

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 University, 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 เตียรสุวรรณ
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 โดยทดสอบความถูกต้องกับผลการทดลองเฉพาะที่ใช้ในการหาสภาวะที่เหมาะสม 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:

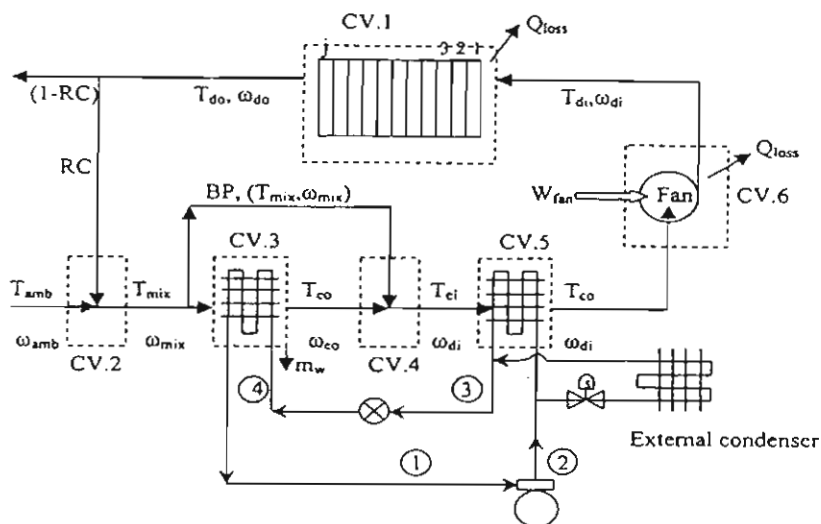


FIGURE 1. Diagram of heat pump dryer. (CV = Control volume)

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 glaze 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 glace' 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 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.

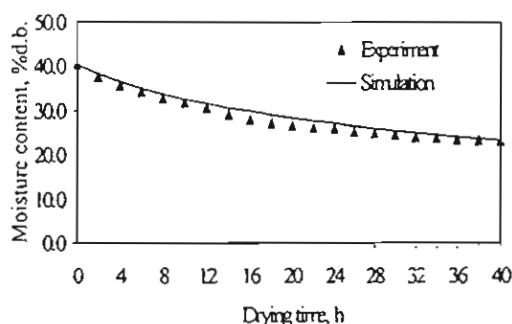


FIGURE 2. Moisture content evolution of papaya glace' drying

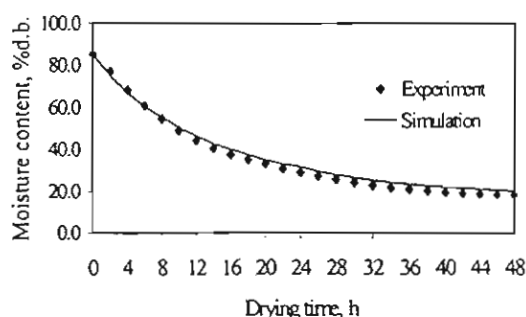


FIGURE 3. Moisture content evolution of mango glace' drying

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.

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.

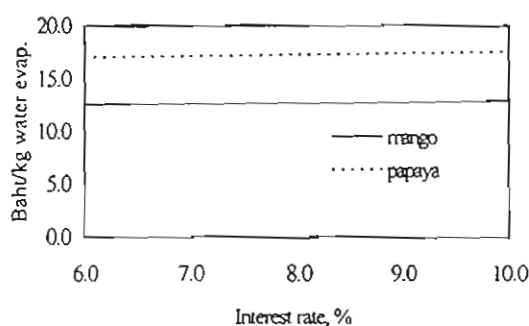


FIGURE 4. Relationships between electricity interest rate and annual pertotal costs per evaporating-water

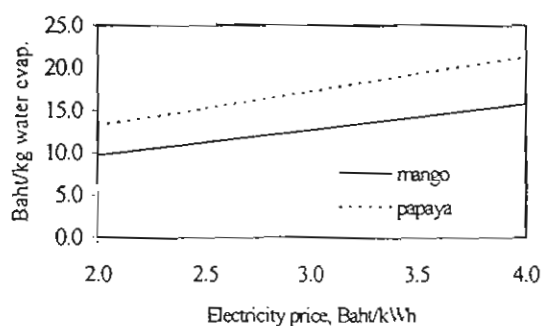


FIGURE 5. Relationships between price and annual total costs evaporating-water

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.

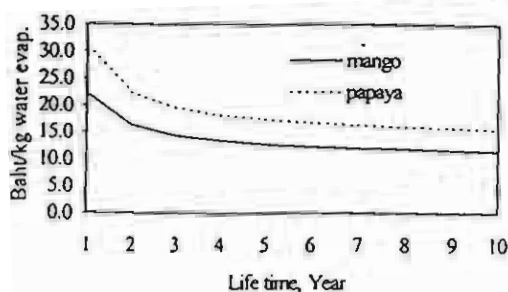


FIGURE 6. Relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water

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., Nathakarakakule, 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 เนื่องจากประหยัดต้นทุนและค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานได้กว่า 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, 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.

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.

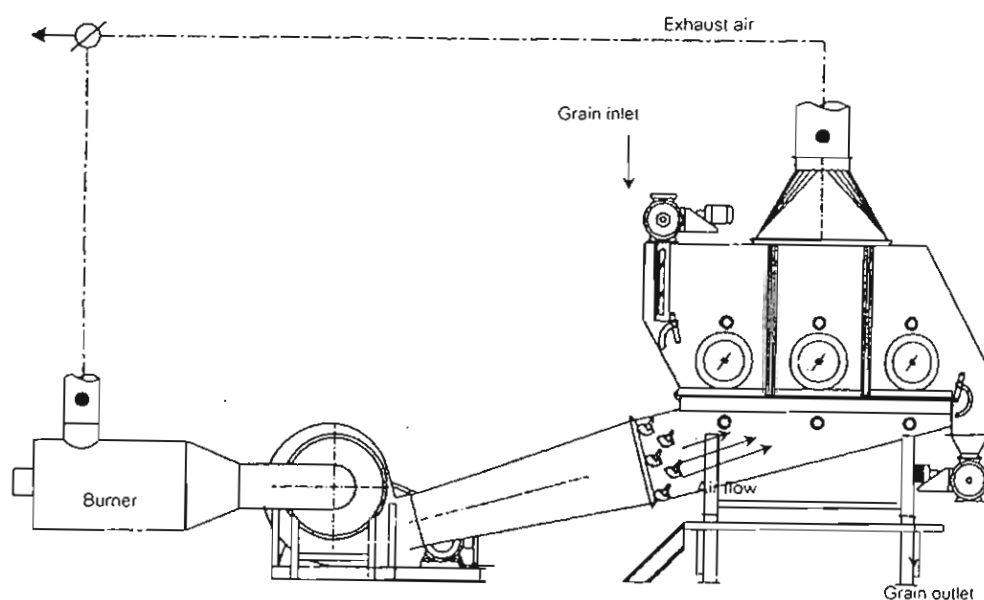


Figure 1 Schematic diagram of fluidized bed dryer

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

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

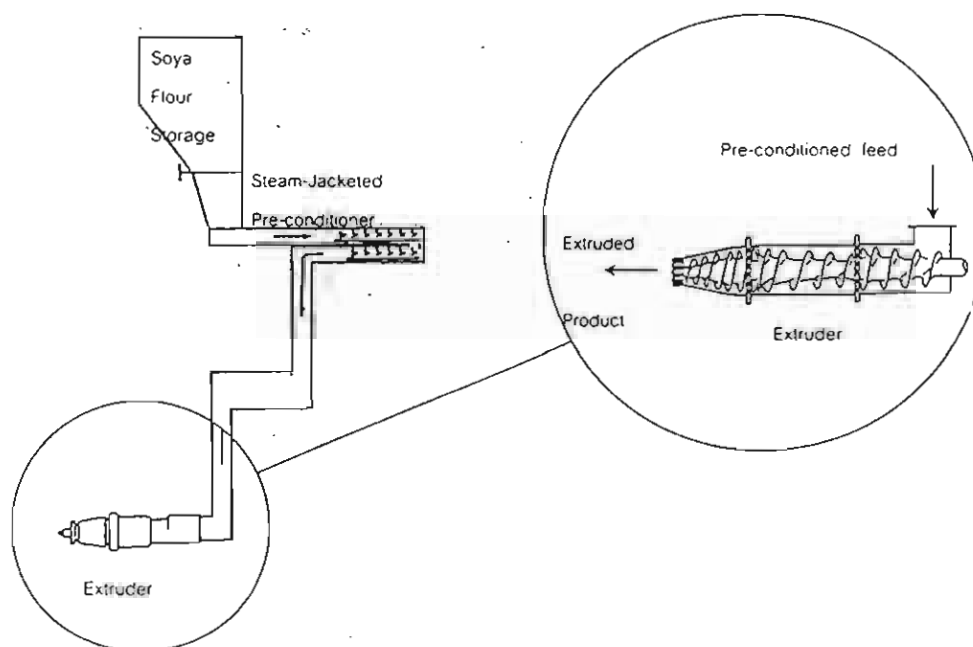


Figure 2 Schematic diagram of extruder with a pre-conditioner.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Moisture distribution

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.

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.

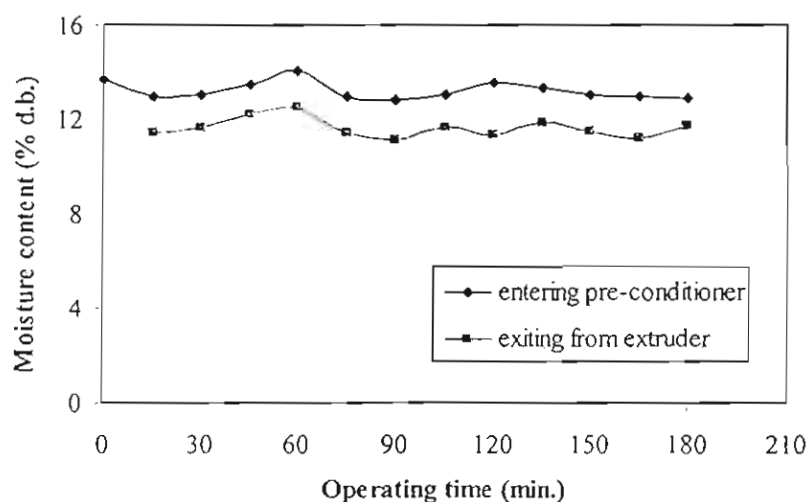


Figure 3 Moisture content of soybean entering pre-conditioner and exiting from extruder vs. operating time

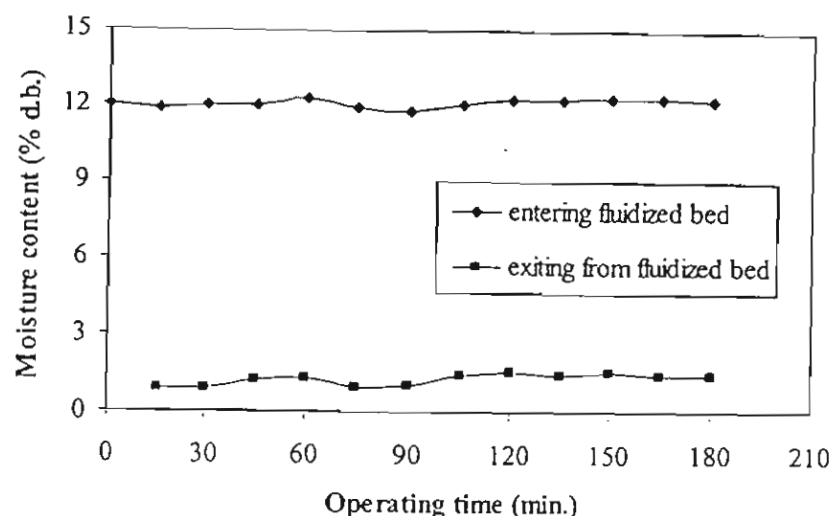


Figure 4 Moisture content of soybean entering and exiting from fluidized bed dryer vs. operating time

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 Nathakaranakule³,

Somboon Wetchacama³, Somchart Soponronnarit⁴

นักศึกษาปริญญาโท¹ผู้ช่วยศาสตราจารย์²อาจารย์³ศาสตราจารย์⁴

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% เปอร์เซ็นต์ 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 เตาเผาชีโคลนเป็นเตาเผาชีวมวลชนิดหนึ่งเริ่มนำเข้ามาใช้กันมากขึ้นในโรงสีข้าว โดยอาจใช้แกลบหรือขี้เลื่อยเป็นเชื้อเพลิง งานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการเผาไหม้แบบชีโคลนหรือการเผาไหม้ที่มีลักษณะหมุนวนของเชื้อเพลิงนั้นมีมาอย่างต่อเนื่อง 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

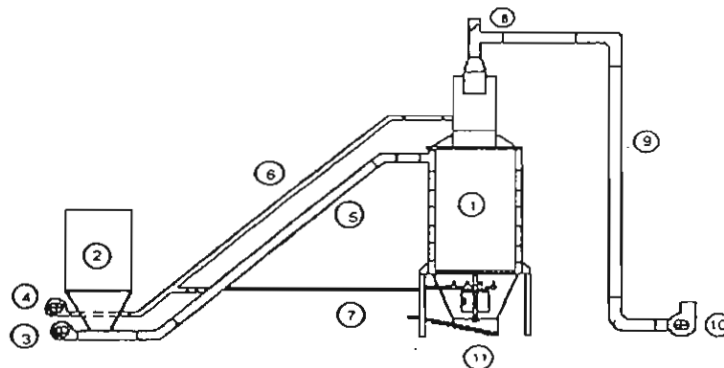
จากงานวิจัยที่ผ่านมาสำหรับห้องเผาไหม้หรือเตาเผาที่มีลักษณะหมุนวนของเชื้อเพลิง พบว่า ϕ λ และ อัตราการป้อนเชื้อเพลิง มีผลต่อประสิทธิภาพทางความร้อนของระบบ อุณหภูมิในเตา และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ อย่างไรก็ตามยังไม่มีผู้ศึกษาบทบาทของปริมาณอากาศส่วนที่สาม ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาอิทธิพลของสัดส่วนของอากาศส่วนที่หนึ่งคือส่วนที่สองคือส่วนที่สาม ที่มีต่อประสิทธิภาพความร้อนรวมของการเผาไหม้ขี้เลื่อยในเตาเผาชีโคลน และปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่เกิดขึ้นหลังการเผาไหม้

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

2.1 อุปกรณ์

เตาเผาไพโรไลซิสที่ใช้ในการทดลอง ประกอบไปด้วยห้องเผาไหม้ ระบบการป้อนอากาศและก๊าซเฉื่อย 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 ระบบการป้อนเชื้อเพลิงก๊าซเฉื่อยประกอบด้วย 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, เครื่องมือวิเคราะห์ปริมาณก๊าซ 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. ถังป้อนก๊าซเฉื่อย | 6. ท่ออากาศส่วนที่สอง | 10. พัดลมดูดอากาศ |
| 3. พัดลมเป่าก๊าซเฉื่อยและอากาศส่วนที่หนึ่ง | 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 เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์

เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์สามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\eta_c = \left[\frac{(m_{c,co} + m_{c,co_2})}{m_{c,r}} \right] \times 100 \quad (2)$$

โดย η_c คือ เปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงคาร์บอนไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์และคาร์บอนมอนอกไซด์ (%), $m_{c,co}$ คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซร้อน, m_{c,co_2} คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในคาร์บอนไดออกไซด์ในก๊าซร้อน และ $m_{c,r}$ คือ อัตราการไหลของคาร์บอนในเชื้อเพลิงขี้เลื่อย

2.3.3 เปอร์เซ็นต์อากาศส่วนเกิน

เปอร์เซ็นต์อากาศส่วนเกินสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\text{เปอร์เซ็นต์อากาศส่วนเกิน} = \left[\frac{\text{ปริมาณอากาศที่ใช้จริง} - \text{ปริมาณอากาศทางทฤษฎี}}{\text{ปริมาณอากาศทางทฤษฎี}} \right] \times 100 \quad (3)$$

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 เพื่อให้เกิดการหมุนวนของซีเลียมแบบไซโคลอนในเตา ซึ่งจะทำให้เกิดการเผาไหม้ที่ดีขึ้น จะเห็นได้จากการทดลองที่ 3 ความเร็วอากาศส่วนที่หนึ่งอยู่นอกช่วงดังกล่าว (9 m/s) จึงเป็นผลให้ประสิทธิภาพการทางความร้อนของระบบต่ำกว่าการทดลองอื่น

ตารางที่ 2 ผลการทดลอง

ตัวแปรที่ทำการศึกษา	การทดลองที่						
	1	2	3	4	5	6	7
อัตราการป้อนซีเลียม (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 จะให้ประสิทธิภาพความร้อนรวมของระบบสูงสุด 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 $\text{m}^3/\text{min}\cdot\text{m}^2$ 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 $\text{m}^3/\text{min}\cdot\text{m}^2$ 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.

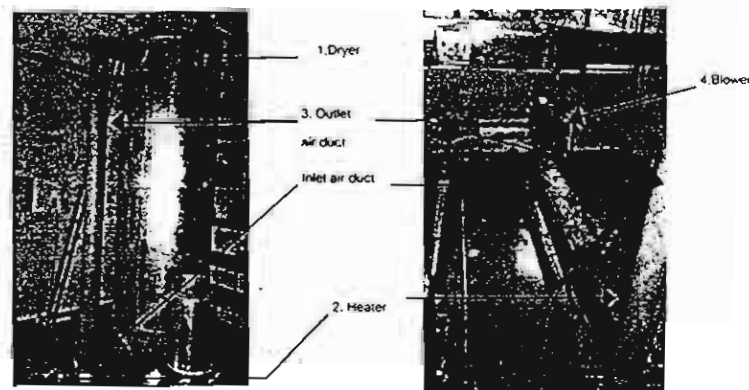


FIGURE 1 Schematic diagram of in-store drying system

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.

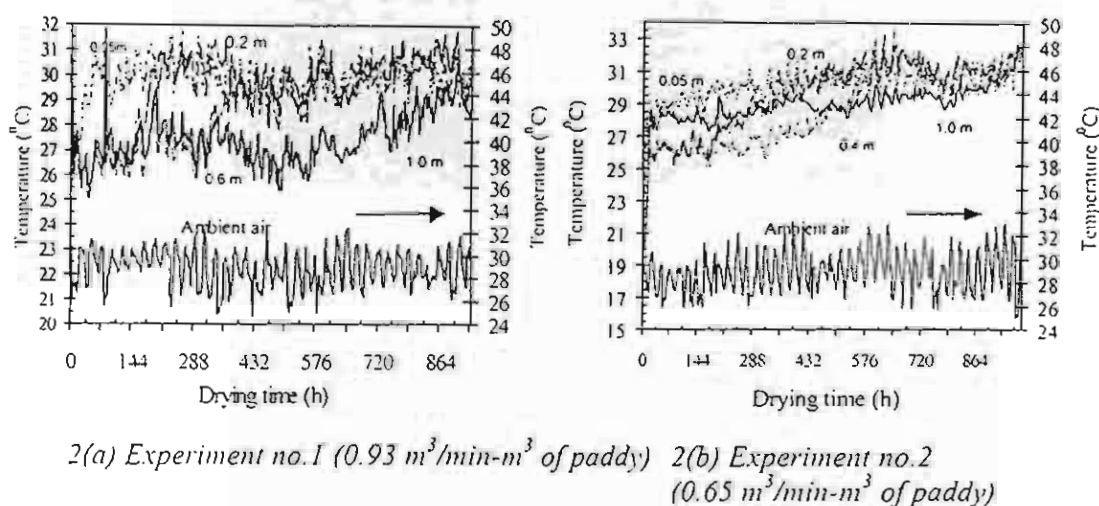
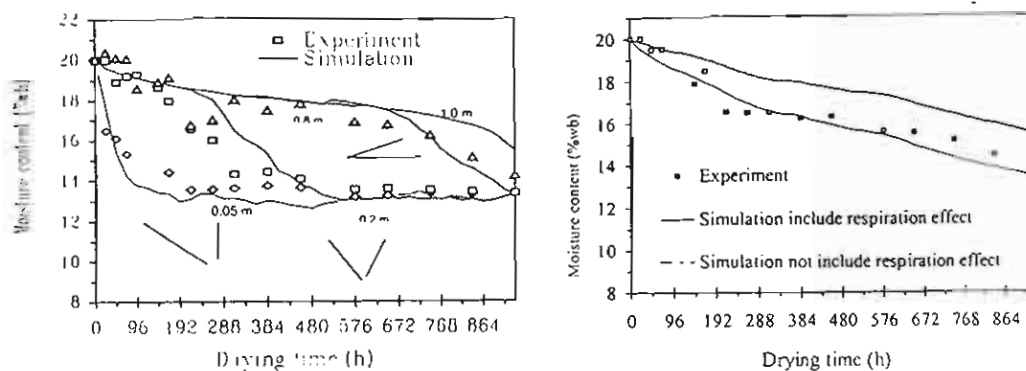


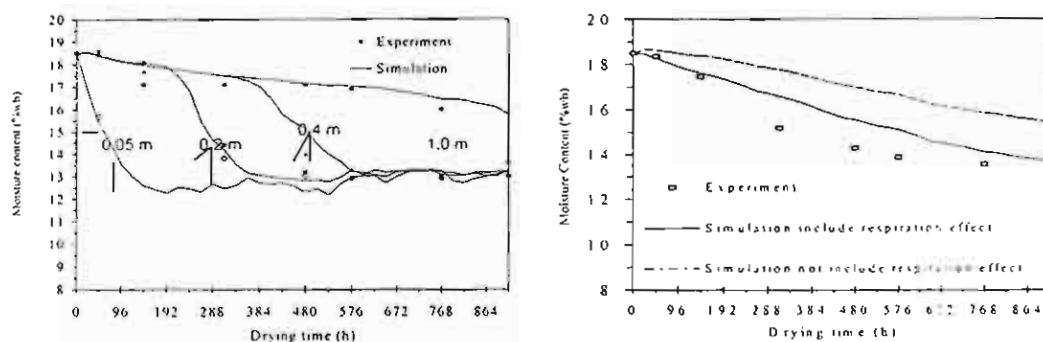
FIGURE 2. The evolution of temperature profile during drying

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

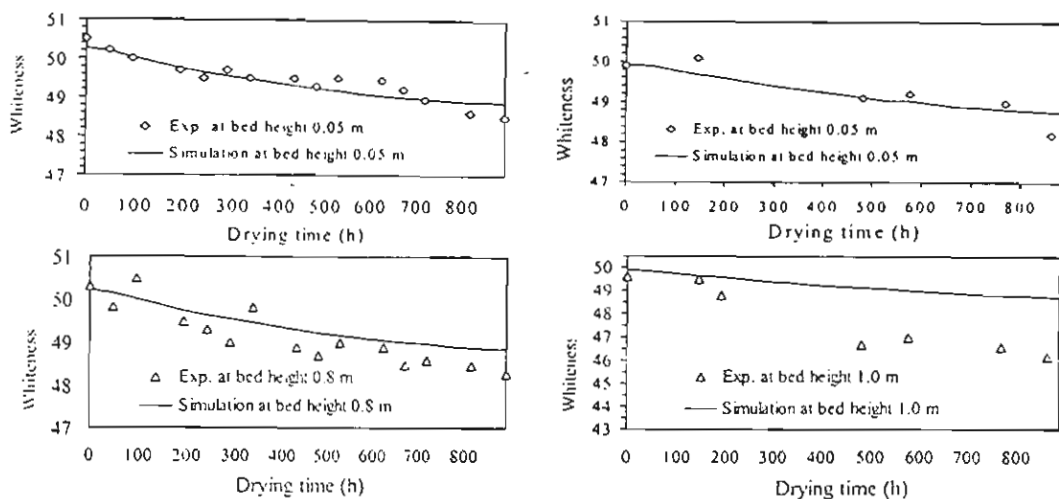
FIGURE 3 Evolution of moisture content profile and average moisture profile during drying

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. Nathakarakakule, 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 เคียรต์สุวรรณ², และ สมชาติ โสภณธนฤทธิ³

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 สาธารณรัฐประชาชนจีน ฮองกง อินโดนีเซีย และสิงคโปร์ เป็นต้น

การอบแห้งลำไยเป็นกระบวนการแปรรูปลำไยสด ให้มีมูลค่าของลำไยเพิ่มขึ้นและเก็บรักษาไว้ได้นาน โดย การนำเทคโนโลยีการอบแห้งด้วยลมร้อนมาใช้ความชื้น การผลิตลำไยอบแห้งให้มีคุณภาพดี และเสถียรค่าใช้จ่ายในการอบแห้งน้อยที่สุดนั้น 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 ผลลำไยผ่านการคัดก้านแต่มีข้อติดผลไม่เกิน 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 ปลอบให้เย็นแล้วบรรจุพร้อมทั้งมัดปากถุงให้แน่น 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 ห้ออบแห้งแบบลมร้อน(Kiln-type Dryer) และห้ออบแห้งลมร้อนแบบรวมศูนย์(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, เขวเรศ เขวณพูนผล 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

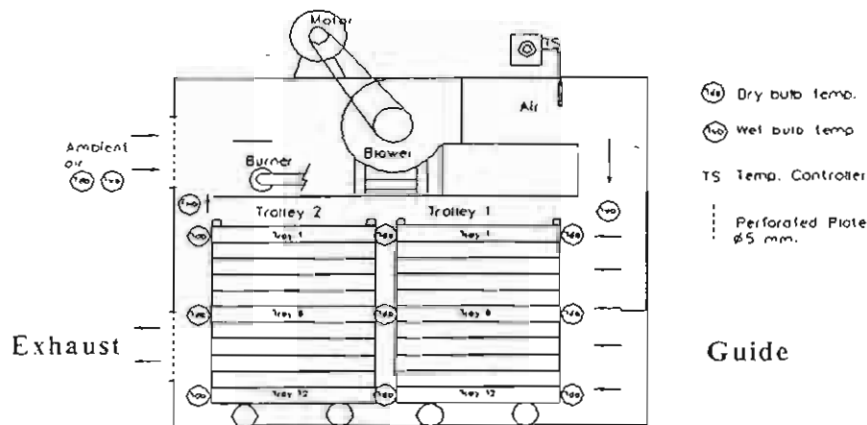
วิธีการอบแห้งผลไม้ในปัจจุบัน สามารถทำได้ด้วยกันหลายวิธี เช่น การใช้ลมร้อน การแช่แข็ง การออสโมซิส และ ไมโครเวฟ เป็นต้น วิธีที่นิยมใช้ทั่วไปคือการใช้ความร้อนจากอากาศเป็นตัวกลางในการระเหยน้ำออกจากผลิตภัณฑ์ แหล่งความร้อนที่ใช้ได้แก่เชื้อเพลิงหรือไฟฟ้า การให้ความร้อนแก่อากาศโดยใช้ไฟฟ้าไม่เป็นที่นิยมในระดับอุตสาหกรรมครัวเรือน เนื่องจากค่าใช้จ่ายด้านพลังงานค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ แอลพีจีเป็นเชื้อเพลิงชนิดหนึ่งที่นิยมใช้ในเครื่องอบแห้งแบบตู้และอุโมงค์เนื่องจากหาได้ง่าย ให้ความร้อนสูง และไอเสียหลังการเผาไหม้มีเขม่าน้อยมาก จึงเหมาะสมในการนำมาให้ความร้อนแบบตรง (direct heating) แก่อากาศอบแห้ง ซึ่งให้ประสิทธิภาพในการถ่ายเทความร้อนสูงกว่าในกรณีที่ให้ความร้อนโดยอ้อม (indirect heating) ลักษณะข้อดีดังกล่าว ส่งผลให้สามารถลดต้นทุนเครื่องอบแห้งได้เนื่องจากไม่มีต้นทุนในส่วนอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน ไมตรี แนวพนิช และคณะ [1] ได้สร้างเครื่องอบแห้งผักและผลไม้แบบใช้แอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง อัตราการเผาไหม้ก๊าซประมาณ 0.75 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ในงานวิจัยดังกล่าวได้ทดลองอบแห้งดอกดาเวียงโดยใช้น้ำหนักเริ่มต้น 50 กิโลกรัม ความชื้นเริ่มต้น 80 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก และอุณหภูมิ 65°C อบแห้งให้ความชื้นสุดท้าย 12 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ภายใต้งานวิจัยดังกล่าวใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 12 ชั่วโมง ศิวลักษณ์ ปฐวีรัตน์ และคณะ [2] ได้ออกแบบและทดสอบอบแห้งแบบอุโมงค์สำหรับฆ่าแมลงในมะขามหวาน ลักษณะการไหลของอากาศในห้องอบแห้งเป็นแบบไหลตามแนวยาวของอุโมงค์ เครื่องอบแห้งสามารถอบมะขามหวานได้ครั้งละประมาณ 300 กิโลกรัม จากการทดลองพบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งประมาณ $70-80^{\circ}\text{C}$ 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

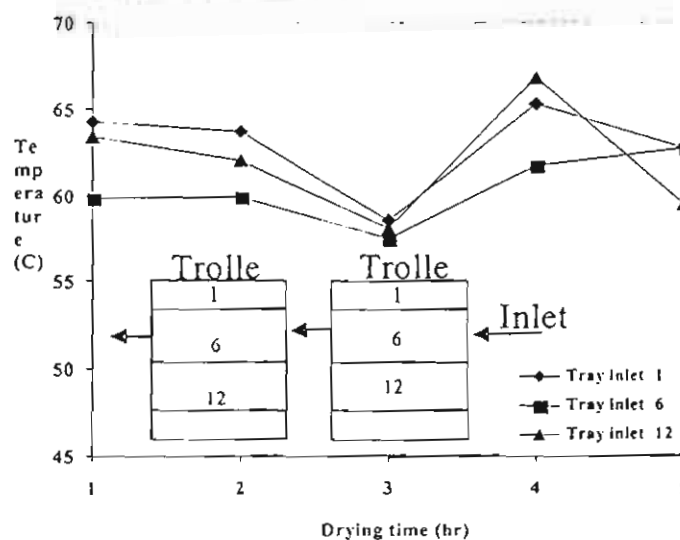
3.1.1 การกระจายของอุณหภูมิและความชื้น (ไม่ติดตั้งในปรับลม)

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

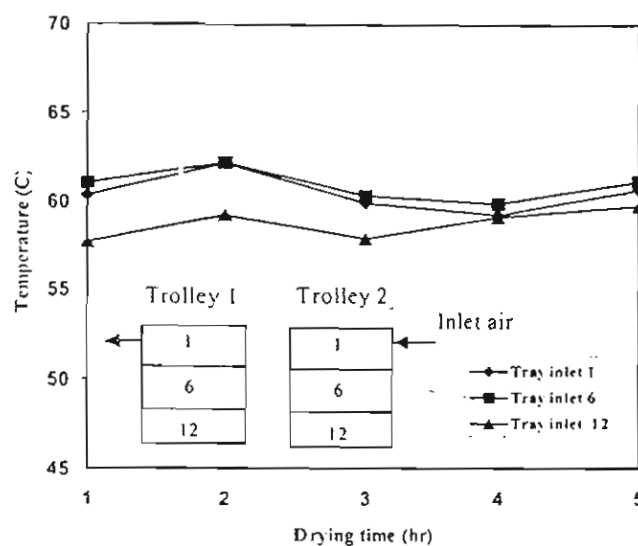
3.1.2 การกระจายของความชื้นและอุณหภูมิ (กรณีติดตั้งในปรับลม)

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 ในการทดลองทั้งสองนี้ได้นำผลการที่สภาวะเงื่อนไขเหมือนกัน 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 จากกราฟจะเห็นว่าการกระจายของอุณหภูมิตลอดความสูงของห้องอบแห้งอยู่ในช่วงแคบกว่าการทดลองที่ 1 (รูปที่ 2) ความแตกต่างของอุณหภูมิอยู่ในช่วงระหว่าง 58-62°C จากผลการวัดอุณหภูมิเป็นการยืนยันแสดงให้เห็นถึงการกระจายของอากาศดีขึ้นหลังจากมีการติดตั้งใบปรับลม และเป็นผลให้การกระจายความชื้นมีค่าลดน้อยลง



รูปที่ 3 การกระจายของอุณหภูมิที่ทางเข้าของถาดต่างๆ สำหรับรถเข็นคันที่ 1 (ติดตั้งใบปรับลม)

4. สรุปผลการทดลอง

ปริมาณอากาศส่วนใหญ่ไหลผ่านเครื่องอบแห้งแบบคู่ทางด้านล่างของถาด การติดตั้งใบปรับทิศทางลมที่กึ่งกลางความสูงของห้องอบแห้ง ณ บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งช่วยลดการปนเปื้อนของกระแสอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง 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 วิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานผลิตยาแผนโบราณแห่งหนึ่งเพื่อหาแนวทางการเพิ่มประสิทธิภาพของการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตยาสมุนไพรแผ่นอบแห้ง 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

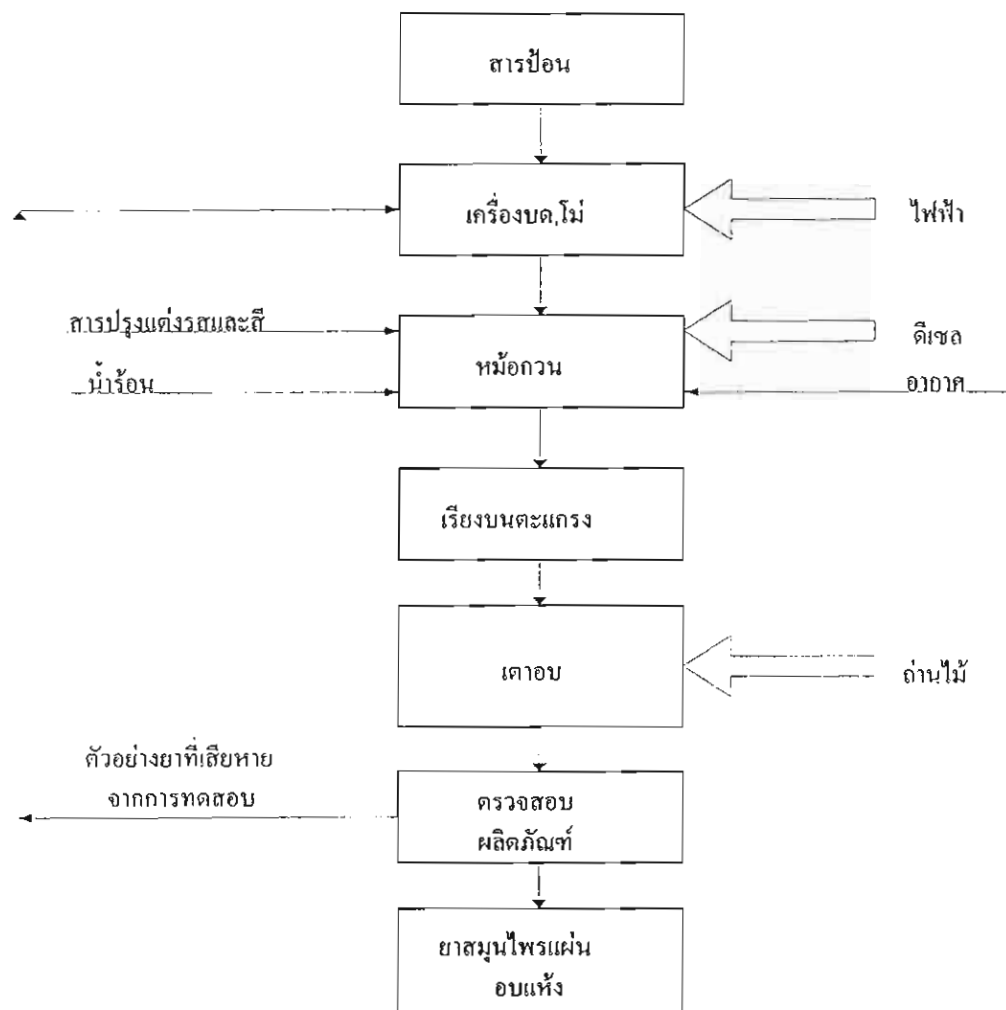
ผลการทดลองเพื่อวิเคราะห์การใช้พลังงาน และหาแนวทางปรับปรุงของเตาอบสมุนไพร การทำงานปัจจุบันภายในโรงงานใช้ถ่านไม้เป็นเชื้อเพลิงปริมาณ 33 กิโลกรัมต่อการอบแห้ง 1 เตา ไม้ยาทั้งหมด 15 ตะแกรงผลิตภัณฑ์ยาที่ได้มีความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 3-5% d.b. ประสิทธิภาพการอบแห้งของเตาตามกฎข้อที่ 1 เท่ากับ 15.5% จากการหาแนวทางลดการใช้พลังงานในกระบวนการผลิต 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

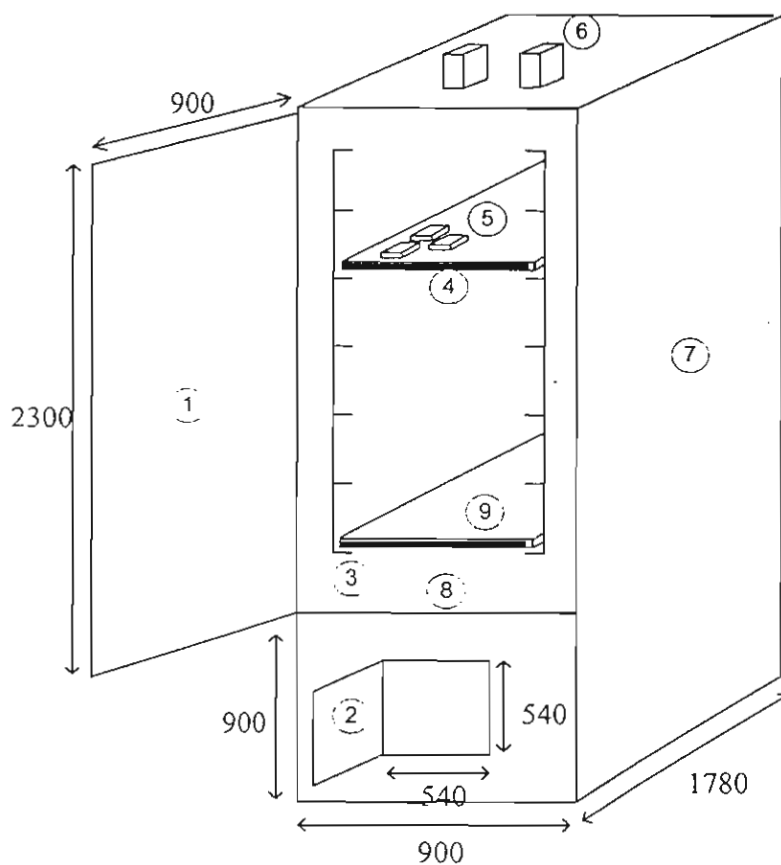
ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนการวิจัยนี้

7. เอกสารอ้างอิง

1. http://www.smethai.net/new_default.asp, 2002.
2. อาทิตย์ โคตรสาร สมชาติโสภณธฤทธิ์ 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.

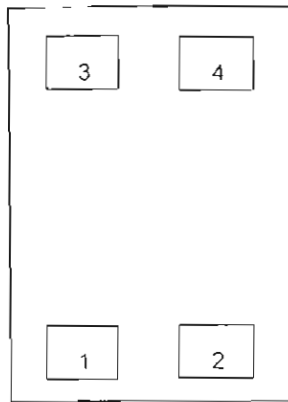


รูปที่ 1 กระบวนการผลิตสมุนไพรอบแห้ง

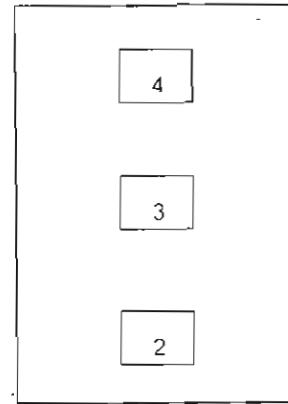


รูปที่ 2 เคาอบสมุนไพรอบแห้ง[หน่วย:mm.]

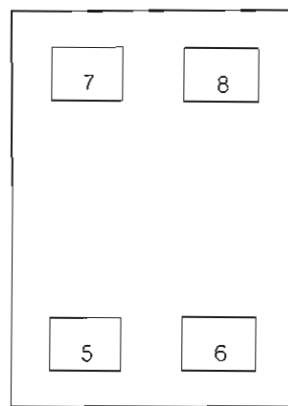
- 1) ฝา(เหล็ก)เปิดด้านหน้าเคา 2) ฝา(เหล็ก)นำชิ้นเข้าออกจากเคา 3) รางเหล็กใส่ตะแกรงยาสมุนไพร
 4) ตะแกรงใส่ยาสมุนไพร(730x980) 5) ยาสมุนไพร(54x66x10) 6) ปล่องระบายอากาศ(50x100x200)
 7) ผนังเคา(อิฐฉาบปูน)อบยาสมุนไพร 8) ตำแหน่งใส่ถ่านไม้เข้าเคา 9) ถาดเหล็กที่จับกันเปลวไฟ



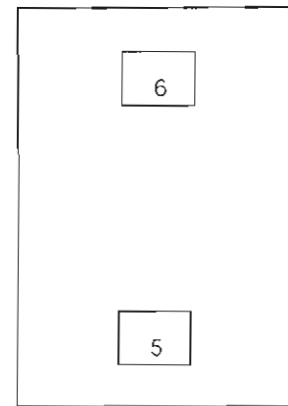
ตะแกรงยาชั้นที่ 3



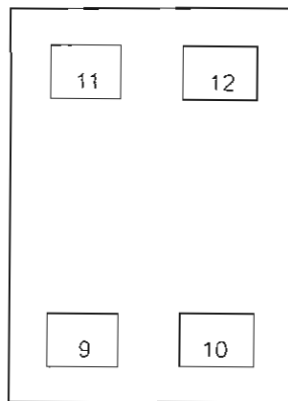
ตะแกรงยาชั้นที่ 3



ตะแกรงยาชั้นที่ 8

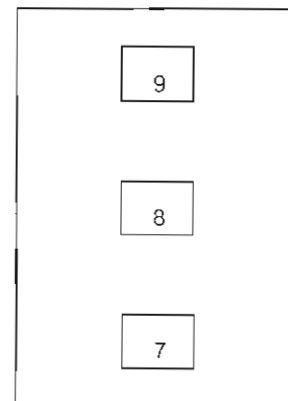


ตะแกรงยาชั้นที่ 8



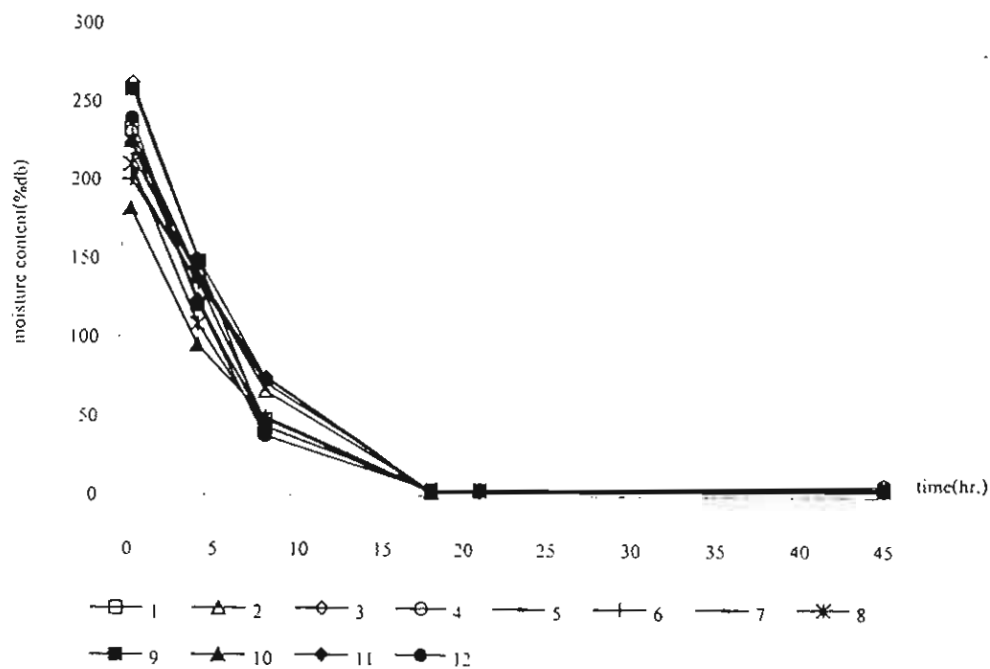
ตะแกรงยาชั้นที่ 13

รูปที่ 3 ตำแหน่งเก็บตัวอย่างยา 12 ตำแหน่ง
(ภาพ top view ของตะแกรงใส่ยา)

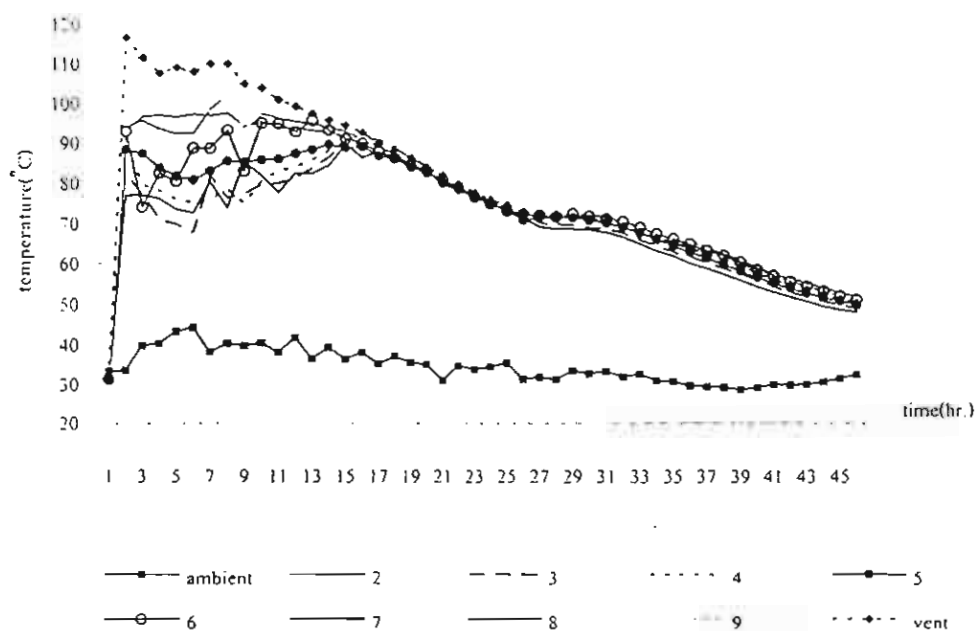


ตะแกรงยาชั้นที่ 13

รูปที่ 4 ตำแหน่งบันทึกอุณหภูมิ
(ภาพ top view ของตะแกรงใส่ยา)



รูปที่ 5 ความชื้นซากที่เวลาและตำแหน่งต่างๆ ในเตาอบระหว่างการอบแห้งของการทดลองใส่ถ่าน 33 kg



รูปที่ 6 อุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆภายในเตาอบ, อุณหภูมิสภาพแวดล้อม และอุณหภูมิอากาศออกจากเตา ระหว่างการอบแห้งของการทดลองใส่ถ่าน 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. ความร้อนสูญเสียจากการเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เกิดก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ (%)	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 การทำงานเริ่มจากการลำเลียงข้าวเปลือกความชื้นสูงด้วยกะโหลกลำเลียง ไปยังด้านบนของเครื่องผ่านจานกระจายข้าว พอข้าวเต็มถังแล้วจึงเปิดเครื่องและตั้งอุณหภูมิของอากาศร้อนหรือตั้งค่าความชื้นที่ต้องการ จากนั้นข้าวเปลือกเริ่มเคลื่อนเข้าส่วนอบแห้ง (ช่องข้าว) พัดลมจะดูดอากาศจากภายนอกผ่านเตากำเนิดความร้อนไหลผ่านเข้าไปในช่องข้าว เพื่ออบแห้งข้าวเปลือกขึ้น ข้าวเปลือกจะเคลื่อนที่ออกด้วยอุปกรณ์ลำเลียงแบบเพลารอตารี

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