The performance of commercial fluidised bed grain dryer was also investigated and presented. Finally, a complete mathematical model for the fluidised bed grain drying system including a series of drying, tempering and subsequent drying was derived.

In conclusion, the fluidised bed paddy dryer is competitive with conventional hot air dryers especially at high moisture level, i.e. low energy consumption, low cost and acceptable paddy quality. Important operating parameters are : drying air temperature of 140 - 150°C, fraction of air recycled of 0.8, air velocity around 2.0 - 2.3 m/s and bed thickness of 10 - 15 cm. Under proper conditions such as

high initial moisture content of paddy (higher than 30%) and high air temperature (140 - 150°C), head yield can be increased up to 50% compared to ambient air drying. For consumer acceptance, tested rice with fluidised bed drying is not significantly different from that dried by ambient air.

For other grains, the fluidised bed dryer has a great potential for commercialization. Many units have been used in parboiled rice mills, a few for maize and soybean industries. Experimental results obtained from commercial fluidised bed dryers showed good performance and good product quality with a significant spin-off that urease activity in soybean kernel could be reduced to an acceptable level required by animal feed industry.

5. Acknowledgment

Thanks are due to the Thailand Research Fund for financial support to the Research Group on Drying Technology, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand.

6. References

- Driscoll, R.H. and Srzednicki, G.S., 1991, Design for a complete grain drying system under Southeast Asian climates, *Proceedings of the 12th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-harvest Technology*, Surabaya, Indonesia, 29-31 August 1989.
- Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002, Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidisation technique, *Drying Technology* 20, 195-210.
- Soponronnarit, S., Kittipom, K. and Prachayawarakorn, S., 1997a, Appropriate operating parameters for fluidized bed corn drying, *REIC International Energy Journal* 19, 1-13.
- Soponronnarit, S., Pongtornkulpanich, A. and Prachayawarakorn, S. 1997b, Drying characteristics of corn in fluidized bed dryer, *Drying Technology* 15, 1603-1615.
- Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994, Optimum strategy for fluidized bed paddy drying, *Drying Technology* 12, 1667-1686.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O., 1996a, Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology* 14, 2397-2410.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Wangji, M., 1996b, Commercial fluidized bed paddy dryer, *Proceedings of the 10th International Drying Symposium*, Krakow, Poland, 30 July - 2 August 1996, Vol. A, pp. 638-644.
- Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwatchai, W., 2000, Fluidised bed drying of soybeans, accepted to be published in *Journal of Stored Product Research*.

- Soponronnarit, S., Taweerattanapanish, A., Wetchacama, S., Kongseri, N. and Wongpiyachon, S., 1998, Spin-off from paddy drying by fluidization technique, Keynote paper presented at *the 7th International Working Conference on Stored-Product Protection*, Beijing, China, 14-19 October 1998.
- Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N., 1999, Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation, *Drying Technology* 17, 335-344.
- Soponronnarit, S., Wongvirojtana, P., Nathakarakakule, A. and Prachayawarakorn, S., 1994, Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climate, *Proceedings of the 9th International Drying Symposium*, Gold Coast, Australia, 1-4 August 1994, pp. 825-832.
- Soponronnarit, S., Yapha, M. and Prachayawarakorn, S., 1995, Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization, *Drying Technology* 13, 2207-2216.
- Sutherland, J.W. and Ghaly, T.F., 1992, Rapid fluid bed drying of paddy rice in the humid tropics, *Proceedings of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology*, Brunei Darussalam, 4-7 September 1990.
- Tumaming, J.A. and Driscoll, R.H., 1993, Modeling the performance of continuous fluidized bed paddy dryer for rapid pre-drying of paddy, *Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology*, Manila, Philippines, 5-8 November 1991, pp. 193-213.
- Wangji, M., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S., 1997, Soybean drying by fluidization technique, *Proceedings of the Yearly Technical Seminar held by the Thailand Engineering Institute*, Bangkok, Thailand, 20-23 November 1997, pp. 534-548, in Thai.
- Yapha, M., 1994, *Design and testing of pilot continuous fluidized bed paddy dryer*, Master's thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.