

Table 1. Experimental results of papaya 'glace' drying (Close system: Test nos. 1,2,3 ; Partial open system : Test nos. 4,5,6)

Description	Test No. 1			Test No. 2			Test No. 3			Test No. 4			Test No. 5			Test No. 6	
	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2	stage 3	stage 1	stage 2
Ambient conditions																	
Average temperature (°C)	28.4	28.5	28.2	28.6	28	28.3	29.7	27.5	34.7	30.9	25.8	31.8	25.5	27.4	31.8	27.4	25.0
Average relative humidity (%)	72.0	72.0	73.0	76.0	74.0	75.0	67.0	77.0	46.0	61.0	78.0	65.0	82.0	77.0	65.0	77.0	82.0
Condition of papaya 'glace'																	
Average moisture before drying (%d.b.)	83.5	44.1	22.2	86.3	42.4	19.5	87	40.9	16.9	94.4	79.4	26.4	56.5	82.4	26.4	82.4	53.0
Average moisture after drying (%d.b.)	37.4	22.3	14.2	31.6	19.5	14.7	33.6	16.9	12.0	33.8	43.2	21.0	26.4	35.9	21.0	35.9	23.8
Initial weight (kg)	711.5	515.2	439.7	602.5	587.9	495.3	670.2	505.7	420.7	643.9	629.4	512	634.7	678.6	512	678.6	684.8
Final weight (kg)	532.5	437.2	410.7	425.6	493.3	475.5	479.6	419.7	403.0	443.1	502.2	440.8	512.6	505.7	440.8	505.7	551.3
Moisture removed (kg)	179.0	78.0	29.0	176.9	94.6	19.8	190.6	86.0	17.7	200.8	127.2	21.8	122.1	172.9	21.8	172.9	133.5
Drying air conditions																	
Average temperature (°C)	51.5	50.6	53.0	51.7	50.1	53.0	53.0	52.0	55.0	51.2	43.8	50.7	45.3	47.6	50.7	47.6	-
Specific air flow rate (kg dry air / h - kg dry papaya 'glace')	27.0	31.6	30.7	32.3	25.3	25.2	29.1	29.1	29.1	32.2	31.5	27.5	26.0	30.2	27.5	30.2	25.1
Evaporation by - pass air (%)	81.0	82.0	85.9	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7	78.0	84.6	80.7	87.5	70.2	80.7	70.2	70.2
Fraction of recycled air (%)	100	100	100	100	100	100	100	100	100	89.0	82.0	88.6	92.1	86.5	88.6	86.5	86.5
Drying time (h)	19.5	8.5	9.5	19.0	12.0	3.0	19.0	8.0	4.5	19.0	19.0	5.0	11.0	18	5.0	18	11.0
Performance of heat pump																	
Drying rate _{dry} (kg water evap. / h)	9.2	9.2	3.1	9.3	7.9	6.6	10.0	10.8	3.9	10.6	6.7	4.36	11.1	9.6	4.36	9.6	11.8
MER _{sys} (kg water cond. / h)	7.4	9.9	4	8.7	9.3	4.7	8.6	9.4	4.2	8.7	10.2	8.45	11.5	10.5	8.45	10.5	-
SMER _{sys} (kg water evap. / kWh)	0.7649	0.7572	0.2265	0.7280	0.6180	0.4950	0.7810	0.8600	0.3050	0.833	0.548	0.352	0.872	0.765	0.352	0.765	0.943
SEC _{sys} (MJ / kg water evap.)	4.7	4.8	15.9	5.0	5.8	7.3	4.6	4.2	11.8	4.4	6.6	10.2	4.1	4.7	10.2	4.7	3.8
(COP) _{hp,sys}	4.5	4.4	3.3	4.2	4.1	4.1	4.6	4.4	4.7	4.7	3.7	4.4	3.3	5.4	4.4	5.4	-
(COP) _{hp,cond}	3.2	3.9	1.9	3.1	3.1	2.8	3.1	3.4	3.7	4.2	2.4	2.4	2.5	4.8	2.4	4.8	-

^a 'Papaya glace' of the 2nd and 3rd stages were not the same batch of that 1st stage

^b Including approx. 130 kg of papayas 'glace' dried with an existing conventional hot air dryer

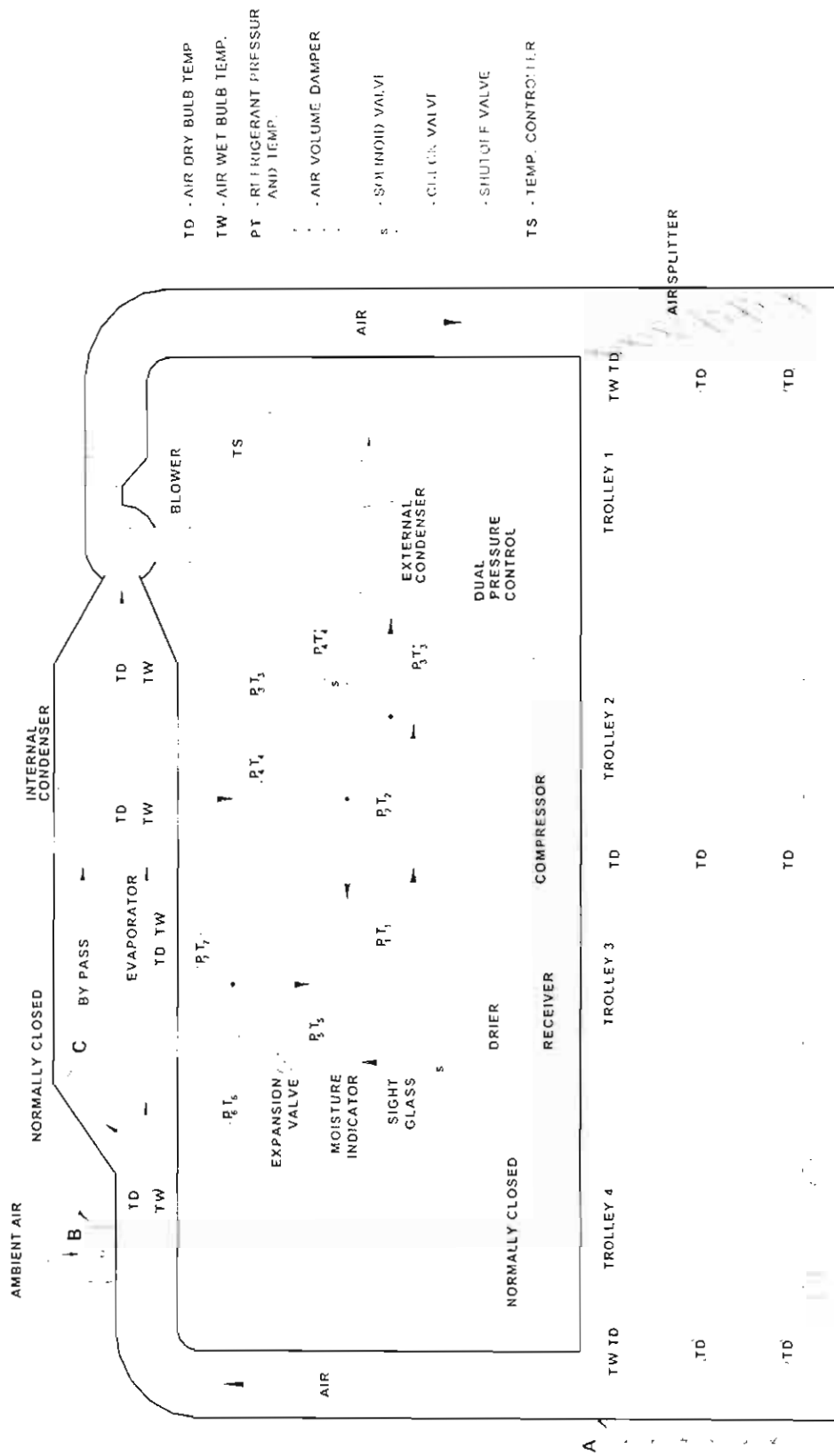


Figure 1. Schematic diagram of a heat pump dryer and locations of temperature and pressure sensors

DIFFUSION MODEL OF PAPAYA GLACE' DRYING

Siva Achariyaviriya*, Somchart Soponronnarit** and Apichit Terdyothin**

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

Key words and phrases: diffusion coefficient; drying kinetic equation; modeling

ABSTRACT

The objective of this research was to develop diffusion model of papaya glace' drying using analytical solution of the Fick's equation. Diffusion coefficient of papaya glace' drying using four methods of analysis was studied. The parameters in diffusion models were evaluated by regression analysis from the experimental data. The comparison of four diffusion models was examined. It was found that the predicted values of moisture content using Model 1 and Model 2 were close to experimental values only in the early phase of drying. Using Model 3 and Model 4, the predicted values could be improved in the entire drying period. Conclusively, Model 3, which moisture content was incorporated, was recommended for calculating drying curve of papaya glace'.

INTRODUCTION

The mobility of moisture in drying of food materials is complicated mechanism. Generally, moisture transfer mechanism in food material occurs only in falling drying rate period. Therefore, the moisture migration within materials is only governed by diffusion. Literatures on moisture diffusion of food materials have been investigated by several authors. For example, Lopez et al. [1] developed diffusion model for drying of hazelnut. Usually, the dependence of the diffusion coefficient on the drying air temperature is described by an Arrhenius-type equation. The diffusion within food materials has been described by Fick's second law and it has several forms. The form used in this research work is diffusion into a box shape in Cartesian coordinates. It states that the mobility of moisture is proportional to the moisture concentration gradient within materials. It can be written as:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial X} \left(D \frac{\partial M}{\partial X} \right) + \frac{\partial}{\partial Y} \left(D \frac{\partial M}{\partial Y} \right) + \frac{\partial}{\partial Z} \left(D \frac{\partial M}{\partial Z} \right) \quad (1)$$

In solving the above equation, the assumptions are made as follows: the shape of materials is not shrinkage, the food materials have uniform moisture distribution at the start, and the moisture content at its surface reaches the equilibrium when exposes to hot drying air. These assumptions lead to the following initial and boundary conditions:

$$\begin{aligned} &M(x, y, z, 0) = M_{in}, \\ \text{when } t > 0, &M(x, y, 0, t) = M(x, 0, z, t) = M(0, y, z, t) = M_{eq}, \\ \text{and} &M(x, y, l, t) = M(x, l, z, t) = M(l, y, z, t) = M_{eq} \end{aligned}$$

In the Equation 1, diffusion coefficient (D) is a variable depending on the moisture content of product. It is usually assumed that D is constant. Consequently, the analytical solution is expressed by the following relationship:

$$MR = \frac{M - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} = \left[\frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \left[\frac{1}{(2n+1)^2} \exp\{-(2n+1)^2 D \pi^2 t / l^2\} \right] \right] \quad (2)$$

Where, M_{eq} is the equilibrium moisture content using the B.E.T. equation [2] whose parameters were evaluated by Achariyaviriya and Soponronnarit [3]. In addition, if D is a linear function of the moisture content of food materials, the approximate analytical solution of Equation 1, Crank [4], under initial and boundary conditions is given by Equation 3.

$$MR = \left[\frac{8}{\pi^2} \sum_{n=0}^{\infty} \left[\frac{1}{(2n+1)^2} \exp\{-(2n+1)^2 D_0 \pi^2 t / l^2\} \right] - \frac{128\lambda}{\pi^2} \frac{\exp(-D_0 \pi^2 t / l^2) - \exp(-2D_0 \pi^2 t / l^2)}{3\pi^2 + 16\lambda - 16\lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l^2)} \right] \quad (3)$$

The aim of this study is to develop diffusion model of papaya glace' drying which is used to describe drying in the falling rate period. In this work, four models are developed by fitting experimental data to the Fick's diffusion models. Comparison of the diffusion coefficient in each model is also observed.

MATERIALS AND METHODS

Experimental Procedure

Samples of papaya glace' obtained from the Royal Project Food Processing were cut into cubes with dimension of $15 \times 15 \times 15 \text{ mm}^3$. Drying air temperature varied from 45 °C to 70 °C. A total of 27 duplicate treatments were performed

at constant drying air velocity in the thin layer dryer. During each test, product temperature, drying air temperature, and ambient conditions were measured by thermocouples connected to a data logger with an accuracy of ± 1 °C. Size of papaya 'glace' was also measured by vernier before and after drying. Water losses from product were measured by weighing the sample every hour until the product reached equilibrium moisture content. The moisture content of papaya 'glace' was determined by hot air oven method.

Evaluation of Diffusion Coefficient

In this study, four different methods of analysis are applied to estimate the diffusion coefficient. The detailed models are as follows:

Model 1

The diffusion coefficient is determined by regression analysis from the experimental data to the drying kinetic equation (Equation 2). The dependence of the diffusion coefficient on the drying air temperature is considered as an Arrhenius type equation. It is written as:

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

where, D' is the Arrhenius factor, E_a is energy of activation, R is universal gas constant, and T_{abs} is absolute drying air temperature.

Model 2

D_0 and λ are the parameters to be estimated by fitting the same experimental data to Equation 3. Moisture ratio dependence of the diffusion coefficient is considered as a linear function. It can be written as:

$$D = D_0 (1 + \lambda MR) \quad (5)$$

Temperature dependence of the diffusion coefficient can be introduced by considering both D_0 and λ as a polynomial function of drying air temperature.

Model 3

This model is similar to Model 1. The value of D is assumed to be constant on short time interval. At each time interval, the value of D is calculated by fitting the experimental data to Equation 2, thus obtaining the diffusion coefficient as a function of moisture content. The dependence of the diffusion coefficient on drying air temperature and product moisture content is described by the following equation:

$$D = (a_1 M^2 + a_2 M + a_3) \exp[-Ea/RT_{\text{abs}}] \quad (6)$$

Model 4

The method of analysis using Model 4 is nearly the same as that using Model 3. In addition, the volume shrinkage during drying is incorporated in this model. The size of papaya glaze' (l) is assumed to be constant on short time interval. The value of l is calculated by the following equation:

$$l = b_1 M + b_2 \quad (7)$$

where, the initial size of papaya glaze' is 0.015 m., M is moisture content (% dry basis), b_1 and b_2 are 0.0012 and 0.013, respectively. They are evaluated by fitting experimental data using least square method. The equation of diffusion coefficient are the same as Equation 6.

RESULTS AND DISCUSSION

Experimental Results

Results of all tests show that there is no constant drying rate period. The evolution of product temperature at drying air temperature of 58 °C is shown in Figure 1. It is found that product temperature approaches drying air temperature after three operating hours which the moisture content of product decreases from 107 % dry basis to 62 % dry basis.

Development of Diffusion Model

The diffusion coefficient are calculated by various methods by fitting experimental data to Equation 2 and Equation 3. Four alternative diffusion coefficient equations of papaya glaze' have been developed by fitting calculated data to Equations 4, 5, and 6. The results of calculated parameters in diffusion models are shown in Table 1.

TABLE 1 Diffusional Models of Papaya Glaze' Drying

Model	Diffusion Coefficient Equation	Drying Kinetic Equation	MRS*
Model 1	$D=0.004135\exp[-24.75/RT_{abs}]$	Equation 2	.0022
Model 2	$D = D_0 (1 + \lambda MR)$ $D_0 = -2.55 \times 10^{-11}T + 3.15 \times 10^{-7}T - 8.79 \times 10^{-6}$ $\lambda = 0.00461T^2 - 0.538T + 14.73$	Equation 3	.0038
Model 3	$D=(-6.86M^2+8.08M-0.36)\exp[-41.23/RT_{abs}]$	Equation 2	.0009
Model 4	$D=(-3.74M^2+4.48M-0.28)\exp[-39.49/RT_{abs}]$	Equation 2	.0009

* MRS = Mean Residual Square = $(MR_{pr}-MR_{ex})^2/\text{the number of observations}$

Table 1 shows that Model 3 and Model 4 present the minimal mean residual square (MRS). Figure 2 shows the comparison between predicted values and experimental values of moisture ratio. As shown in Figure 2, the predicted values using Model 3 and Model 4 are in good agreement with experimental ones. Also, the drying curve of papaya glace' in Figure 3 clearly indicates that Model 3 and Model 4 are excellent match between predicted and experimental values.

Figure 4 shows diffusion coefficient in a function of moisture content in each model. The diffusion coefficient using Model 2 increases when the moisture content decreases. Using Model 3, the diffusion coefficient increases when the moisture content decreases until the moisture content reduces to 60 % dry basis, and then it decreases with the moisture content. At the beginning of the drying process, the values of D increase due to the increase of product temperature (see Figure 1). The subsequent decrease of D is due to the decrease of moisture content. This behavior has been reported by several authors ([5], [6], [7]). The values of D using Model 4 are nearly the same as that from the values using Model 3 since the size of papaya glace' shrinks less than 10 % during drying.

CONCLUSIONS

Four alternative diffusion models of papaya glace' drying have been developed by using analytical solutions of the Fick's equation. The predicted values of moisture ratio using Model 1 and Model 2 are close to experimental values only in the early phases of drying. Using Model 3 and Model 4, the predicted values can be improved in the entire drying period. Occasionally, it cannot be concluded that the effect of shrinkage embracing in the model can improve the predicted values because papaya glace' shrinks a little bit during drying.

NOTATION

D	diffusion coefficient	(m^2/h)
Ea	energy of activation	(kJ/mol)
l	size of papaya glaze	(m)
M	moisture content	(% or decimal, dry basis)
MR	moisture ratio	(decimal)
MRS	mean residual square	(decimal)
R	universal gas constant	(kJ/mol-K)
T	temperature	($^{\circ}\text{C}$ or K)

Subscripts

abs	absolute
eq	equilibrium
ex	experimental value
in	initial
pr	predicted value

ACKNOWLEDGMENTS

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

REFERENCES

1. Lopez, A., Pique, M.T., Boatella, J., Ferran, A., Garcia, J. and Romero, A., 1998. Drying characteristic of the hazelnut, *Drying Tech.*, Vol. 16, p. 627-649.
2. Brunauer, S., Emmette, P.H. and Teller, E., 1938. Adsorption of gases in multimolecular layers, *J. Am. Chem. Soc.* 60, p. 309-319.
3. Achariyaviriya, S. and Soponronnarit, S., 1990, The study of parameters for analysis of papaya glaze drying, *Kasetsart Journal (Sci.)*, vol. 24, p.196-207.
4. Crank, J.,1975, *The mathematics of diffusion*. Oxford University Press, U.K.
5. Raghavan, G.S.V., Tulasidas, T.N., Sablani, S.S. and Ramaswamy, H.S., 1995, A method of determination of concentration dependent effective moisture diffusivity, *Drying Tech.*, Vol. 13, p. 1477-1488.
6. Zogzas, N.P. and Maroulis, Z.B., 1996, Effective moisture diffusivity estimation from drying data, *Drying Tech.*, Vol. 14, p. 1543-1573.
7. Azzouz, S., Jomaa, W. and Belghith, A.,1998. Drying kinetic equation of single layer of grapes, *Drying '98*, vol. B, p. 988-997.

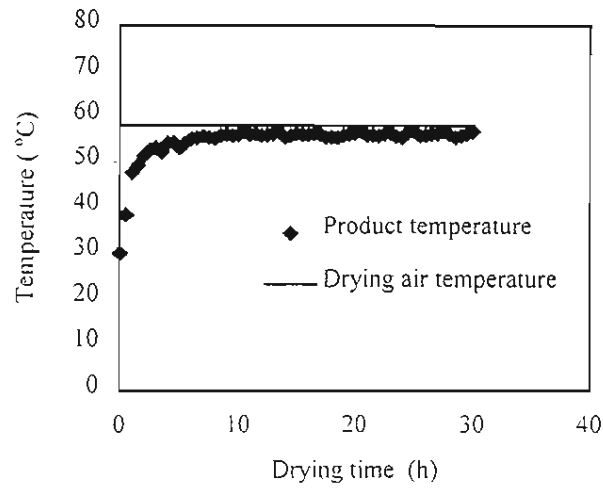


FIGURE 1. The evolution of product temperature at air temperature of 58 °C.

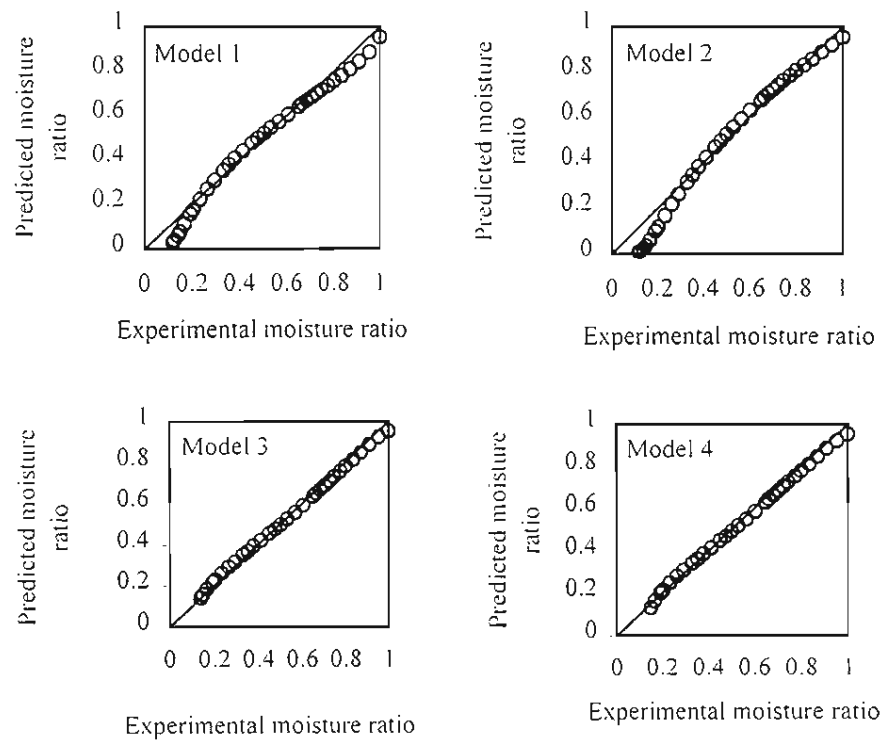


FIGURE 2. Comparison between predicted values and experimental values of moisture ratio using various models.

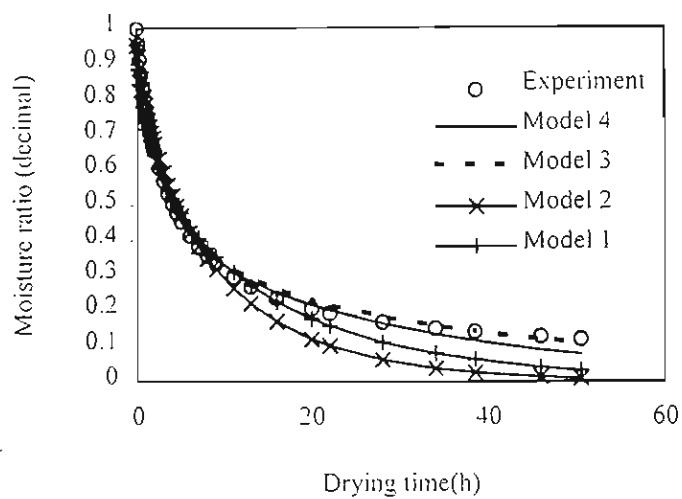


FIGURE 3. The evolution of moisture ratio using various models with experimental data at drying air temperature of 52 °C and size of papaya glass of 15x15x15 mm³

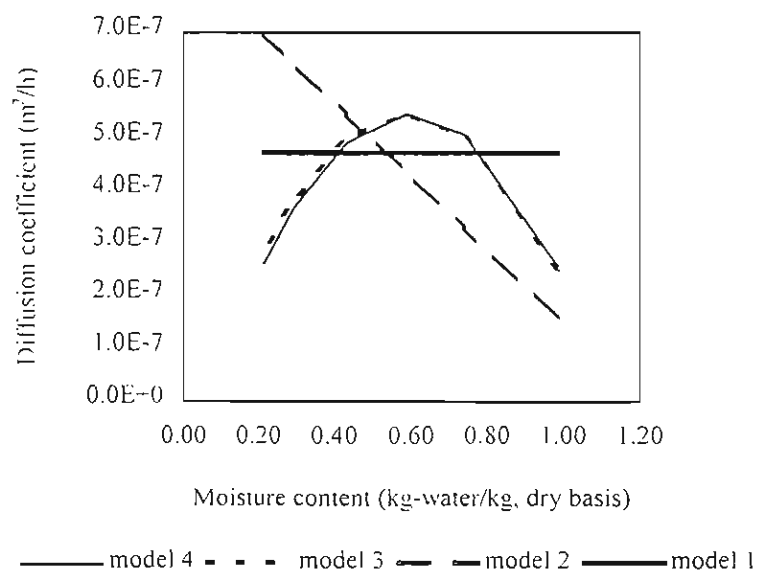


FIGURE 4. The diffusion coefficient calculated by various models at drying air temperature of 55 °C

DRYING OF HIGH MOISTURE PADDY BY TWO-DIMENSIONAL SPOUTED BED TECHNIQUE

Somboon Wetchacama, Somchart Soponronnarit, Thanit Swasdisevi,
Jinda Panich-ing-orn and Suchart Suthicharoenpanich
School of Energy and Materials
King Mongkut's University of Technology Thonburi
Suksawat 48 Road, Tungkaru, Bangkok 10140, Thailand

Keywords: Dehydration, grain, spouting

ABSTRACT

The objectives of this research were to design and construct a two-dimensional spouted bed dryer; to study paddy drying with variable parameters which affected drying rate, quality of paddy after drying and specific energy consumption; and to develop an empirical equation describing drying kinetics. Experimental drying conditions were as follows: initial paddy moisture content of 30-45 % dry-basis, drying air temperatures of 130, 140 and 150 °C, hold-up of 20, 25 and 30 kg. Experimental results showed that minimum spouting velocity of drying air at the inlet of drying chamber was 15.4-16.4 m/s. The cross section area of the draft plate channel was twice of that of the drying chamber inlet. The parameters affecting drying rate and specific energy consumption were drying air temperature and specific air flow rate or hold-up, and those affecting head rice yield were initial and final moisture contents of paddy and drying air temperature. Entrance height directly affected energy consumption of fan. The suitable entrance height was 10 cm as it resulted in minimum energy consumption. The first order polynomial equation was accurate and appropriate for predicting drying rate.

INTRODUCTION

Rice is one of agricultural products which is heat sensitive especially during drying. Spouted bed drying is one among techniques which may overcome this problem. Viswanathan *et al.* [1] studied drying of paddy, wheat, corn and peas by batch and continuous spouted bed techniques. Various variables affecting drying rate, *i.e.* feed moisture content, drying air temperature, bed mass hold-up, superficial drying air velocity and bed diameter were taken into consideration. The linear empirical equation was presented for predicting average drying rate. Kalwar *et al.* [2] studied drying of soybean, corn and wheat by using a two-dimensional spouted bed with draft plates dryer. The experimental conditions were as follows: the slant angle of base plate was 60°, drying air temperatures were varied at 50, 70 and 90 °C, inlet drying air velocities for drying wheat, corn and soybean were 10.7–16.7 m/s, 19.1–21.5 m/s and 19.1 m/s, respectively. It was found that drying rate related with the grain circulation rate. Drying air temperature at the draft outlet varied when slant angle was changed. In case of low slant angle, *e.g.* 30°, it would have the dead zone of material at the bottom of bed. Kalwar [3] studied grain drying, scale-up and potential evaluation of two-dimensional spouted bed dryer (TDSB). The experiment was carried out with a pilot scale unit. The width, length and height were 0.50 m, 0.04 m and 1.50 m, respectively. Slant angle and slot width could be varied. The experimental conditions in this study were as follows: the ratios of bed width per slot width were 5, 10 and 15, slant angles 0°, 30° and 60° and bed heights 0.4, 0.8, 1.2 and 1.6 m. The tested materials were corn, wheat and soybean. It was found that: 1) Slot width, slant angle, grain type and bed height had great influence on static vertical pressure; 2) Pressure drop and minimum velocity for spouting and average cycle time of material depended on draft plate channel, slant angle, bed length, drying air and material properties and physical characteristic of spouted bed; 3) The parameters affected drying rate were drying air temperature, initial temperature of material, bed hold-up, initial moisture content of material.

average cycle time of material, relative moisture content at equilibrium and shape of spouted bed; and 4) The drying rate could be described by applying the equation of Page [4].

From the literature, there was not much research work on paddy drying with spouted bed technique. Therefore, it is the objective of this paper to investigate experimentally the appropriateness of the spouted bed drying of paddy. Drying kinetics, energy consumption and paddy quality were studied.

MATERIALS AND METHODS

In this experiment, a two-dimensional spouted bed dryer with controlled air temperature and flow rate as shown in Figure 1 was used. The inlet cross sectional area, width of spout and entrance height are $0.04 \times 0.15 \text{ cm}^2$, 8 cm and 10 cm, respectively. Drying air and paddy temperatures were measured by k-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The pressure across the bed and air velocity were measured by a U-tube manometer and a hot wire anemometer with an accuracy $\pm 4\%$, respectively. To find moisture content, paddy sample were taken at five minutes intervals for periods of 5-20 minutes during the experiment and dried in an air oven at temperature of 103°C for 72 hours.

Moist paddy was prepared by spraying water on paddy, mixed thoroughly, kept in closed lid bin and stored in a cold room at temperature approximately $8\text{-}10^\circ\text{C}$ for 5-7 days to obtain uniform moisture distribution within the paddy kernel. Experimental drying conditions were as follows: initial moisture content of paddy of 31-45 % dry-basis, bed hold-up of 20, 25 and 30 kg, drying air temperature at drying chamber inlet of 130, 140 and 150°C . Paddy dried by spouted bed technique was further dried with ambient air until the moisture reduced to 16 % dry-basis. Finally, head rice yield was determined according to the method of the Rice Research Institute and rice whiteness was measured by Kett meter. Both head rice yield and rice whiteness were reported in terms of relative values as follows:

$$\text{Percentage of relative head rice yield} = \frac{\text{head rice yield of paddy dried by spouted bed dryer}}{\text{head rice yield of paddy dried by ambient air}} \times 100$$

$$\text{Percentage of relative rice whiteness} = \frac{\text{rice whiteness of paddy dried by spouted bed dryer}}{\text{rice whiteness of paddy dried by ambient air}} \times 100$$

RESULTS AND DISCUSSION

Pressure Drop and Minimum Spouting Velocity

Before conducting the experiment, suitable width of spout was investigated. It was found that the suitable width was 8 cm. If it was less than 8 cm, the paddy would not flow well in the draft plate channel. Suitable entrance height was also studied. The suitable height was 10 cm as it resulted in minimum energy consumption of fan as well as more uniform spouting comparing with the height more than 10 cm. Figure 2 shows the relation between pressure drop and air velocity at the dryer inlet with the width of 4 cm. It was found that when drying air velocity increased, pressure across the bed also increased until it reached a maximum value. At this value, paddy started moving and separated from each other. When drying air velocity was further increased, pressure drop would decrease down to a value and remain constant. At the point which pressure became constant, the velocity of drying air at this point was called minimum spouting velocity. The pressure drop across the bed would increase with hold-up. The minimum spouting velocities in different hold-ups and moisture contents were approximately 15.4–16.4 m/s.

The Influences of Variables on Drying Rate

The variables affected drying rate were specific air flow rate (or in terms of hold-up with fixed air flow rate) and drying air temperature. Drying rate increased as drying air temperature and specific air flow rate increased.

A linear equation was employed to describe the drying rate. It is written as follows:

$$MR = a + bt \quad (1)$$

where MR is moisture ratio, t is drying time (minute), H is hold-up (kg), and a, b are parameters obtained from curve fitting.

$$a = 1.51167 - 0.01833H - 0.003961T + 0.000143H \cdot T \quad (2)$$

$$b = 0.077656 - 0.002367H - 0.000889T - 0.000023H \cdot T \quad (3)$$

where T is drying temperature (°C). The value of average squared predicting error (ASPE) between the results from experiment and calculation was 0.00129 as shown in detail in Figure 3.

Paddy Quality

Figure 4 shows the relationship between percentage of relative head rice yield and final moisture content of paddy at initial moisture content 30-45 % dry-basis. It was found that head rice yield increased with initial moisture content. This might be resulted from the gelatinization in paddy kernel. Figure 5 shows the effect of drying air temperature on relative head rice yield. The drying air temperatures considered were 130, 140 and 150 °C. It was found that when drying air temperature at the drying inlet increased, percentage of relative head rice yield decreased. This was because high drying temperature caused humidity of paddy reduce rapidly that resulted in cracking and breakage in paddy kernel.

Figure 6 shows the relationship between percentage of relative rice whiteness and final moisture content of paddy at initial moisture content 30-40 % dry-basis. It was found that when initial moisture content increased, percentage of relative rice whiteness decreased. Rice colour of paddy changed from white to yellow because of the reaction of rice browning, without enzyme involving. The yellowness would increase as final moisture content decreased. Figure 7 shows the change of relative rice whiteness resulted from the variation of drying air temperatures at the dryer inlet. It was found that

drying air temperatures at 130, 140 and 150 °C slightly affect the percentage of relative whiteness and the values of whiteness obtained were nearly the same.

Comparing with the results of fluidized bed paddy drying [5], it was found that the qualities of paddy from both spouted bed and fluidized bed drying were nearly the same. Higher percentages of head rice yield after drying was obtained.

Energy Consumption

The main variables influenced on specific energy consumption of fan and heater were drying air temperature at the dryer inlet and specific air flow rate. It was found that when drying air temperature increased, specific heat consumption slightly increased (from 4.35 to 5.19 MJ/kg-water evap.). When specific air flow rate increased specific heat consumption also slightly increased (from 4.64 to 5.85 MJ/kg-water evap.). The proportion of electricity for driving fan was relatively small.

CONCLUSION

The experimental study of paddy drying with two-dimensional spouted bed technique with draft plates could be concluded as follows:

1. The minimum spouting velocity at 4 cm-wide dryer-inlet with width of spout 8 cm and entrance height 10 cm was in range of 15.4 - 16.4 m/s. The maximum pressure drop at the start of spouting state was in range of 2000 – 3600 Pa and spouting pressure drop was in range of 1400 – 2300 Pa.
2. Drying air temperature and specific air flow rate affected paddy drying rate, *i.e.* as the specific air flow rate or drying air temperature increased, drying rate increased. First order polynomial equation was appropriate for predicting paddy drying rate.
3. Percentage of head rice yield increased when initial moisture content increased. As drying air temperature increased, percentage of head rice yield

decreased. Rice whiteness decreased when initial moisture content increased. while drying air temperature slightly affected to rice whiteness.

4. Specific energy consumption slightly increased when temperature and specific air flow rate increased.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Centre for International Agricultural Research for their support, and Pathum Thani Rice Research Institute for helping in testing of rice quality.

REFERENCES

1. Viswanathan, K., Lyall, M.S. and Raychaudhuri, B.C. 1986, Agricultural grains spouted bed drying. *Canadian Journal Chemical Engineering* 64. 223-232.
2. Kalwar, M.I., Kudra, T., Raghavan, G.S.V. and Mujumdar, A.S. 1991, Drying of grains in a drafted two-dimensional spouted bed, *Journal of Food Processing Engineering* 13. 321-332.
3. Kalwar, M.I. 1992, Aerodynamics and drying characteristics of grains in two - dimensional spouted beds. *Drying Technology* 10. 535-538.
4. Page, G.E. 1949, Factors influencing the maximum rate of drying shell corn in layers, Unpublished Thesis for the Degree of Master of Science. Purdue University, West Lafayette, Indiana, USA.
5. Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N., and Wongpiyachon, S. 1999, Effect of drying on head rice yield using fluidization technique. *Drying Technology* 17(1&2). 345-354.

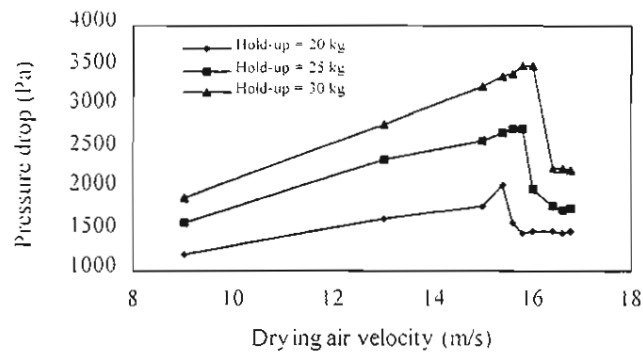


FIGURE 2 Relationship between pressure drop and air velocity (at the dryer inlet) at different hold-ups (initial moisture content of paddy = 31.1 % d.b.)

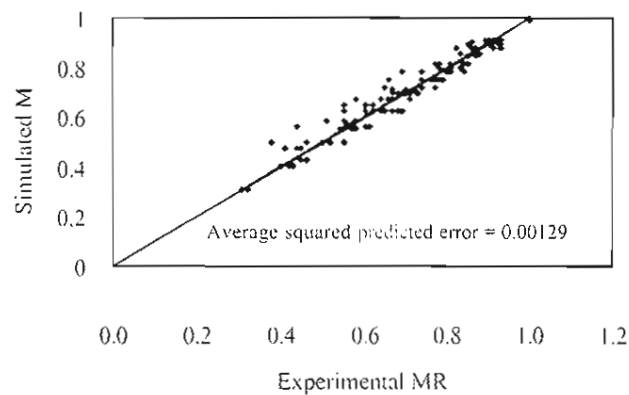


FIGURE 3 Comparison between simulated and experimental moisture ratios (MR) of paddy

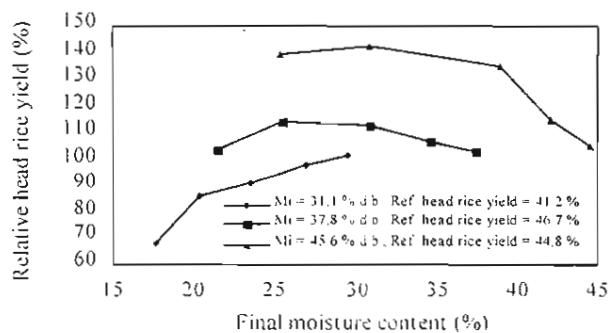


FIGURE 4 Relative head rice yield at different initial moisture content (Mi) (drying air temperature at the dryer inlet 150 °C, hold-up 30 kg)

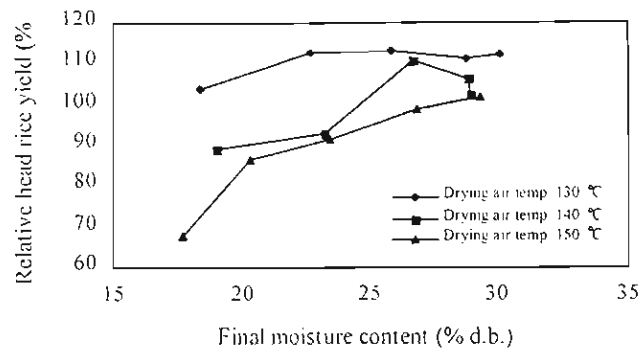


FIGURE 5 Relative head rice yield at different drying air temperatures at the dryer inlet (initial moisture content of paddy 31.1 %d.b., hold-up 30 kg)

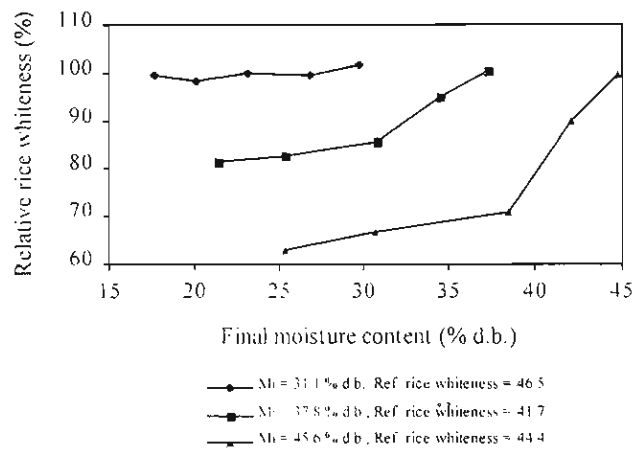


FIGURE 6 Relative rice whiteness at different initial moisture content (Mi) (drying air temperature at the dryer inlet 150 °C. hold-up 30 kg)

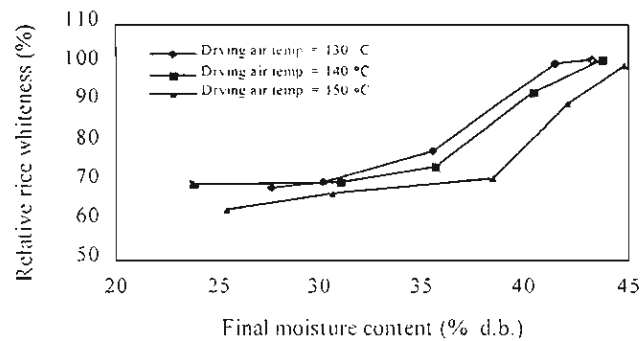


FIGURE 7 Relative rice whiteness at different drying air temperatures at the dryer inlet (initial moisture content of paddy 45.6 %d.b., hold-up 30 kg)

PROTOTYPE OF CYCLONIC RICE HUSK FURNACE

Thanit Swasdisevi¹, Somchart Soponronnarit¹,
Viboon Thepent², Adisak Shujinda³ and Boonrueng Srisawat³

¹ School of Energy and Materials, King Mongkut's University of
Technology Thonburi, Susawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

² Storage & Processing Section, Ministry of Agricultural &
Co-operatives, Bangkok 10900

³ Former Graduate Student

Key words and phrases : Cyclonic furnace; Biomass; Rice husk

ABSTRACT

The objectives of this research were to design, construct and test a rice husk furnace for fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 tons/h. The furnace was cylindrical in shape with inner diameter of 1.37 m and height of 2.75 m. Rice husk was fed into the furnace with 110-136 kg/h. Air and rice husk entered to the combustion chamber in tangential direction with vortex rotation. The experimental results showed that at heights of ash on the grate 30, 45, 50 and 60 cm, rice husk feed rates 110-136 kg/h, excess air 265 - 350 %, combustion gas temperature was approximately 523-710 °C. Thermal efficiency of the furnace system increasing with excess air was approximately 57-73 % while carbon conversion efficiency was approximately 89-97 % . The height of ash on the grate had no effect on the system performance.

INTRODUCTION

Rice husk is a type of biomass which can be used as a heat source instead of petrol imported. A rice mill uses rice husk as a heat source for boiler system, generation system and drying system. Singh et al. [1980] designed a cyclonic rice husk furnace for drying one ton of paddy. Moisture content of paddy was reduced from 35 % to 14 % d.b. Efficiencies of the furnace were different at various rice husk feed rates and air flow rates. The highest efficiency was 80 % with rice husk feed rate of 20 kg/h and air flow rate of 168 m³/hr. Tumambing [1984] investigated the rice husk furnace for paddy drying. Combustion efficiency of Padicor furnace was 98 %. Rice husk was raised by vortex air. The furnace was continuous operation. Xuan et al. [1995] investigated two types of husk furnace. The first one was a furnace with inclined grate and cylindrical combustion chamber. The upper part of the furnace was heat exchanger. Inlet air entered at the lower part of inclined grate and burnt the rice husk on grate. A blower sucked flue gas from the furnace. Rice husk consumption was 20-25 kg/h and furnace efficiency was 70 %. The second one was a pneumatic-fed furnace (vortex type). The furnace consisted of combustion chamber and rice husk feed system. Rice husk was fed into the combustion chamber with primary air. The rice husk was burnt and fell to the lower part of the furnace. The secondary air entered the combustion chamber in tangent direction. It was used to eliminate dust from flue gas. Rice husk consumption and furnace efficiency were 10-12 kg/h and 75 %, respectively.

The past research showed that flue gas of cyclonic rice husk furnace was useful. Therefore, the objectives of this research were to design, construct and test a furnace for fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 tons/h. The dryer has been constructed and sold in many countries for 3 years (Soponronnarit et al., 1996).

MATERIALS AND METHODS

The rice husk furnace consisted of combustion chamber, rice husk feeding system, air feeding system, controller system and air suction blower. The combustion chamber was made of steel in cylindrical shape with outer diameter of 1.76 m and height of 2.75 m. Materials inside the combustion chamber at the lower part from inner layer to outer layer were the following: fire brick, steel, glass fiber and steel. The combustion chamber was on I-Beam steel. There were grate with diameter of 1.37 m, thickness of 9.5 mm (583 holes/m², diameter of a hole 0.0127 m) and ash paddle with size of 50 x 50 mm, length of 1.1 m at the lower part of combustion chamber. There was a hole for shaft with size of 38 mm at the center of ash paddle. The primary air duct was connected to the combustion chamber. The upper part of the combustion chamber was cylindrical

steel with inner diameter of 0.8 m, outer diameter of 0.86 m and height of 1.6 m. It was insulated with cement and steel. The secondary air duct was connected to the upper part of combustion chamber. Ash chamber was on the lower part of combustion chamber. Ash of rice husk was left from the chamber by screw conveyor installed at the bottom of the chamber. The tertiary air duct was connected to ash chamber. The tertiary air supported complete combustion in the combustion chamber. Rice husk feeding system consisted of a rice husk hopper, a screw motor, pneumatic conveyor and conveying fan. The hopper was rectangle in shape made of steel. There was a 0.37 kW screw motor with gear system connected to primary air feeding system. The primary air feeding system consisted of a motor, a fan and air duct with diameter of 0.152 m. The secondary air feeding system consisted of a motor, a fan and air duct with diameter of 0.102 m. The tertiary air duct with diameter of 0.076 m separated from the secondary air duct. The tertiary air duct was divided into 4 ducts. The ducts were entered to the lower part of grate. There were air distributors at the tips of these ducts. Air suction blower consisted of a 15 kW blower (3 phases), duct with diameter of 0.254 m and a valve used to adjust inlet fresh air into the chamber. The valve was installed at the top of the combustion chamber.

The instruments used in this experiment were as follows: data logger connected to thermocouple type K (accuracy $\pm 1^{\circ}\text{C}$), clamp-on-meter, manometer of 0-200 mmH₂O (accuracy ± 0.1 mmH₂O), Hygrometer of 0-100 % (accuracy of $\pm 1\%$), balance machine of 0-50 kg (accuracy $\pm 200\text{g}$), gas combustion analyzer of O₂, CO, NO₂, SO₂ with range of 0-600 $^{\circ}\text{C}$ (accuracy $\pm 3^{\circ}\text{C}$ for temperature, ± 20 ppm for CO, $\pm 0.3\%$ for O₂).

To start the experiment, air flow rates in primary, secondary and tertiary air duct were set. Rice husk was weighted and taken a sample in order to analyse the components, then fed into the furnace until it reached the height required. Rice husk was ignited by burning regular petrol and paper as fuel. The fans number 4 and 10 were switched on for supporting the combustion. After 10-15 minutes, the fan number 3 and controller system of rice husk feeding and ash paddle were switched on. Control temperature was set at 325 $^{\circ}\text{C}$. Temperature was measured every 3 minutes and fuel gas was measured every 10 minutes. Relative humidity was measured by hygrometer. Dry bulb, wet bulb and ambient temperature were also measured. When the experiment finished, rice husk feeding system and the fans number 3 and 4 were switched off while the fan number 10 was still switched on in order to suck hot air from the furnace. Then, the fan number 10 was switched off. Rice husk and ash were taken samples analyse the components. Figure 1 shows the schematic diagram of rice husk furnace.

Efficiency of the furnace

The efficiency of the furnace was determined by using the equation:

$$\eta_r = \frac{m_a \cdot c_p \cdot (T_2 - T_1)}{m_f \cdot \text{HHV}} \times 100$$

where	η_r	=	efficiency of the furnace, %
	m_a	=	air flow rate (air using in combustion and mixed air between fresh air and flue gas), kg/h
	c_p	=	heat capacity of air, kJ/kg K
	T_1	=	ambient air temperature, K
	T_2	=	outlet temperature of the furnace system, K
	m_f	=	rice husk feed rate, kg/h
	HHV	=	high heating value of rice husk, kJ/kg

Carbon conversion efficiency

The carbon conversion efficiency of the furnace was determined by using the equation:

$$\eta_c = \frac{c_h - c_a}{c_h} \times 100$$

where	η_c	=	carbon conversion efficiency, %
	c_a	=	percent of carbon in ash $\times$ ash weight, kg
	c_h	=	percent of carbon in rice husk $\times$ ash weight, kg

RESULTS AND DISCUSSION

The results and discussion could be concluded as follows:

1. Air distribution in tertiary air duct

Tables 1 and 2 show the efficiencies of the furnace and carbon conversion efficiencies at various heights of ash with 4 air distributors at the lower part of grate.

The results of experiments 1/97, 2/97, 3/97, 4/97 with heights of ash 30, 45, 50, 60 cm were as follows: the carbon conversion efficiencies were 93, 95, 96 and 97%, respectively, and the efficiencies of the furnace were 57-59 %. Tables 4 and 5 show the carbon conversion efficiencies at heights of ash 30, 45, 50 and 60 cm with 1 air distributor. The results of experiments 1/96, 2/96, 3/96, 4/96 showed that the carbon conversion efficiencies were 88, 93, 85 and 90 %, respectively while the efficiencies of the furnace were 58 - 63%. From the results, the air distribution in tertiary duct did not significantly affected carbon conversion efficiency and efficiency of the furnace.

2. Excess air

The results in Table 1 showed that when excess air in combustion was 260-280 % (experiments no. 1/97-4/97), the efficiencies of the furnace was 58-59 % and the carbon conversion efficiencies were 93-97 %. When the excess air increased to be 342-350 % (experiment no. 5/97-7/97), efficiency of the furnace increased to be 70-73 % and carbon conversion efficiency increased to be 95-97 %. The increased air was derived from decreasing of rice husk feed rate in combustion chamber. The best condition in experiment was as follows: height of ash on grate 50 cm, rice husk feed rate 110 kg/h, excess air in combustion 350 %, average furnace temperature 628°C. Carbon in ash after combustion was 5.5 %. The carbon conversion efficiency was 96 %. The efficiency of furnace was 73 %. Temperature distribution in the furnace with height of ash 50 cm is shown in Figure 2.

3. Height of ash on grate during combustion

The height of ash on grate during combustion did not affected the efficiency of the furnace, as shown in Table 4.

4. Increased air in tertiary duct to support combustion

Combustion was not complete when air was much increased in tertiary duct. This was because increased air made some part of ash fixing on grate fell down. Therefore, the grate hole became larger and combustible rice husk on grate fell down to the bottom of the combustion chamber. Carbon component after combustion was high. Carbon conversion efficiency was low, as shown in Tables 1 and 2 (comparison between experiments no. 6/97 and 11/97).

Analysis of rice husk and ash

Composition of substance in rice husk before combustion were as follows: carbon 39%, hydrogen 5.4 %, oxygen 40.3 %, nitrogen 0.19 %, sulfur 0.04 %, moisture 8.10 %, ash 15.1 % and calorific value 3.566 cal/g.

Ash of each experiment was analysed at Department of Science service (Ministry of Science, Technology and Environment). The experimental results of 12 samples showed that the quantities of carbon after combustion of 12 samples were as follows: 9.9, 7.5, 5.9, 4.4, 7.0, 4.9, 5.5, 13.4, 14.8, 28.7, 26.3 and 22.8 % respectively. Carbon after combustion was high when air flow rate for supporting combustion in tertiary duct increased, as shown in Table 1. The grate hole became larger and combustible rice husk on grate fell down to the bottom of the combustion chamber when air flow rate increased. Therefore, carbon after combustion was high and the carbon conversion efficiency was low.

Power consumption of rice husk furnace

Power consumption of rice husk furnace was as follows: conveying fan of primary air 1.25 kW, conveying fan of secondary air and tertiary air 1.18 kW, suction blower 8.36 kW, motor of ash paddle 1.79 kW, motor of rice husk feeding system 0.66 kW and screw conveyor 0.72 kW. The total power consumption was 13.96 kW.

Electricity consumption in these experiments was compared to heat production of the furnace. For comparison, electricity consumption in terms of primary energy (electricity consumption multiplied by factor of 2.6) was compared to heat production of the furnace. The results showed that electricity consumption in terms of primary energy was approximately 7 % of heat production of the rice husk furnace, as shown in Table 3.

For economic analysis, the furnace was compared to burner when it was used in fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 tons. The conditions of Soponronnarit et al.[1996] were used for economic analysis of the furnace. The conditions were as follows: cost of dryer and rice husk furnace 950,000 baht, dryer capacity 10.260 tons/yr, initial moisture content 28.1 % dry basis, final moisture content 22.6 % dry basis, power consumption 37.9 kW, cost of rice husk 100 baht/ton, lifetime operating cost 5 yr, interest 15 %, salvage value 10 % of dryer and rice husk furnace. The results showed that total cost of the system was 400,274 baht/yr. When the dryer was used with burner, cost of the dryer and burner was 850,000 baht. Petrol consumption was 31.34 litre/hr (7.50 litre/baht) and power consumption was 32.3 kW. The other conditions were the same as those of the dryer operating with rice husk furnace. The total cost of the dryer and burner was 596,618 baht/yr. Therefore, the total cost of dryer and rice husk furnace was cheaper than the cost of dryer and burner 196,344 baht/yr.

CONCLUSIONS

1. Excess air using in combustion affected efficiency of the furnace. When excess air increased from 260 % to 350 %, the efficiency of the furnace increased from 57 % to 73 %.
2. Air distribution in tertiary duct did not significantly affected carbon conversion efficiency and efficiency of the furnace.
3. Height of ash had no affect on the efficiency of rice husk furnace.
4. Air flow rate supporting the combustion did not affected carbon conversion efficiency. If air flow rate was high, combustion rice husk would fell through grate hole quickly. Therefore, combustion was not complete and carbon component in ash was high.
5. The best efficiency of the rice husk furnace was 73 % with excess air of 350 %.
6. Total cost of fluidized bed dryer with capacity of 10 tons which used the rice husk furnace as heat source was cheaper than that used with burner.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Centre for International Agricultural Research for supporting this project. Thanks are also to Rice Engineering Supply Co., Ltd. for supporting to construct a prototype of rice husk furnace and Storage and Processing Section for providing experimental site and technical support.

REFERENCES

- Singh, R., Maherhweri, R.C., and Ojha, T.P. 1980. Development of husk fired furnace. The British Society for Research in Agricultural Engineering, India. pp. 109-120.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Wangi, M. 1996. Commercial fluidized bed paddy dryer. Proc. 10th International Drying Symposium (IDS'96), Krakow, Poland, 30 July - 2 August 1996, Vol.A, pp. 638-644.
- Tumambing, J.A., 1984. Testing and evaluation of rice hull-fed furnaces for grain drying. National Post Harvest Institute for Research and Extension, pp. 197-214.
- Xuan .N.V., Vinh., T., Anh. P.T. and Hien, P. 1995. Development of rice husk furnaces for grain drying. Proceeding of the International Conference on Grain Drying in Asia, 17-20 October 1995, Bangkok, Thailand. pp 109-120.

Table 1 Efficiency of rice husk furnace(experiment in 1997)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct ($\phi = 0.152$ m) (kg/s)	Air flow rate in secondary duct ($\phi = 0.102$ m) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct ($\phi = 0.076$ m) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient temperature ($^{\circ}\text{C}$)	Temperature in furnace ($^{\circ}\text{C}$)	Exit temperature ($^{\circ}\text{C}$)	Efficiency of furnace (%)
1/97	30	135	0.627	0.400	0.178	0.048	265	34	531	304	58
2/97	45	133	0.627	0.400	0.178	0.048	270	34	530	302	58
3/97	50	136	0.625	0.398	0.178	0.048	260	35	523	304	57
4/97	60	130	0.628	0.401	0.179	0.048	280	33	554	301	59
5/97	30	110	0.628	0.401	0.179	0.048	350	33	571	299	70
6/97	45	112	0.628	0.401	0.179	0.048	342	33	568	306	70
7/97	50	110	0.626	0.400	0.178	0.048	350	34	628	310	73
8/97	50	111	0.621	0.400	0.161	0.060 **	342	34	710	311	72
9/97	50	125	0.619	0.400	0.149	0.070 **	294	34	598	301	62
10/97	30	133	0.676	0.398	0.178	0.099 **	299	35	502	297	57
11/97	45	125	0.674	0.397	0.177	0.099 **	323	36	566	297	60
12/97	50	136	0.674	0.397	0.177	0.099 **	289	36	527	295	54

• Mixed air between combustion air and ambient air

** Increasing air flow rate in tertiary duct

Table 2 Carbon conversion efficiency of rice husk furnace(experiment in 1997)

Experiment no.	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O ₂ value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency measured (%)
1/97	39	9.9	318	84	1025-1869	17.4-18.6	93	93
2/97	39	7.5	288	70	1129-1999	17.2-18.7	93	95
3/97	39	5.9	320	75	142-1732	17.4-18.4	94	96
4/97	39	4.4	254	60	1083-1982	17.0-19.1	95	97
5/97	39	7.0	259	62	1253-1946	17.9-18.9	96	95
6/97	39	4.9	253	60	1204-1832	17.4-18.4	98	97
7/97	39	5.5	237	53	200-1803	17.4-18.4	96	96
8/97	39	13.4	250	58	1200-1993	17.4-18.4	90	92
9/97	39	14.8	262	74	1232-1879	17.5-18.6	87	89
10/97	39	28.7	320	83	1230-1896	17.4-18.4	81	81
11/97	39	26.3	289	74	1235-1999	17.4-19.0	83	82
12/97	39	22.8	320	79	1260-1988	17.2-18.7	85	85

- Low values of NO_x and SO_x (NO_x : 1-12 ppm, SO_x : 1-20 ppm)

Table 3 Electricity consumption(experiment in 1997)

Experiment no.	Feed rate of rice husk (kg/h)	Electricity consumption rate (kW)	Electricity consumption rate in terms of primary energy * (kW)	Heat production rate of rice husk furnace (kW)
1/97	135	13.96	36.30	559.68
2/97	133	13.96	36.30	551.40
3/97	136	13.96	36.30	563.83
4/97	130	13.96	36.30	538.95
5/97	110	13.96	36.30	456.04
6/97	112	13.96	36.30	464.33
7/97	110	13.96	36.30	456.04
8/97	111	13.96	36.30	460.20
9/97	125	13.96	36.30	518.23
10/97	133	13.96	36.30	551.40
11/97	125	13.96	36.30	518.23
12/97	136	13.96	36.30	563.83

* Multiple by factor 2.6

Table 4 Efficiency of rice husk furnace at various heights of ash (experiment in 1996)

Experiment no	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct ($\phi = 0.152$ m) (kg/s)	Air flow rate in secondary duct ($\phi = 0.102$ m) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct ($\phi = 0.051$ m) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient temperature ($^{\circ}$ C)	Exit temperature ($^{\circ}$ C)	Efficiency of furnace (%)
1 st %	30	127	0.626	0.400	0.178	0.048	287	34	294	62
2 nd %	45	133	0.626	0.400	0.178	0.048	269	34	296	59
3 rd %	50	126	0.628	0.401	0.179	0.048	290	33	296	63
4 th %	60	143	0.631	0.402	0.180	0.049	245	32	297	58

Table 5 Carbon conversion efficiency of rice husk furnace at various heights of ash (experiment in 1996)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O ₂ value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency measured (%)
1 st %	30	36.8	19.3	381	101.0	1300-1600	18	87	88
2 nd %	45	36.8	12.6	399	93.0	1700-1800	18	95	93
3 rd %	50	36.8	24.8	378	102.5	1600-1900	18	83	85
4 th %	60	36.8	14.9	429	108.0	1000-1800	18	94	90

- Low values of NO_x and SO_x (NO_x : 30-60 ppm, SO_x : 3-20 ppm)

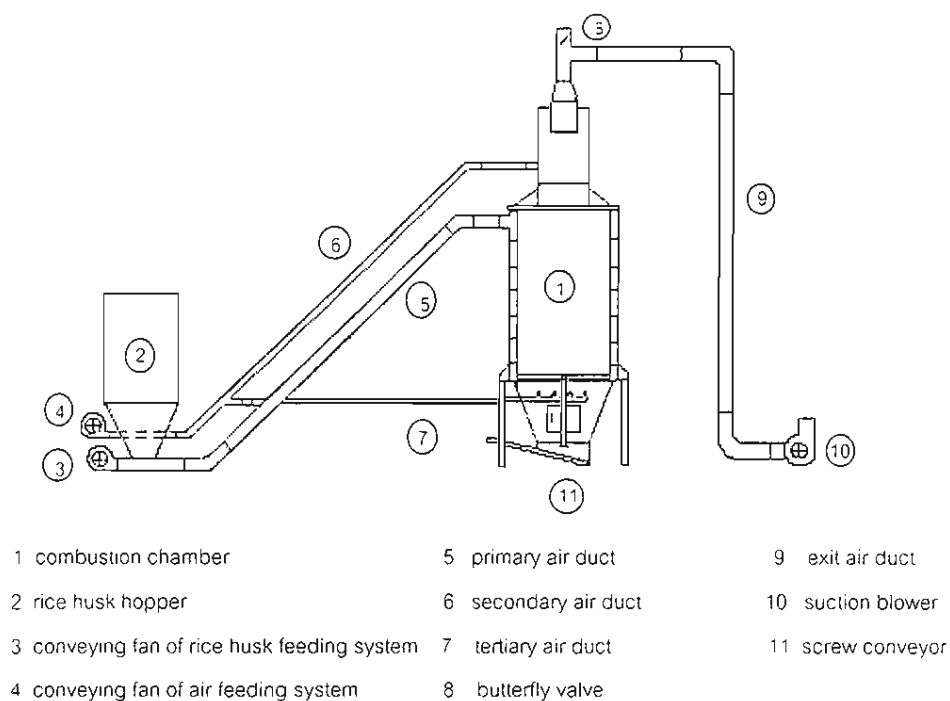


Figure 1 Schematic diagram of rice husk furnace

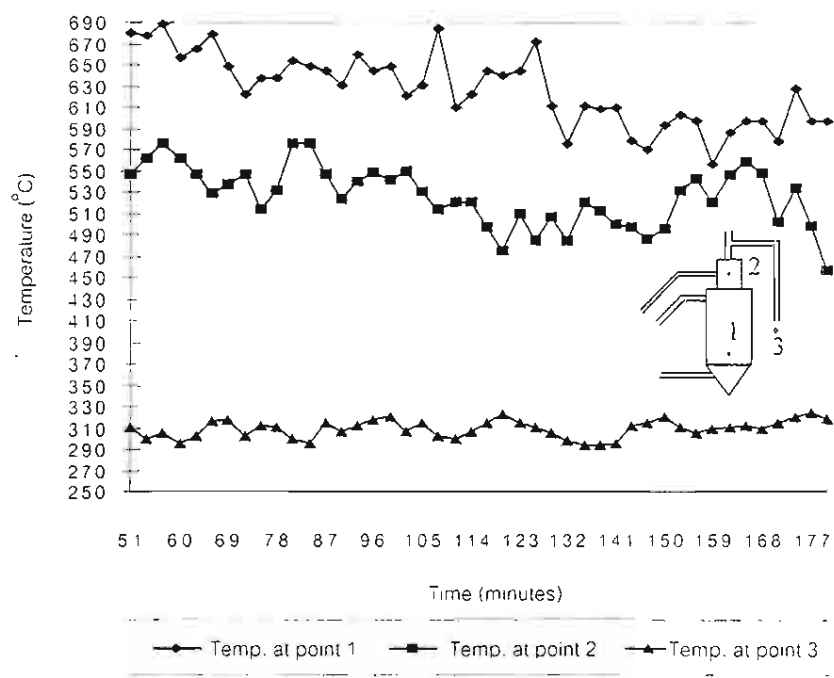


Figure 2 Relationship between temperature and time in rice husk furnace at height of ash on grate 50 cm(experiment no. 7/97)

Evaluation of Drying System Performance in Rice Mills

Naret Meeso*, Somchart Soponronnarit*
and Somboon Wetchacama*

ABSTRACT

This work relates to the study on the suitability of paddy drying system in three rice mills with different product capacity and drying system installation. During experiment, drying was divided into two stages. The study included drying technique, paddy quality, energy consumption and problems arose during operation. Finally, the most suitable paddy drying system was concluded. The result will be useful as guideline for improving the efficiency of paddy drying systems and minimizing the cost of drying.

INTRODUCTION

At present, mechanical dryers are widely used in Thai rice mills. The ones that used widely are LSU dryer, cross flow dryer, recirculation batch dryer and fluidized bed dryer, apart from this is in-store drying.

Mongkonthad (1994) reported that paddy drying by LSU grain dryer had (maximum 5%) lower head rice yield than ambient air drying and could reduce moisture content of paddy from 27 to 18 % d.b. and gained 30 tons of paddy per day. Using rice husk as fuel cost approximately 20 baht per ton of paddy.

Soponronnarit (1995) studied the damage of moist paddy after harvesting, effecting factors and systematic approach for solving the problems. The solution included aeration of ambient air through moist paddy bulk with a low flow rate of $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ (paddy) to exhaust the heat liberated from respiration during the waiting period for drying. Two-stage drying was necessary in order to reduce moisture content of paddy rapidly to 23 % d.b. in the first stage by fluidized bed dryer or other types of dryer as for the reasons of quality. Then followed with slow drying in the second stage to reduce moisture content of paddy from 23 to 16 % d.b. in a shed by aeration of ambient air with the air flow rate of $0.5\text{-}1.0 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ (paddy) during day time. In case of paddy storage for several months, it needs intermittent aeration of ambient air through the paddy bulk 1-3 hour/week to exhaust the heat from the paddy bulk.

Soponronnarit *et al.* (1995) designed and tested a prototype, 0.82 tons/h capacity, fluidized bed paddy dryer for high moisture paddy. Exhausted air was partially recycled. Experimental results showed that it could reduce moisture content of paddy from 45 to 24 % d.b. with drying air temperature of 100-200 °C, fraction of air recycled of 0.66, specific air flow rate of 0.05 kg/s.kg-dry matter, superficial air velocity of 3.2 m/s, bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg-water evap. From the reference data of energy consumption of many rice mills, it showed that primary energy consumption ranged between 3-6 MJ/kg-water evap. based on moisture level of paddy.

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

Soponronnarit *et al.* (1999) studied a strategy for reducing moisture in paddy by fluidization technique, tempering and ambient air ventilation considered from total operation time and milling quality. Experimental results showed that after three processes, moisture content of paddy was reduced from 33 to 16.5 % d.b. within approximately 53 minutes. During the first process, a fluidized bed dryer was used to reduce the moisture content of paddy down to 19.5 % d.b. within 3 minutes. Then the paddy was tempered at least 30 minutes, but not more than 1 hour. Finally, it was cooled down by ambient air with air velocity of 0.15 m/s for 20 minutes. Quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness was acceptable. Taweerattanapanish *et al.* (1999) studied yield of paddy drying by fluidization technique with various initial and final moisture contents of paddy using high inlet air temperature (140 and 150 °C). After tempering, head rice yield increased as compared to ambient air drying. Factors effected the increasing of head rice yield was initial and final moisture contents of paddy which ranged between 30-45 % d.b. and 23-28 % d.b., respectively. Head rice yield of tempered paddy was higher than that of no-tempered one while eating quality scores of tested rice showed no difference between no-tempered paddy drying by fluidization technique and ambient air.

Each rice mill has different drying systems which may cause damage to paddy after drying, *i.e.* low paddy quality, or may cause high cost. This research, therefore, studied on drying system performance at three rice mills. The study included paddy drying method, paddy quality, energy consumption and problems arose during operation. The results will be useful for improving the efficiency of paddy drying system and minimizing the cost of drying.

MATERIALS AND METHODS

The paddy drying systems were studied in three different rice mills, *i.e.* Nithithanyakit, Kungleechan and Poonsinthalai. Each rice mill has different paddy drying methods and systems consisting of some subcomponents as follows: fluidized bed dryer, LSU dryer, cross flow dryer, cleaner, cooling bin and tempering bin. The schematic diagrams of the three drying systems are shown in Figures 1 – 4. Moisture content of paddy was reduced from at least 23 to 14 % d.b.

Drying air temperature setting depended on type of dryer and moisture content of paddy as follows: 100-150 °C for 10 tons/h capacity, fluidized bed dryer with bed depth of 15 cm and 80-100 °C for 6-40 tons volume, LSU dryer.

RESULTS AND DISCUSSION

1. Moisture and paddy quality.

1.1 Nithithanyakit: two-stage drying system, 20 tons/h capacity (Figures 1 and 2)

1.1.1 First stage included two parallel system installation.

Referred to Figure 1, the average moisture content, head rice yield and rice whiteness of paddy in a paddy pit (10.1) were 23.3 % d.b., 39.2 % and 46.8, respectively. After passing through a fluidized bed dryer (2.1) with a feed rate of 9.30 tons/h and the average drying air temperature of 145 °C, the moisture content, paddy temperature, head rice yield and whiteness of paddy were 18.5 % d.b., 62 °C, 44.2 % and 45, respectively. Then the paddy passed through a tempering and cooling bin (3.1) with 9 tons volume. The average moisture content, paddy temperature, head rice yield and whiteness of paddy were 17.3 % d.b., 34 °C, 47.7 % and 44.7, respectively.

Referred to Figure 1, the average moisture content, head rice yield and whiteness of paddy in a paddy pit (10.2) were 20.6 % d.b., 36.6 % and 47.8, respectively. After passing through a fluidized bed dryer (2.2) with a feed rate of 10.5 tons/h and the average drying air temperature of 149 °C, the moisture content, paddy temperature, head rice yield and whiteness of paddy were 18.4 % d.b., 65 °C, 38.8 % and 47.7, respectively. Then the paddy passed through a tempering and cooling bin (3.2) with 9 tons volume. The average moisture content, paddy temperature and head rice yield of paddy were 17.0 % d.b., 39 °C, and 41.8 %, respectively, but no change in the average rice whiteness.

1.1.2 Second stage (Figure 2): Paddy from the tempering and cooling bins (3.1) and (3.2) was conveyed to a paddy bulk (10.3) which had the average head rice yield of 46.3 % and the average rice whiteness of 45.3 then passed through silos (15.1) and (15.2) to reduce temperature of paddy by ambient air down to 34 °C. The average head rice yield and rice whiteness were 47.4 % and 45.8, respectively. Then the paddy passed through a LSU dryer (4) with 40 tons volume, with the average drying air temperature of 79 °C. The LSU dryer could reduce moisture content of paddy down to 14.0 % d.b., with the average paddy temperature of 46 °C, the average head rice yield of 36.4 % and average whiteness of 46.3. Then the paddy passed through silos (15.3) and (15.4) in order to reduce temperature of paddy by ambient air ventilation. The average head rice yield was 38.7 % with no change in the rice whiteness.

From the experimental results above, the average initial moisture content of paddy was 20.6-23.3 % d.b. After the first stage, the average moisture content of paddy was 17.0-17.3 % d.b. Head rice yield and whiteness were in a good range as compared to the initial condition. After the second stage, the average moisture content of paddy was 14 % d.b. Head rice yield was not very high while the average rice whiteness was 46.3 which was good based on the initial rice whiteness.

1.2 Kungleechan: two-stage drying system, 6.06 tons/h capacity (Figure 3)

1.2.1 First stage: The average moisture content of paddy in a paddy pit (10) was 24.4 % d.b. After passing through a cleaner, the average moisture content was reduced to 23.9 % d.b., the average head rice yield and whiteness were 46.0 % and 40.9, respectively. Then the paddy passed through a fluidized bed dryer (2.1) with a feed rate of 9.54 tons/h, the average drying air temperature of 142 °C, bed depth of 15 cm and residence time of 1.4 minutes, the dryer could reduce the moisture content of paddy down to 20.5 % d.b. with average paddy temperature of 67 °C, average head rice yield of 45.9 % and average rice whiteness of 41.8. Then passing through a tempering and cooling bin (15.2) with 18 tons volume, it could reduce moisture content of paddy down to 18.4 % d.b. with the average paddy temperature, head rice yield and rice whiteness of 43 °C, 44.4 % and 40.7, respectively.

1.2.2 Second stage: Paddy was further dried by a fluidized bed dryer (2.2) with a feed rate of 9.06 tons/h, the average drying air temperature of 141 °C, bed depth of 12 cm and residence time of 1.2 minutes, the dryer could reduce the moisture content of paddy down to 15.6 % d.b. with the average paddy temperature of 75 °C, average head rice yield of 43.7 % and average rice whiteness of 41.2. Then the paddy passed through a LSU dryer with 17 tons volume, which operated as tempering and cooling bin (4) instead of drying. It could reduce moisture content of paddy down to 14.2 % d.b. with the average paddy temperature of 42 °C, average head rice yield of 44.5 % and average whiteness of 40.2. Then being conveyed to the dust extraction bin where paddy temperature was reduce to 41 °C.

At Kungleechan, the average initial moisture content of paddy was about 24.4 % d.b. After two-stage drying by fluidized bed dryers, the moisture content of paddy was reduced to 14.2 % d.b. Head rice yield and rice whiteness were in a good range.

1.3 Poonsinthalai: two-stage drying system (Figure 4), 0.893 tons/h capacity.

1.3.1 First stage: The average moisture content of paddy in a paddy pit (10.1) was 28.6 % d.b. After passing through a cleaner, the moisture content of paddy was reduced to 28.2 % d.b. with the average head rice yield and whiteness of 41.0 % and 44.6, respectively. Then the paddy passed through a fluidized bed dryer (2) with a feed rate of 9.32 tons/h, the average drying air temperature of 103 °C, bed depth of 10 cm and residence time of 0.96 minute, the dryer could reduce moisture content of paddy down to 21.7 % d.b., with the average paddy temperature of 65 °C, average head rice yield of 39.6 % and average rice whiteness of 45.9.

1.3.2 Second stage: After passing through a fluidized bed dryer (2), the paddy was conveyed to a paddy pit (10.2) for 1 hour which could reduce paddy temperature down to 49 °C. Then paddy was ventilated with ambient air in a cross flow dryer (4.3) for 1 hour and a half which could reduce the moisture down to 21.0 % d.b. with the average paddy temperature of 33 °C, average head rice yield of 44.1 % and average rice whiteness of 44.0. Then the paddy passed through a cross flow dryer (4.3) with 7 tons volume, with average drying air temperature of 71 °C. Circulated paddy was in the cross flow dryer for 10 rounds (47 minutes/round), resulting in the reduction of moisture content of paddy down to 17.0 % d.b. with average paddy temperature of 36 °C, average head rice yield of 42.0 and average rice whiteness of 44.8. Then it was conveyed to a dust extraction bin (9.2).

At poonsinthalai, the average initial moisture content of paddy was 28.6 % d.b. The paddy was dried to 17 % d.b. with head rice yield and rice whiteness in a good range. It should be noted that the bottleneck of the drying capacity was due to the limited capacity of the cross flow dryer.

2. Energy consumption

Energy consumption for paddy drying system was thermal energy for air heating and electricity for running motor. Tables 1 and 2 showed that energy consumption increased when moisture content of paddy decreased. Air recirculation could minimized energy, *i.e.* first-stage drying of Nithithanyakit had higher energy consumption than that of Kungleechan due to no air recirculation. Too low drying air temperature caused higher energy consumption, as shown in the second-stage drying of Poonsinthalai.

3. Other problems

1. Rotary feeder could not work well due to stopped feed caused by high pressure in the drying chamber, except in the second-stage drying of Kungleechan which installed a large bin in front of a rotary feeder.

2. Burner could not set fixed drying air temperature due to long time using of fuel oil which could close fuel nozzle.

3. Using fuel oil as fuel could cause rust inside drying chamber.

4. Lack of knowledge for operating dryers.

CONCLUSIONS

Important results can be summarized as follows:

1. Fluidized bed dryer with tempering during each drying stage could reduce moisture content of paddy from 24 % d.b. to 14 % d.b. with acceptable paddy quality.
2. Partial air recirculation could reduce energy consumption in fluidized bed dryer.
3. Energy consumption of each drying system depended on initial and final moisture contents of paddy, *i.e.* higher moisture content, lower energy consumption.
4. The main problem at each rice mill was due to rotary feed operation of fluidized bed dryer and the lack of knowledge for operating dryer.
5. The best drying system performance from the three rice mills considered from drying management, paddy quality, energy consumption and problems arose was Kungleechan, Nithithayakit and Poonsinthalai, respectively.

SUGGESTIONS

Experience from this study can provide guideline for designing a high performance drying system as shown in Figure 5. Paddy with 25 % d.b. moisture content in a paddy pit (8) is conveyed by elevators (5.1) and (5.2) to a cleaner (1), a 5 ton bin (4) and a 10 tons per hour fluidized bed dryer (2.1). Moisture content of paddy is expected to reduce to 20 % d.b. Then paddy is conveyed to a 10 ton capacity tempering and cooling bin (3.1).

In the second-stage drying, paddy flows through a 10 tons per hour fluidized bed dryer (2.2) with an expected moisture content of paddy of 16 % d.b. Then it is conveyed to a 10 ton capacity tempering and cooling bin (3.2), and finally to a paddy bulk.

It is also suggested to use rice husk burner as it gives lower energy cost.

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and the Australian Centre for International Agricultural Research for financial support, Rice Engineering Supply Co., Ltd. for supplying data and vehicles to the rice mills and finally to Nithithayakit, Kungleechan and Poonsinthalai rice mills for their helpful collaboration.

REFERENCES

- Mongkonthad, J. 1994, Grain dryer of Agriculture Division at present rice production. Agricultural Engineering Division News. October - December: pp. 2-5 (in Thai).
- Soponronnarit, S. 1995. Strategy for managing moist paddy. The Royal Institute Journal 20 (4): 115-125 (in Thai).
- Soponronnarit, S., M. Yapha, and S. Prachayawarakorn. 1995. Cross flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization. Drying Technology 13(8&9): 2207-2216.
- Soponronnarit, S., S. Wetchacama, T. Swasdisevi, and N. Poomsa-ad. 1999. Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation. Drying Technology 17(1&2): 335-344.
- Taweerattanapanish, A., S. Soponronnarit, S. Wetchacama, N. Kongseri, and S. Wongpiyachon. 1999. Effects of drying on head rice yield using fluidization technique. Drying Technology (1&2): 345-354.

Table 1 Energy consumption of the first-stage drying at the three rice mills.

Rice mills (Fuel source)	$\bar{T}$ (°C)	$\bar{M}_{in}$ (% d.b.)	$\bar{M}_{out}$ (% d.b.)	Drying rate (kg-dry matter/h)	Heat (MJ/h)	Primary energy from electricity (conversion factor = 2.6) (MJ/h)	Rate of water evaporation (kg-water evap./h)	Specific heat consumption (MJ/kg-water evap.)	Electricity consumption in terms of specific primary energy (MJ/kg-water evap.)
Nithithayakit (Rice husk)	145	23.3	17.3	7,928	2,596.29	461.50	476	5.45	0.97
	149	20.6	17.0	8,974	2,596.29	468.89	323	8.03	1.45
Kungleechan (Diesel)	142	24.4	18.4	8,057	1,239.01	402.39	483	2.56	0.83
Poonsinthal (Crude oil)	103	28.6	21.7	7,657	1,053.75	388.44	528	2.00	0.73

Table 2 Energy consumption of the second-stage drying at the three rice mills.

Rice mills (Fuel source)	$\bar{T}$ (°C)	$\bar{M}_{in}$ (% d.b.)	$\bar{M}_{out}$ (% d.b.)	Drying rate (kg-dry matter/h)	Heat (MJ/h)	Primary energy from electricity (conversion factor = 2.6) (MJ/h)	Rate of water Evaporation (kg-water evap./h)	Specific heat consumption (MJ/kg-water evap.)	Electricity consumption in terms of specific primary energy (MJ/kg-water evap.)
Nithithayakit (Rice husk)	79	17.2	14.0	17,544	3,671.95	590.25	561	6.54	1.05
Kungleechan (Diesel)	141	18.4	14.3	5,302	1,266.94	495.92	217	5.82	2.28
Poonsinthal (Crude oil)	71	21.8	17.0	764	735.64	88.12	37	20.06	2.40

Note - $\bar{T}$ = Average drying air temperature at each drying period.

- $\bar{M}_{in}$ = Average inlet moisture content of paddy.

- $\bar{M}_{out}$ = Average outlet moisture content of paddy.

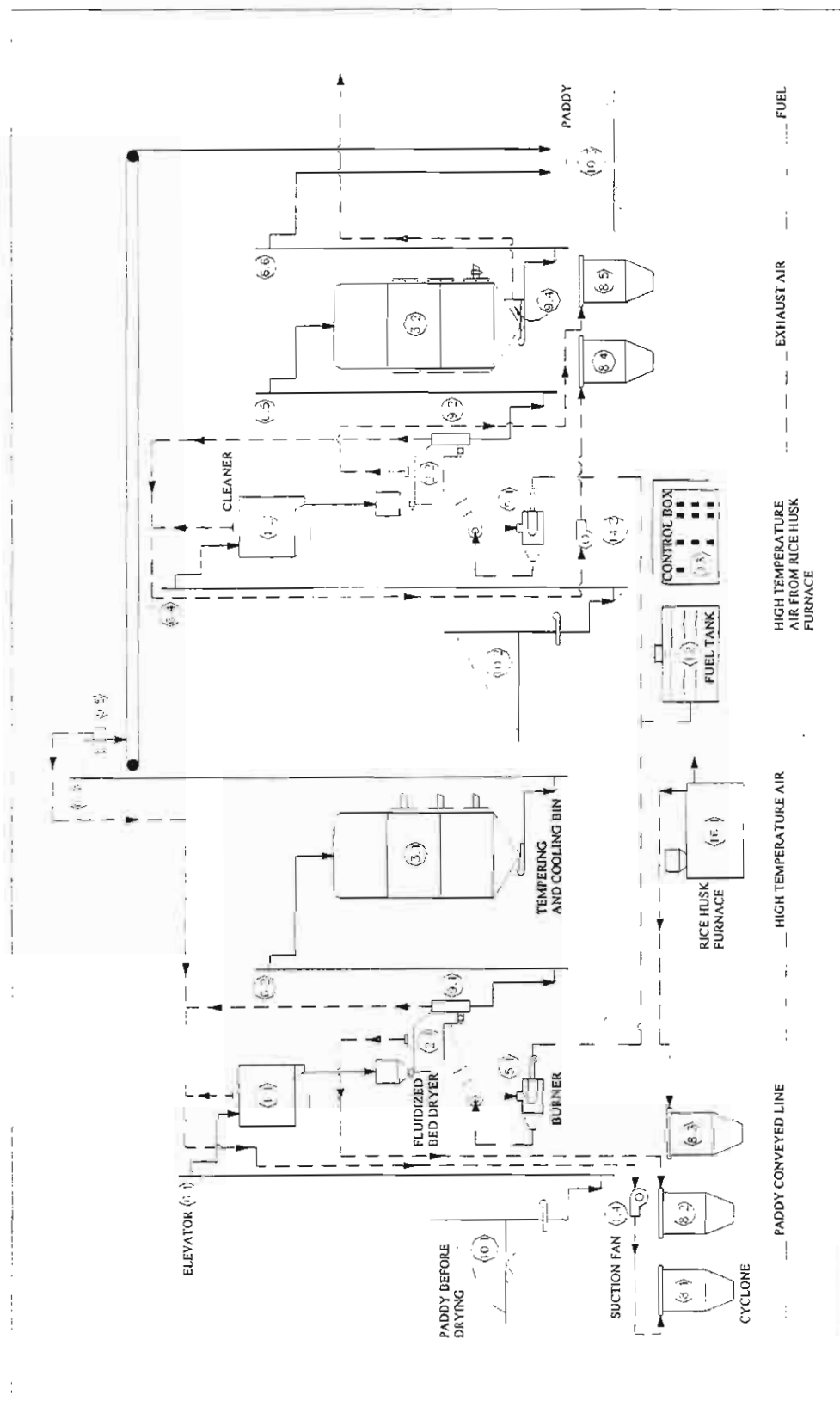


Figure 1 Drying system at Nithithanyakit rice mill, Khanuworlukburi, Kamphaengphet (First stage).

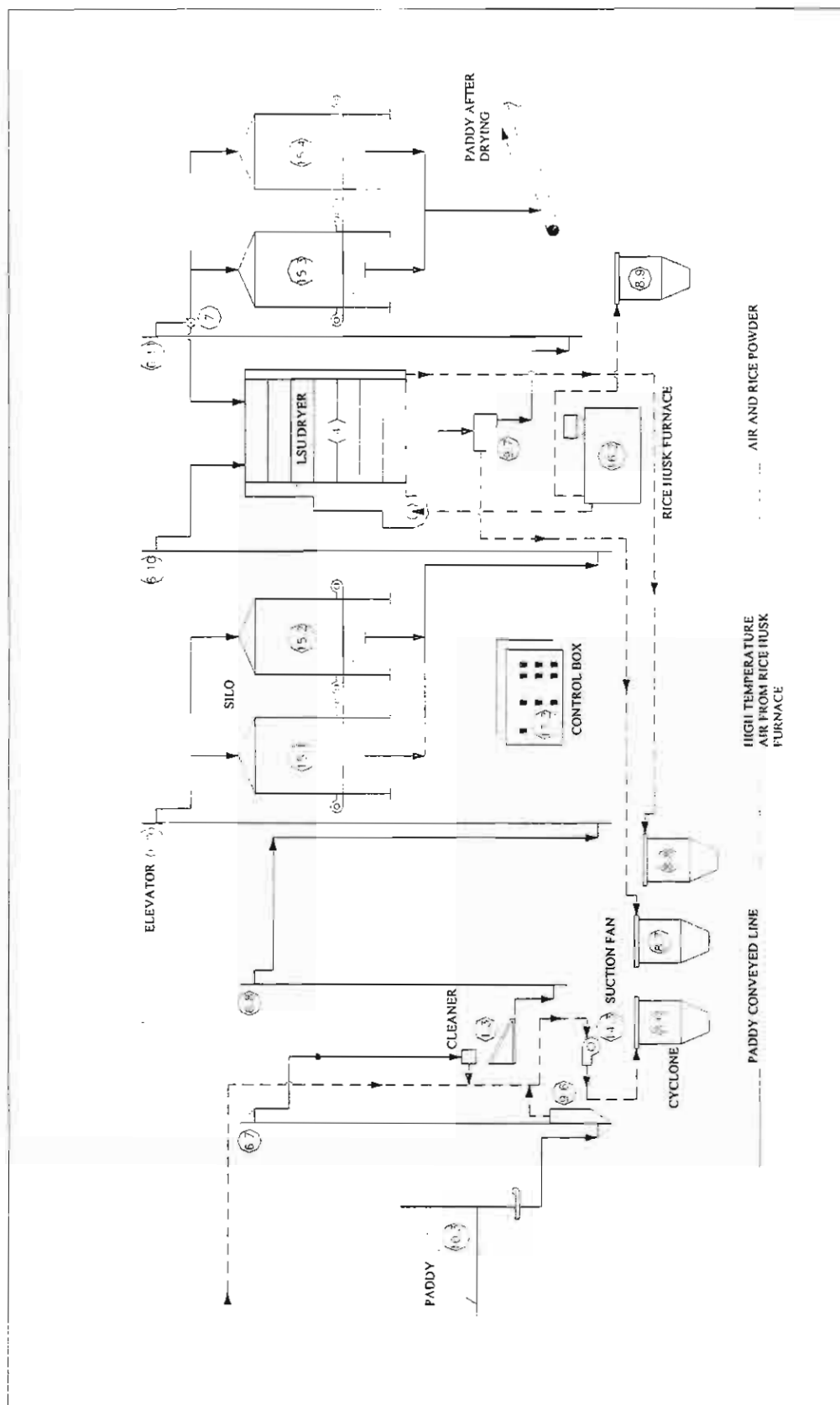


Figure 2 Drying system at Nithithanyakit rice mill, Khanuworakuburi, Kamphaengphet (Second stage).

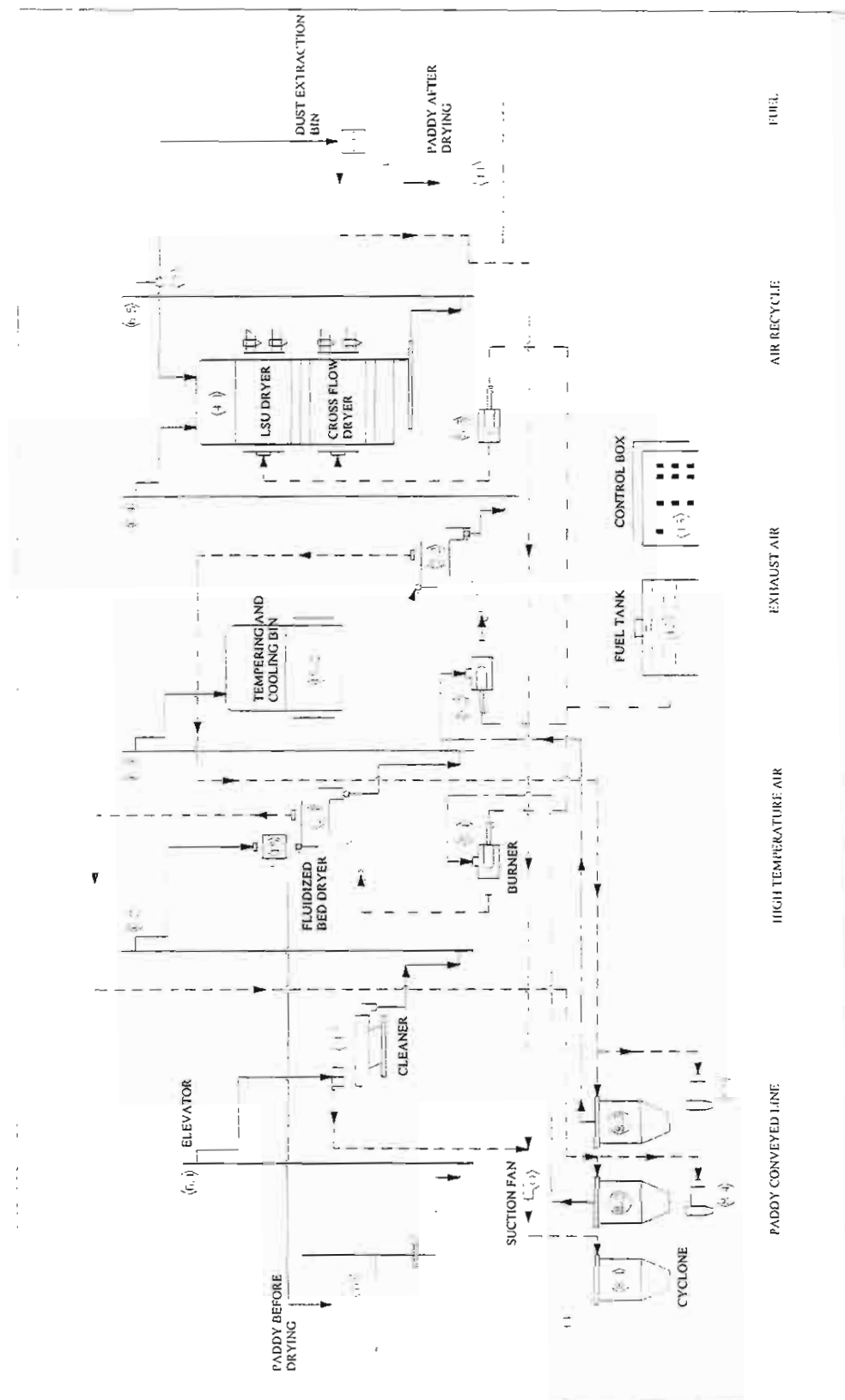


Figure 3 Drying system at Kungleechan, Lardbualuang, Ayudthaya.

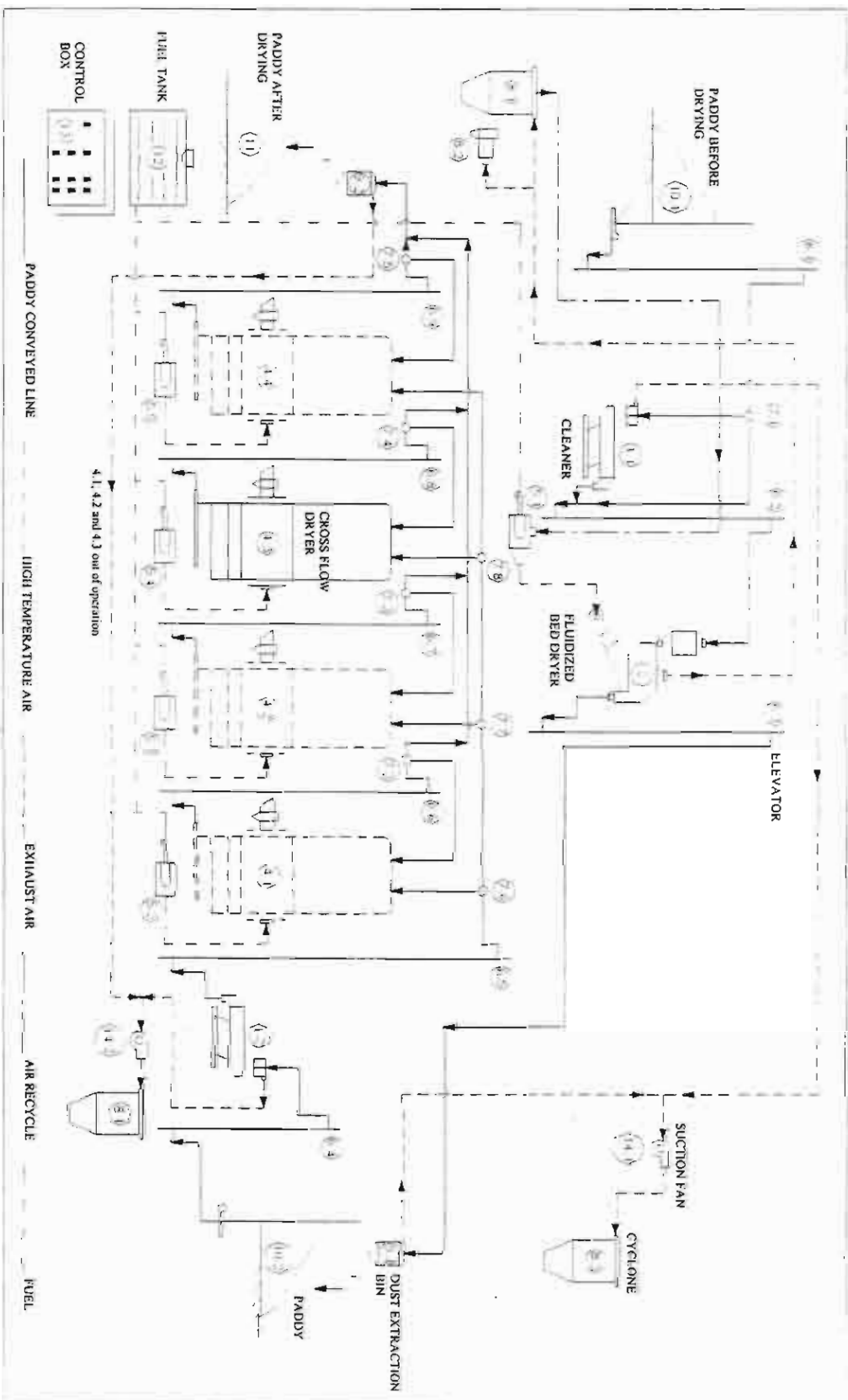


Figure 4 Drying system at PoonsinThai, U-Thong, Suphanburi.

การประชุมทางวิชาการ วร ๖๖ ปี ๒๕๔๐
อธิการบดีมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ๒๐-๒๓ พฤศจิกายน ๒๕๔๐
หน้า ๕๒๒ - ๕๓๓

การทดสอบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งข้าวโพดแบบฟลูอิดไซ์เบดระดับอุตสาหกรรม

Performance Testing of Industrial-Scale Fluidized Bed Corn Dryer

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์^๑ สมบูรณ์ เวชฉามา^๑ คมกฤษ กิตติพร^๒ โชติวุฒิ วิสุทธิแพทย^๓

Somchart Soponronnarit, Somboon Wetchacama, Komkrit kittiporn and Chotiwoot Vitsuttipat

ABSTRACT

Fluidized bed paddy dryer is commercially successful at present. The dryer has been applied with corn grain, another important crop in Thailand. The objective of this research is to investigate performance of industrial-scale fluidized bed corn dryer. Parameters affecting drying rate, energy consumption and product quality were considered. Experimental results showed that rate of water evaporation increased with initial moisture content of corn and drying air temperature while specific energy consumption increased when initial moisture content decreased. Corn quality in terms of breakage and stress crack increased when drying air temperature increased or final moisture content decreased.

บทคัดย่อ

ในปัจจุบันการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไซ์เบดประสบความสำเร็จอย่างสูง ทำให้มีการประยุกต์ใช้เทคนิคนี้ในการอบแห้งข้าวโพด ซึ่งเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญอีกชนิดหนึ่งของประเทศไทย งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาสมรรถนะของเครื่องอบแห้งเมล็ดข้าวโพดแบบฟลูอิดไซ์เบดระดับอุตสาหกรรม โดยศึกษาปัจจัยที่มีผลกระทบต่ออัตราการอบแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงานและคุณภาพของผลิตภัณฑ์ จากการทดลองพบว่า อัตราการระเหยน้ำเพิ่มขึ้นตามความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดข้าวโพดและอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะลดลงเมื่อความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดข้าวโพดมีค่าสูงขึ้น คุณภาพของผลิตภัณฑ์ในด้านการแตกและการร้าวของเมล็ด เพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง และความชื้นสุดท้ายของเมล็ดข้าวโพดที่มีค่าลดลง

นางสาวสุวิมลพร อดุลกรกรว พิศาลรัตน์ และ อุตสาหกรรม ๒
อธิการบดีมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
๑๕-๑๖ ตุลาคม ๒๕๔๐ , นนทบุรี

๑ คณะพลังงานและวัสดุ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ ๔๘ กรุงเทพฯ ๑๐๑๔๐

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

๒ ภาควิชาเกษตรกลวิธาน คณะเกษตรศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีราชมงคล วิทยาเขตบางพระ ชลบุรี

Department of Farm Mechanics, Faculty of Agriculture, Rajamongala Institute of Technology, Bangpra
Campus, Chonburi

๓ อดีตนักศึกษา คณะพลังงานและวัสดุ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

Former graduate student, School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi

คำนำ

ข้าวโพดเลี้ยงสัตว์เป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญรองจากข้าว ผลผลิตของเมล็ดข้าวโพดมีมากในช่วงกลางเดือนกรกฎาคม-เดือนตุลาคม แต่ความต้องการบริโภคมีตลอดทั้งปี ดังนั้นการเก็บรักษาข้าวโพดภายหลังการเก็บเกี่ยวจึงเป็นสิ่งสำคัญ สำหรับประเทศไทยซึ่งมีลักษณะภูมิอากาศแบบร้อนชื้น การเก็บรักษาเมล็ดข้าวโพดในที่เก็บอย่างปลอดภัยควรเก็บที่ความชื้น 14 %wb. เพื่อป้องกันการเจริญเติบโตของราและจุลินทรีย์ต่าง ๆ ที่ทำให้ผลิตผลเกิดการเสียหาย แต่เมล็ดข้าวโพดที่ได้จากการเก็บเกี่ยวมักมีความชื้นสูงระหว่าง 20-30 %wb. จึงจำเป็นต้องมีการลดความชื้นก่อนเก็บรักษา ปัจจุบันเครื่องอบแห้งมีบทบาทสำคัญ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบดใช้อุณหภูมิสูงในการอบแห้งอากาศร้อนที่ใช้อยู่แห้งกับเมล็ดพืชมีการผสมกันอย่างทั่วถึง สามารถลดความชื้นลงได้มากภายในเวลาอันสั้นและให้ความชื้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ที่สม่ำเสมอ แต่การใช้อุณหภูมิสูงเกินไปมีผลทำให้เกิดการแตกและการร้าวของเมล็ดข้าวโพด ดังนั้นจึงจำเป็นต้องศึกษาสภาวะการอบแห้งที่เหมาะสม เพื่อให้การใช้งานเครื่องอบแห้งมีประสิทธิภาพ โดยที่ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีคุณภาพอยู่ในเกณฑ์ดี

Abid et al. (1990) ศึกษาการถ่ายเทความร้อนและมวล ที่เกิดขึ้นในการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด พบว่า อุณหภูมิอากาศที่ใช้ในการอบแห้งและเวลาในการอบแห้งมีอิทธิพลต่ออัตราการอบแห้งอย่างมาก ในขณะที่ความเร็วของอากาศที่ใช้อยู่แห้ง ขนาดของเมล็ดข้าวโพด และความชื้นของอากาศที่ใช้อยู่แห้งมีผลกระทบน้อยมาก

Dayanghirang et al. (1991) ศึกษาผลกระทบของความร้อนที่มีต่อคุณภาพในแง่ของการงอกของเมล็ดข้าวโพด เมื่อทำการอบแห้งโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไชน์เบด เมล็ดข้าวโพดมีความชื้นเริ่มต้น 24.5 %wb. ใช้อุณหภูมิตั้งที่ 40-80 °C และอัตราการไหลของอากาศ 0.03 kg/s พบว่า เมื่ออบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยอุณหภูมิในช่วง 40-55 °C อัตราการงอกของเมล็ดข้าวโพดยังเป็นปกติ แต่เมื่อใช้อุณหภูมิสูงกว่า 55 °C ขึ้นไป อัตราการงอกลดลงอย่างมาก

Satayaprasert and Vanishsriwatana (1992) ศึกษาการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบดแบบเป็นวง ใช้อุณหภูมิอากาศ 60-90 °C ความเร็วของอากาศ 2.7-4.2 m/s และความสูงเบด 3-12 cm พบว่า ปัจจัยที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งอย่างมากคือ อุณหภูมิของอากาศ และความสูงของเบดตามลำดับ โดยคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในแง่ของปริมาณไลซีนมีค่าลดลงเมื่ออบแห้งด้วยอุณหภูมิที่สูงขึ้น

อนันต์ (2539) ศึกษาผลกระทบของการใช้อุณหภูมิสูง ในการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบดแบบเป็นวง โดยใช้อุณหภูมิตั้งที่ 150-200 °C ความเร็วลม 2.2-4.0 m/s ความสูงเบด 4-12 cm พบว่า ปัจจัยที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง คือ อุณหภูมิของอากาศที่ใช้อยู่แห้งและอัตราการไหลของอากาศจำเพาะ เมื่อลดความชื้นเมล็ดข้าวโพดจาก 43 %db. เหลือ 24 %db. โดยใช้อุณหภูมิในช่วง 150-170 °C พบว่า การร้าวของเมล็ดน้อยกว่า 5% และไม่พบการแตกของ

เมล็ด โดยที่การเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดสามารถอธิบายได้ในเชิงจุลศาสตร์เคมี ในรูปของสมการ อัตราเร็วการเกิดปฏิกิริยา โดยตั้งสมมติฐานให้อันดับของปฏิกิริยาเท่ากับศูนย์

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงาน และคุณภาพเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้ง โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบดระดับอุตสาหกรรม

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งและเครื่องมือวัด

รูปที่ 1 แสดงไดอะแกรมของเครื่องอบแห้งข้าวโพดแบบฟลูอิดไชน์เบด ซึ่งมีลักษณะการทำงานคร่าว ๆ ดังนี้ เมล็ดข้าวโพดจากถังพักถูกป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้งโดย rotary feeder ภายในห้องอบแห้งมีกระแสนอากาศร้อนไหลผ่าน โดยมีแผ่นกั้น (weir) เป็นตัวควบคุมความหนาของชั้นเมล็ดข้าวโพดในห้องอบแห้ง ซึ่งเกิดการถ่ายเทมวลสารและความร้อนระหว่างเมล็ดข้าวโพดกับอากาศร้อนที่ไหลผ่าน ทำให้เมล็ดข้าวโพดมีความชื้นลดลงและอุณหภูมิสูงขึ้น ในขณะที่อากาศร้อนที่ไหลออกจากห้องอบแห้งมีอุณหภูมิลดลงและอัตราส่วนความชื้นเพิ่มขึ้น เมล็ดข้าวโพดที่ผ่านการอบแห้งถูกลำเลียงออกจากห้องอบแห้งโดย rotary discharger อากาศร้อนจากห้องอบแห้งถูกทำความสะอาดโดยไซโคลน แล้วนำกลับมาใช้ใหม่บางส่วน เพื่อช่วยลดการใช้พลังงาน รายละเอียดดังแสดงในรูปที่ 2

การทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดแบบต่อเนื่องขนาดกำลังการผลิต 1.8-3.0 tons/h โดยใช้หัวเผาที่ใช้น้ำมันดีเซลเป็นเชื้อเพลิงในการผลิตอากาศร้อน และใช้พัดลมแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง ซึ่งขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 25 hp เป็นตัวผลักดันอากาศร้อน ความเร็วของอากาศร้อนในห้องอบแห้งคงที่ที่ 2.9 m/s ทำการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่ความชื้นเริ่มต้น 18-40 % db. ความสูงของชั้นข้าวโพด 13-20 cm อัตราการป้อนเมล็ดข้าวโพด 1600-3000 kg/h มีอัตราการเวียนอากาศกลับ 78-84 % อุณหภูมิของอากาศที่ใช้อบแห้ง 119-188 °C ความเร็วของอากาศวัดโดยใช้ hot wire anemometer และอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่าง ๆ วัดโดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K และอ่านค่าจาก data logger ซึ่งมีความแม่นยำ 1 °C อุณหภูมิเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งวัดโดยนำไปใส่ไว้ในภาชนะหุ้มฉนวน แล้วอ่านค่าจากเทอร์โมมิเตอร์ เก็บตัวอย่างเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งทุก 20 นาที แล้วนำไปตรวจค่าความชื้นและคุณภาพในรูปของการแตก การร้าว และการเปลี่ยนแปลงสี

การตรวจสอบหาความชื้นของเมล็ดข้าวโพด

นำตัวอย่างเมล็ดข้าวโพดก่อนและหลังการอบแห้งใส่ในภาชนะประมาณ 30 กรัม เข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง แล้วนำมาชั่งน้ำหนักเพื่อหาความชื้นก่อนและหลังการอบแห้ง

การตรวจสอบคุณภาพของเมล็ดข้าวโพด

- ตรวจสอบสีของเมล็ดข้าวโพด โดยเครื่องมือวัดสีมาตรฐานฮันเตอร์ Minolta รุ่น CR-3000 อ่านค่า L (lightness), a (redness) และ b (yellowness) ที่ส่วนแสดงผล

- ตรวจสอบเปอร์เซ็นต์เมล็ดแตกและเมล็ดร้าวของเมล็ดข้าวโพด สุ่มตัวอย่างเมล็ดข้าวโพด ประมาณ 150 g ตรวจสอบหาเปอร์เซ็นต์เมล็ดแตกโดยน้ำหนัก โดยพิจารณาเมล็ดที่แตกออกจากกัน และเมล็ดที่มีการปริแตกอย่างชัดเจน แล้วทำการตรวจสอบหาเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวโดยน้ำหนักโดยการส่องไฟ

ผลและวิจารณ์

อัตราการระเหยน้ำ

ตารางที่ 1 แสดงผลการทดสอบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งข้าวโพดแบบฟลูอิดไคซ์เบด การทดลองที่ 1-10 และ 11-14 เป็นการอบแห้งในช่วงความชื้นเริ่มต้นสูง (26-40 % db.) และในช่วงความชื้นเริ่มต้นต่ำ (21-23 % db.) ตามลำดับ โดยใช้อุณหภูมิอบแห้ง 119-188 °C จากการทดลองพบว่า ที่การทดลอง 1-10 ให้อัตราการระเหยน้ำสูง อัตราการระเหยน้ำเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้น ดังรูปที่ 3 การทดลองที่ 11-14 เป็นการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดในช่วงความชื้นต่ำ (18-22 % db.) พบว่า อัตราการระเหยน้ำมีค่าต่ำมากเมื่อเทียบกับการทดลองที่ 1-10 ทั้งนี้เป็นเพราะน้ำส่วนใหญ่อยู่บริเวณส่วนในของเมล็ด การถ่ายเทมวลสารถูกจำกัดด้วยการแพร่ความชื้นในเมล็ด การลดความชื้นจึงเป็นไปได้ยาก

ความสิ้นเปลืองพลังงาน

อัตราการใช้พลังงานเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิเช่นกัน แต่ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะไม่ขึ้นกับอุณหภูมิ โดยขึ้นอยู่กับความชื้นเฉลี่ยของเมล็ดข้าวโพดดังรูปที่ 4 สำหรับช่วงความชื้นเริ่มต้นสูง ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของความร้อนจากน้ำมันดีเซลและของไฟฟ้าอยู่ในช่วง 4.7-6.9 และ 0.32-0.61 MJ/kg-water evaporated ตามลำดับ ในกรณีช่วงความชื้นเริ่มต้นต่ำ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของความร้อนจากน้ำมันดีเซลและของไฟฟ้าอยู่ในช่วง 10.0-27.4 และ 0.65-2.03 MJ/kg-water evaporated ตามลำดับ การทดลองที่ 9 และ 10 เป็นการเพิ่มเวลาในการอบแห้งโดยใช้วิธีเพิ่มความสูงของชั้นเมล็ดข้าวโพด จากการทดลอง พบว่า อัตราการระเหยน้ำมีค่าสูงพอประมาณ แต่ความชื้นสุดท้ายไม่ค่อยสม่ำเสมอเมื่อเทียบกับผลของการทดลองที่ 1-8 ทั้งนี้เนื่องจากพัดลมมีกำลังงานไม่เพียงพอ ในการทำให้เมล็ดข้าวโพดเกิดฟลูอิดไคซ์ชันอย่างสมบูรณ์

คุณภาพของเมล็ดข้าวโพด

ตารางที่ 2 แสดงการเปลี่ยนแปลงคุณภาพของเมล็ดข้าวโพด เมื่อเมล็ดข้าวโพดผ่านการอบแห้ง เปอร์เซ็นต์การแตกของเมล็ดมีค่าสูงขึ้นเล็กน้อยเมื่อเทียบกับตัวอย่างอ้างอิง แต่ในบางกรณีมีค่าต่ำกว่า ทั้งนี้อาจเป็นเพราะเศษจากการแตกหักมีขนาดเล็กและเบาเมื่อเทียบกับเมล็ดสมบูรณ์ จึงถูกพัดพาออกจากห้องอบแห้งไปกับอากาศร้อนและถูกขจัดออกจากระบบด้วยไซโคลน ยกเว้นในการทดลองที่ 8 ซึ่งทำการอบแห้งด้วยอุณหภูมิ 188 °C พบว่า เปอร์เซ็นต์การแตกหลังการอบแห้งเพิ่มขึ้นมาก เนื่องจากเมล็ดข้าวโพดบางส่วนเกิดการแตกในลักษณะแตกบาน คล้าย pop corn ซึ่งการแตกในลักษณะนี้เกิดจากการใช้อุณหภูมิในการอบแห้งที่สูงเกินไป

ในส่วนของเปอร์เซ็นต์การร้าวของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้ง พบว่า มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับตัวอย่างอ้างอิง โดยเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิอบแห้งที่เพิ่มขึ้น ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่า เมื่อทำการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูง ผิวนอกของเมล็ดสูญเสียความชื้นอย่างรวดเร็ว ทำให้ผิวนอกแข็งตัว และเมื่อไชนการอบแห้งเคลื่อนย้ายจากบริเวณผิวนอกไปยังชั้นในของเมล็ด บริเวณชั้นในสูญเสียความชื้นและหดตัวโดยแยกตัวออกจากผิวนอกที่แข็ง

สำหรับการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดข้าวโพด จากการทดลอง พบว่า กระบวนการอบแห้งมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงสีของเมล็ดข้าวโพดน้อยมาก กล่าวคือ หลังการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดมีค่า a (redness) และ b (yellowness) โดยเฉลี่ยเพิ่มขึ้นเล็กน้อย ซึ่งถือว่าไม่มีผลกระทบใดๆ ในทางการค้า

สรุป

จากผลการทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวโพดด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด สามารถสรุปได้ดังนี้

1. เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบดเหมาะสำหรับการอบแห้งเมล็ดข้าวโพดที่มีความชื้นเริ่มต้นสูง เนื่องจากสิ้นเปลืองพลังงานน้อย ความสิ้นเปลืองพลังงานมีค่าสูงขึ้น เมื่อความชื้นของเมล็ดข้าวโพดลดต่ำลง
2. อัตราการระเหยน้ำเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิของอากาศที่ใช้อบแห้ง แต่การอบแห้งที่อุณหภูมิสูงเกินไปพร้อมกับความชื้นเริ่มต้นเมล็ดข้าวโพดที่ค่อนข้างต่ำ ทำให้การแตกและการร้าวของเมล็ดเพิ่มขึ้น อุณหภูมิที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 150-160 °C
3. การเพิ่มความสูงของชั้นเมล็ดข้าวโพดมากเกินไปทำให้เกิดฟลูอิดไชน์เบดชันลดลง ซึ่งส่งผลถึงความไม่สม่ำเสมอของความชื้นสุดท้าย

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักกองทุนสนับสนุนการวิจัยและ Australian Centre for International Agricultural Research ที่ให้การสนับสนุนงานวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Abid, M., R. Gibert and C. Laguerie, 1990. An experimental and theoretical analysis of the mechanisms of heat and mass transfer during the drying of corn grains in a fluidized bed. *International Chemical Engineering*. 30: 632-642.
2. Dayanghirang, D.D., T.F. Ghaly, J.W. Sutherland and B.G. Patil, 1991. Heat induced damage in maize grain as a consequence of fluidized bed drying. *Proceedings of the 14th ASEAN Seminar on Grains Post-harvest Technology*. Philippines, pp. 114-121.
3. Satayaprasert, C. and V. Vanishriwatana, 1992. Drying corn in fluidized bed. *Thailand Engineering Journal*. 44: 76-79.
4. อนันต์ พงษ์วรกุลพาณิชย์, 2539. การอบแห้งข้าวโพดด้วยเทคนิคฟลูอิดไคเซชัน. *วิทยานิพนธ์ วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต สาขาเทคโนโลยีพลังงาน สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี*

ตารางที่ 1 ผลการทดสอบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งเมล็ดข้าวโพดแบบฟลูอิดซ์เบด

การทดลอง ที่	อุณหภูมิ (°C)	อัตราการเวียน อากาศกลับ (%)	ความสูงเบด (cm)	อัตราการป้อน เมล็ดข้าวโพด (kg/h)	ระยะเวลาที่เมล็ด ข้าวโพดอยู่ใน ห้องอบแห้ง (min)	ความชื้นเริ่มต้น เมล็ดข้าวโพด (% db.)	ความชื้นสุดท้าย เมล็ดข้าวโพด (% db.)
1	119	78.2	13	2000	3.44	38.2	31.2
2	131	78.2	13	3000	2.29	32.7	27.1
3	145	78.2	17	2000	4.50	28.2	19.2
4	152	78.2	15	1860	4.27	40.3	26.3
5	156	80.4	15	1980	4.01	29.4	19.4
6	168	80.4	15	2016	3.94	29.7	19.0
7	172	80.4	15	1980	4.01	28.6	17.8
8	188	80.4	15	2160	3.68	26.1	15.7
9	156	80.4	20	2160	4.90	26.5	18.1
10	168	80.4	20	2160	4.90	26.4	17.0
11	120	84.4	17	1860	4.84	22.2	19.1
12	143	84.4	17	1860	4.84	18.6	16.7
13	156	84.4	19	1600	6.28	21.1	14.2
14	165	84.4	17	1860	4.48	22.8	18.2

ตารางที่ 1 (ต่อ) ผลการทดสอบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งเมล็ดข้าวโพดแบบฟลูอิดไจซ์เบด

การทดลอง ที่	อัตราการระเหยน้ำ (kg water evap./h)	อัตราการใช้ น้ำมันดีเซล (MJ/h)	อัตราการใช้ พลังงานไฟฟ้า (MJ/h)	ความสิ้นเปลือง ความร้อนจาก น้ำมันดีเซล (MJ/kg water evap.)	ความสิ้นเปลือง พลังงานไฟฟ้า (MJ/kg water evap.)
1	103.1	710.7	64.0	6.9	0.61
2	125.5	728.1	58.7	5.8	0.47
3	140.3	771.9	58.7	5.5	0.42
4	185.6	875.8	58.7	4.7	0.32
5	153.0	894.0	59.7	5.8	0.41
6	165.8	967.1	59.7	5.8	0.37
7	170.8	1058.1	59.7	6.2	0.35
8	178.2	1238.1	59.7	6.9	0.35
9	143.5	901.3	59.7	6.3	0.41
10	159.9	957.6	59.7	6.0	0.37
11	47.3	713.0	58.7	15.1	1.22
12	28.7	786.2	58.7	27.4	2.03
13	92.3	925.6	58.7	10.0	0.65
14	69.4	1090.0	58.7	15.7	0.85

ตารางที่ 2 คุณภาพของเมล็ดข้าวโพด

การทดลอง ที่	อุณหภูมิ อากาศอบแห้ง (°C)	ความชื้น สุดท้าย (% db.)	การเปลี่ยนแปลงสี				เปอร์เซ็นต์เมล็ดแตก		เปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าว	
			ตัวอย่างอ้างอิง		หลังการอบแห้ง		ตัวอย่างอ้างอิง	หลังการอบแห้ง	ตัวอย่างอ้างอิง	หลังการอบแห้ง
			a	b	a	b				
1	119	31.1	10.85	22.87	11.26	23.85	3.8	2.9	-	-
2	131	27.1	13.34	27.35	12.85	28.28	2.4	2.4	-	-
3	145	19.2	9.87	26.65	10.63	25.46	4.6	5.9	-	-
4	152	26.3	10.80	28.85	12.09	25.93	2.0	2.8	-	-
5	156	19.4	9.55	23.24	10.42	22.92	1.7	1.5	1.6	10.0
6	168	19.0	10.90	26.92	11.41	29.34	1.3	1.0	1.7	30.4
7	172	17.8	11.64	26.13	13.62	23.55	1.8	2.2	2.4	38.8
8	188	15.7	10.77	20.42	12.87	18.44	2.1	4.6	4.1	49.1
9	156	18.1	11.32	18.60	12.40	23.52	2.0	2.1	3.6	19.7
10	168	17.0	9.19	19.77	12.35	21.29	2.5	2.4	3.8	28.7
11	120	19.1	10.23	22.82	11.42	24.52	1.0	1.9	0.2	0.6
12	143	16.7	8.84	21.10	11.13	23.91	1.7	1.8	0.6	1.0
13	156	14.2	7.66	19.86	8.10	21.61	2.4	2.8	0.6	32.7
14	165	18.2	6.98	19.52	7.69	20.22	1.5	1.3	0.8	3.3

หมายเหตุ

- การทดลองที่ 1-4 และ 11-14 ใช้การอบแห้งด้วยลมธรรมชาติสำหรับตัวอย่างอ้างอิง
- การทดลองที่ 5-10 ใช้ข้าวโพดก่อนการอบแห้งเป็นตัวอย่างอ้างอิง

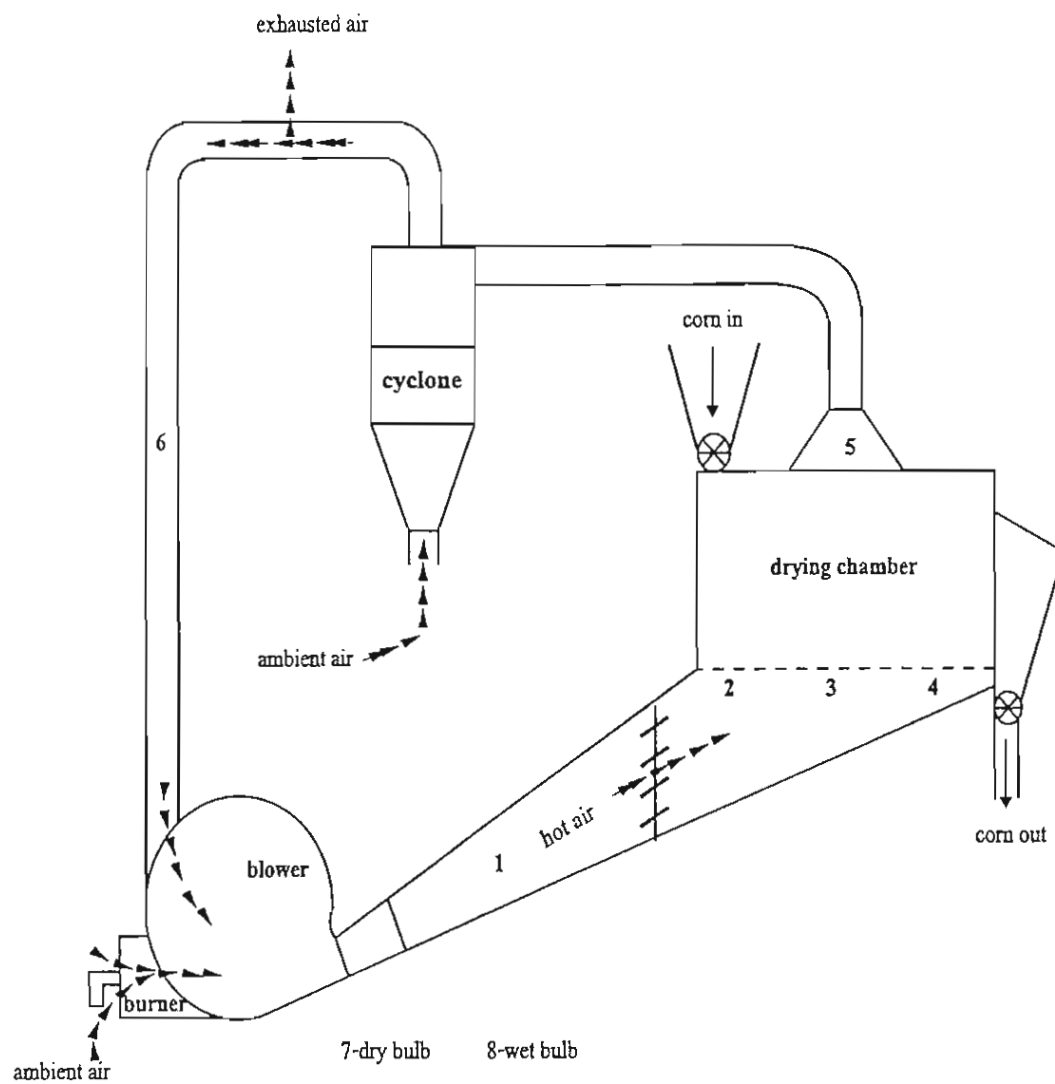


Figure 1 Diagram of fluidized-bed corn dryer (Numbers indicate where temperature measurements were taken)

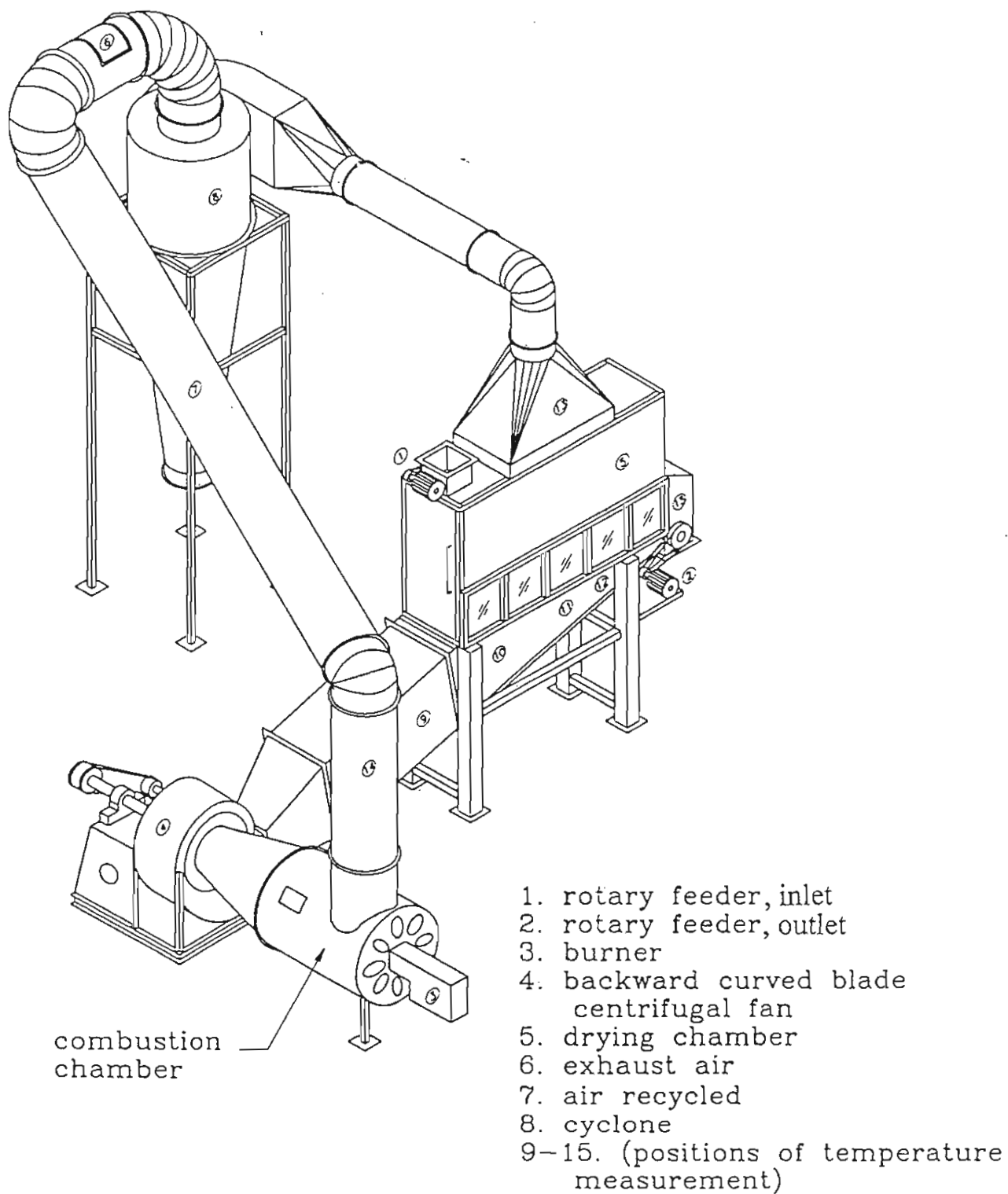


Figure 2 Fluidized bed dryer

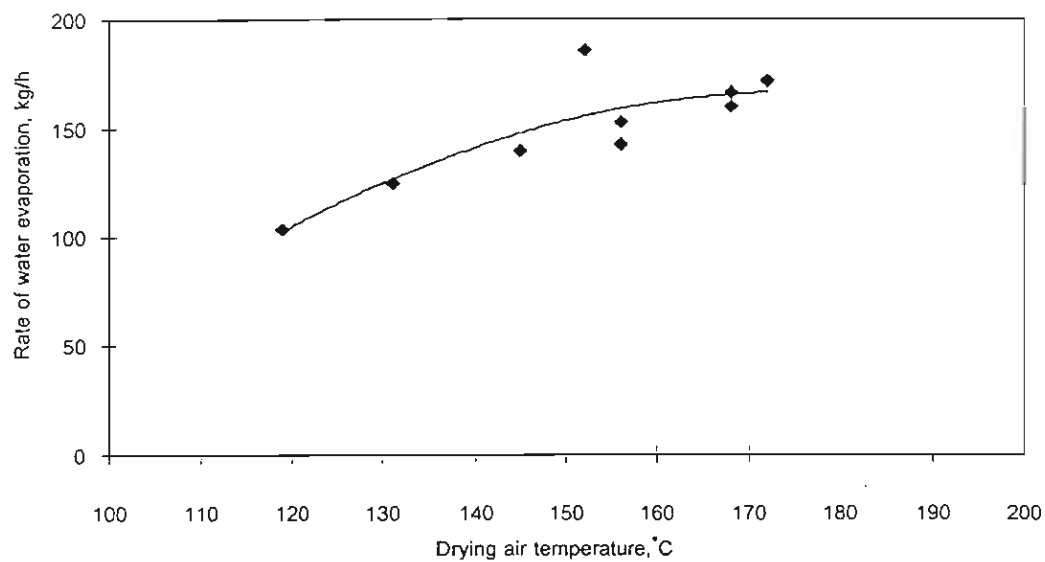


Figure 3 Effect of drying air temperature on rate of water evaporation
(range of average moisture content 22-35 %db.)

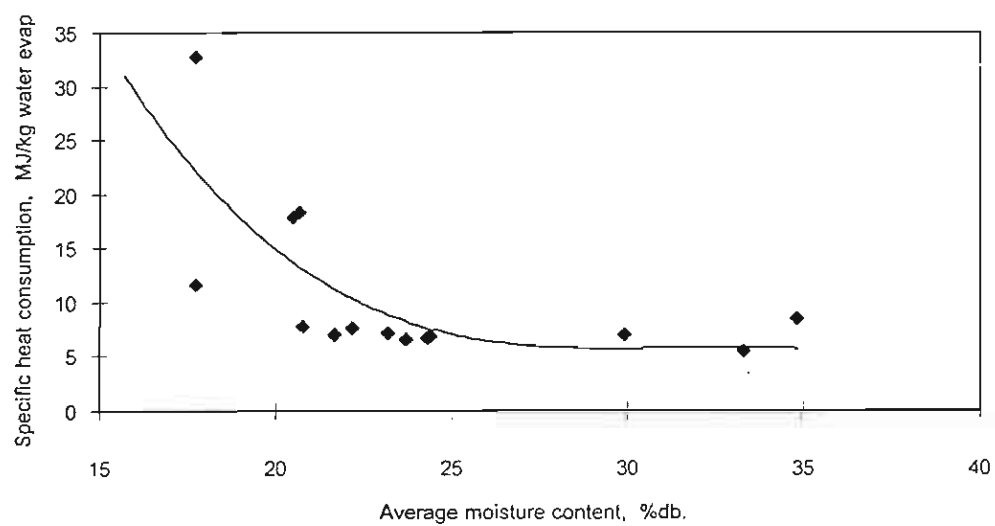


Figure 4 Effect of average moisture content on specific heat consumption
(range of drying air temperature 119-188 °C)

การอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน
20-23 เม.ย. '40 หน้า 534-538

การอบแห้งถั่วเหลืองโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน

(Soybean Drying By Fluidization Technique)

มนตร์ หวังจิ* สมชาติ โสภณรณฤทธิ์** และ สมบูรณ์ เวชกามา**

(Montri Wangji, Somchart Soponronnarit and Somboon Wetchacama)

ABSTRACT

The objective of this paper is to investigate experimentally primary drying conditions for drying soybean in a continuous fluidized bed dryer. Operating parameters during experiments are as follows: drying capacity 2.9 tons/h, air flow rate $3.6 \text{ m}^3/\text{s}$ (3.3 kg/s), bed velocity 2.9 m/s, bed height 15 cm, residence time 2.35 minutes, fraction of air recycled 0.83, drying air temperatures at 110, 120, 130 and 140 °C. Moisture content of soybean was reduced from 20.2, 22.9, 25.2 and 28.2 % wet-basis to 16.8, 18.0, 18.6 and 19.0 % wet-basis respectively. Average primary energy consumption was 4.62 MJ/kg-water evaporated. Energy consumption decreased with increasing initial moisture content of soybean while kernel crack increased with drying air temperature.

Key words : Fluidized Bed, Drying, Soybean

* Former graduate student

** School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, THAILAND

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาหาแนวทางขั้นตอนสำหรับการดำเนินการอบแห้ง เมล็ดถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดแบบต่อเนื่อง ซึ่งได้ทำการทดลองศึกษาตามสภาวะ เงื่อนไขการอบแห้งที่อัตราการกำลังผลิต 2.9 tons/h อัตราการไหลอากาศอบแห้ง 3.6 m³/s(3.3 kg/s) ความเร็วอากาศอบแห้ง 2.9 m/s ความสูงของชั้น (Bed) เมล็ดถั่วเหลือง 15 cm ระยะเวลาที่เมล็ด ถั่วเหลืองอยู่ในห้องอบแห้ง 2.35 นาที อัตราการเวียนคืนอากาศอบแห้งประมาณ 83 % โดยทำ การทดลองที่อุณหภูมิ 110, 120, 130 และ 140 °C ซึ่งสามารถลดความชื้นเริ่มต้นโดยเฉลี่ย 20.2, 22.9, 25.2 และ 28.2 % มาตรฐานเปียก เหลือความชื้นสุดท้ายโดยเฉลี่ย 16.8, 18.0, 18.6 และ 19.0 %มาตรฐานเปียก ตามลำดับ ความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิโดยเฉลี่ย 4.62 MJ/kg-water และจาก การทดลองพบว่า พลังงานปฏุมภูมิจะลดลงตามความชื้นเริ่มต้นเมล็ดถั่วเหลืองที่เพิ่มขึ้น ส่วน เปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวจะเพิ่มขึ้นตามระดับอุณหภูมิของอากาศอบแห้ง

คำสำคัญ : ฟลูอิดซ์เบด, การอบแห้ง, เมล็ดถั่วเหลือง

บทนำ

ถั่วเหลืองจัดเป็นพืชเศรษฐกิจของไทยชนิดหนึ่ง ซึ่งมีปริมาณการผลิตปีละประมาณ 450,000 ตัน ปกติถั่วเหลืองจะถูกเก็บเกี่ยวเมื่อมีความชื้นอยู่ในช่วง 18-20 % มาตรฐานเปียก แต่ถ้ามี การเก็บเกี่ยวในช่วงฤดูฝน ผลผลิตที่เก็บเกี่ยวได้จะมีความชื้นสูง (ประมาณ 21-30 %มาตรฐาน เปียก) ทำให้เมล็ดถั่วเหลืองสูญเสียคุณภาพเร็ว ดังนั้นจึงต้องมีการลดความชื้นเพื่อช่วยในการรักษา คุณภาพและเก็บรักษาไว้ได้นานขึ้น ในปัจจุบันการใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดแบบต่อเนื่อง เพื่อลดความชื้นข้าวเปลือกได้ถูกนำมาใช้ในระดับอุตสาหกรรมมากขึ้น ข้อดีของเครื่องอบแห้ง แบบฟลูอิดซ์เบดคือ ความชื้นของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งมีค่าค่อนข้างสม่ำเสมอใกล้เคียงกัน ใช้พื้นที่ติดตั้งและทำงานน้อย และมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าการอบแห้งแบบเบดนิ่ง หรือเครื่องอบ แห้งแบบต่อเนื่องชนิดอื่น ๆ

สุภวรรณ วชิรมน (2533) ศึกษาแนวทางที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองแบบเป็นงวดในถังขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.75 เมตร สูง 2.75 เมตร ความหนาของชั้นเมล็ดถั่วเหลือง 0.40, 0.60 เมตร กำหนดให้อัตราการไหลและอุณหภูมิของอากาศอยู่ในช่วง 4.0-13.0 ลูกบาศก์เมตรต่อนาที่ต่อลูกบาศก์เมตรถั่วเหลือง และ 45-75 °C ตามลำดับ ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองประมาณ 20 %มาตรฐานเปียก ความชื้นเฉลี่ยในถังอบภายหลังการอบแห้งประมาณ 10 %มาตรฐานเปียก จากการทดลองพบว่าเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวและเมล็ดแตกของเมล็ดถั่วเหลืองมีค่ามากเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูง และระยะเวลาในการอบแห้งนาน

Matthes et al. (1974) ได้ทำการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองที่จะใช้เพาะปลูกพันธุ์ Dare และพันธุ์ Mack ด้วยอากาศร้อน เครื่องอบแห้งประกอบด้วยถังอบ 8 ถัง เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.34 เมตร สูง 1.2 เมตร ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองเฉลี่ยประมาณ 18.5-22.0 %มาตรฐานเปียก ทำการอบแห้งให้เหลือประมาณ 12 %มาตรฐานเปียก ผลการทดสอบสามารถสรุปได้ว่าถ้ากำหนดให้เปอร์เซ็นต์การงอกของเมล็ดถั่วเหลืองที่ยอมรับได้เท่ากับ 80% พบว่าในการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองที่มีความชื้นสูงและได้เปอร์เซ็นต์การงอกของเมล็ดถั่วเหลืองมากกว่า 80% นั้น ควรจะอยู่ในสภาวะที่มีความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบแห้งอยู่ในช่วง 40-50 % และอัตราการไหลของอากาศอบแห้งต่ำสุดควรอยู่ในช่วง 9.9-13.2 ลูกบาศก์เมตรต่อนาที่ต่อลูกบาศก์เมตรของเมล็ดถั่วเหลือง และอุณหภูมิไม่เกิน 43 °C

Overhults et al. (1973) ได้ทำการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองพันธุ์ Cutler แบบชั้นบาง เครื่องอบแห้งประกอบด้วยถาด 2 ถาด พื้นที่อบแห้งประมาณ 0.09 ตารางเมตร เมล็ดถั่วเหลืองหนา 1 ชั้นในแต่ละถาด อุณหภูมิอบแห้งอยู่ในช่วง 38-104 °C และตั้งสมมติฐานว่า อัตราการไหลของอากาศมีผลน้อยมากต่ออัตราการอบแห้ง ความชื้นเริ่มต้นเมล็ดถั่วเหลืองประมาณ 20-33 %มาตรฐานเปียก ทำการอบแห้งให้ความชื้นของเมล็ดถั่วเหลืองเหลือประมาณ 10 %มาตรฐานเปียก พบว่าถ้าใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูง จะทำให้เกิดการสูญเสียทางกายภาพของเมล็ดถั่วเหลืองคือ เกิดการแตกร้าว ซึ่งทำให้เปลือกเมล็ดแตกออกและเกิดรอยร้าวรูปตัววี

ในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อทำการทดลองศึกษาหาแนวทางเบื้องต้นในการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองโดยใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดแบบต่อเนื่อง เช่น อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งโดยคำนึงถึงคุณภาพของเมล็ดถั่วเหลืองหลังการอบแห้งให้อยู่ในเกณฑ์ดี

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

อุปกรณ์ในการอบแห้ง

รูปที่ 1 แสดงไดอะแกรมของเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดแบบต่อเนื่อง ซึ่งประกอบด้วย พัดลมเป่า (Blower) ที่มีมอเตอร์ขนาด 20 HP หัวเผา (Burner) ขนาด 237-700 kW ห้องอบแห้ง ขนาด(กว้างxยาวxสูง) = $0.6 \times 2.1 \times 1.2$ ลูกบาศก์เมตร ความสูงของชั้นเมล็ดถั่วเหลืองในห้องอบแห้งถูกควบคุมโดยแผ่นกั้น (Weir) เมล็ดถั่วเหลืองถูกป้อนเข้าห้องอบแห้งโดยโรตารี อากาศอบแห้งจะไหลในทิศทางตั้งฉากกับทิศทางการไหลของเมล็ดถั่วเหลือง และถูกนำกลับมาใช้ใหม่บางส่วน โดยผสมกับอากาศแวดล้อม ก่อนถูกทำให้ร้อนขึ้นถึงอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง

วิธีการทดลอง

ในการทดลองศึกษาของงานวิจัยนี้ ได้ทำการทดลองที่สภาวะ อัตราการอบแห้ง 2.9 tons/h ความเร็วกระแสอากาศอบแห้ง 2.9 m/s อุณหภูมิอบแห้งอยู่ในช่วง $110-134^{\circ}\text{C}$ ความชื้นก่อนและหลังการอบแห้งหาโดยวิธีการอบแห้งในตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 h อุณหภูมิกระเปาะแห้ง กระเปาะเปียก และอุณหภูมิของอากาศอบแห้งตามจุดต่าง ๆ ของเครื่องอบแห้ง วัดโดยเทอร์โมคัปเปิลชนิด Chromel Alumel type k ต่อเข้ากับ Data logger (ความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$) ความเร็วลมวัดโดย Hot wire anemometer คุณภาพเมล็ดถั่วเหลืองหลังการอบแห้งทำการทดสอบโดยการหาเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวโดยน้ำหนักด้วยการสังเกตภายใต้แสงไฟแล้วเปรียบเทียบกับตัวอย่างเมล็ดถั่วเหลืองที่อบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม

ผลการทดลองและวิจารณ์

จากการทดลองอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดแบบต่อเนื่อง ซึ่งได้ผลข้อมูลเบื้องต้นในการดำเนินการอบแห้งคือ อัตราการผลิตประมาณ 2.9 tons/h อัตราการไหลกระแสอากาศอบแห้ง $3.6 \text{ m}^3/\text{s}$ (ความเร็ว = 2.9 m/s) ความสูงของเบดเมล็ดถั่วเหลืองประมาณ 15 เซนติเมตร ระยะเวลาที่เมล็ดถั่วเหลืองอยู่ในอบแห้งประมาณ 2.35 นาที อัตราการเวียนอากาศอบแห้งกลับมาใช้ใหม่ประมาณ 83% ซึ่งเป็นอัตราที่ค่อนข้างเหมาะสมในการอบแห้งข้าวเปลือก

(Soponronnarit and Prachayawarakorn, 1994) ในการทดลองแต่ละครั้งได้ใช้อุณหภูมิอบแห้งต่างกัน 4 ระดับคือ 110, 120, 130 และ 140 °C และความชื้นเริ่มต้น 4 ระดับ คือ 20.2, 22.9, 25.2 และ 28.2 % มาตรฐานเปียก ตามลำดับอุณหภูมิอบแห้ง

1. การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิขณะทำการอบแห้ง

รูปที่ 2, 5, 8, และ 11 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิขณะทำการอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิควบคุม 110, 120, 130, และ 140 °C ตามลำดับ อุณหภูมิควบคุมจะขึ้นอยู่กับความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลือง อุณหภูมิที่ออกจากห้องอบแห้งประมาณ 63-73 °C อุณหภูมิอากาศอบแห้งที่เวียนกลับมาใช้ใหม่ประมาณ 60-69 °C อุณหภูมิของเมล็ดถั่วเหลืองที่ออกจากห้องอบแห้งประมาณ 54-66 °C และอุณหภูมิของอากาศแวดล้อมประมาณ 33-35 °C

2. ความสัมพันธ์ระหว่างความชื้นเริ่มต้นกับความชื้นสุดท้าย

รูปที่ 3, 6, 9, 12 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความชื้นเริ่มต้นกับความชื้นสุดท้าย ที่ใช้อุณหภูมิควบคุมอบแห้งในระดับ 110, 120, 130 และ 140 °C ตามลำดับ สามารถลดความชื้นเริ่มต้นโดยเฉลี่ย 20.2, 22.9, 25.2 และ 28.2 % มาตรฐานเปียก เหลือความชื้นสุดท้ายโดยเฉลี่ย 16.8, 18.0, 18.6 และ 19.0 % มาตรฐานเปียก ตามลำดับ

3. ความสิ้นเปลืองพลังงาน

จากการทดลอง พบว่าความสิ้นเปลืองพลังงานป้อนมิก่อนข้างสูงเมื่อความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองต่ำ เนื่องจากกระเหยนน้ำได้น้อย แต่จะสิ้นเปลืองน้อยลงเมื่อความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองสูงขึ้น เนื่องจากกระเหยนน้ำได้มากขึ้นแสดงในรูปที่ 14

4. คุณภาพของเมล็ดถั่วเหลือง

รูปที่ 4, 7, 10, และ 13 แสดงข้อมูลเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวของถั่วเหลือง เปรียบเทียบระหว่างก่อนอบแห้งกับหลังอบแห้ง โดยใช้อุณหภูมิควบคุมการอบแห้งที่ระดับ 110, 120, 130, และ 140 °C ตามลำดับ พบว่าเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวก่อนอบแห้งมีค่าเฉลี่ย 10.5, 8.8, 11.7 และ 12.6 และหลังอบแห้งมีเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าว 15.3, 21.6, 25.4 และ 31.5 ตามลำดับ โดยสรุปแล้วจะได้ว่าเปอร์เซ็นต์เมล็ดร้าวถั่วเหลืองมีค่าแปรผันตามระดับอุณหภูมิที่ใช้อบแห้ง

สรุป

จากการทดลองการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์แบบต่อเนื่อง พบว่า ความสิ้นเปลืองพลังงานป้อนภูมิกลตามความชื้นเริ่มต้นที่เพิ่มขึ้น โดยเปลี่ยนแปลงอยู่ระหว่าง 3-6 MJ/kg-water ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดถั่วเหลืองอยู่ในช่วง 20-28 %มาตรฐานเปียก ในส่วนของเปอร์เซ็นต์เมล็ดร่วง จะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิของอากาศอบแห้ง ซึ่งมีค่าเพิ่มขึ้นประมาณ 5-19 % เทียบกับก่อนถูกนำไปอบแห้ง

ข้อเสนอแนะ

ควรทำการทดลองศึกษาการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์แบบต่อเนื่องในกรณีอื่นเพิ่มเติม โดยเน้นพิจารณาที่คุณภาพเมล็ดถั่วเหลืองด้านอื่นด้วย เช่น ผลกระทบของอุณหภูมิที่มีต่อปริมาณโปรตีนในเมล็ดถั่วเหลือง เป็นต้น

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและ Australian Centre for International Agricultural Research ที่ได้ให้การสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. สุภวรรณ วชิรมน, 2533, การศึกษาหาแนวทางการอบแห้งเมล็ดถั่วเหลืองแบบเป็นงวดที่เหมาะสม, วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
2. Matthes, R.K., Welch, G.B. and Boyd, H.A. 1974, Heated air drying of soybean seed, ASAE paper, no.74-3001, St. Joseph, MI 49085.
3. Overhults, D.G., White, G.M., Hamilton, H.L. and Ross, I.J., 1973, Drying soybean with heated air, Trans. of the ASAE, Vol. 16, No.1, pp. 112-113.
4. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 1994, Optimum strategy for fluidized bed paddy drying, Drying Technology, Vol. 12, No. 7, pp. 1667-1686.

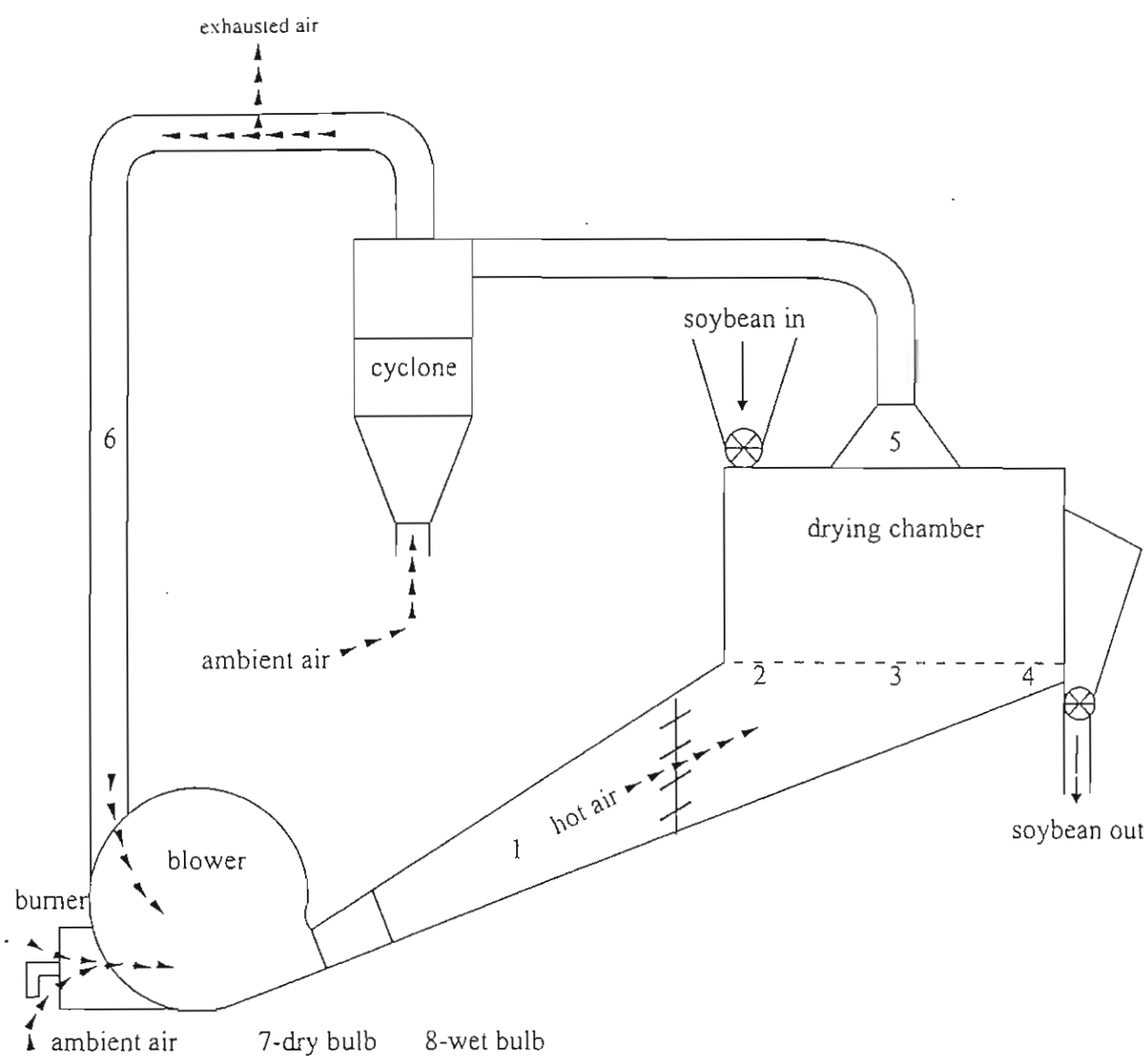


Fig. 1 Diagram of fluidized-bed soybean dryer (Numbers indicate where temperature measurements were taken)

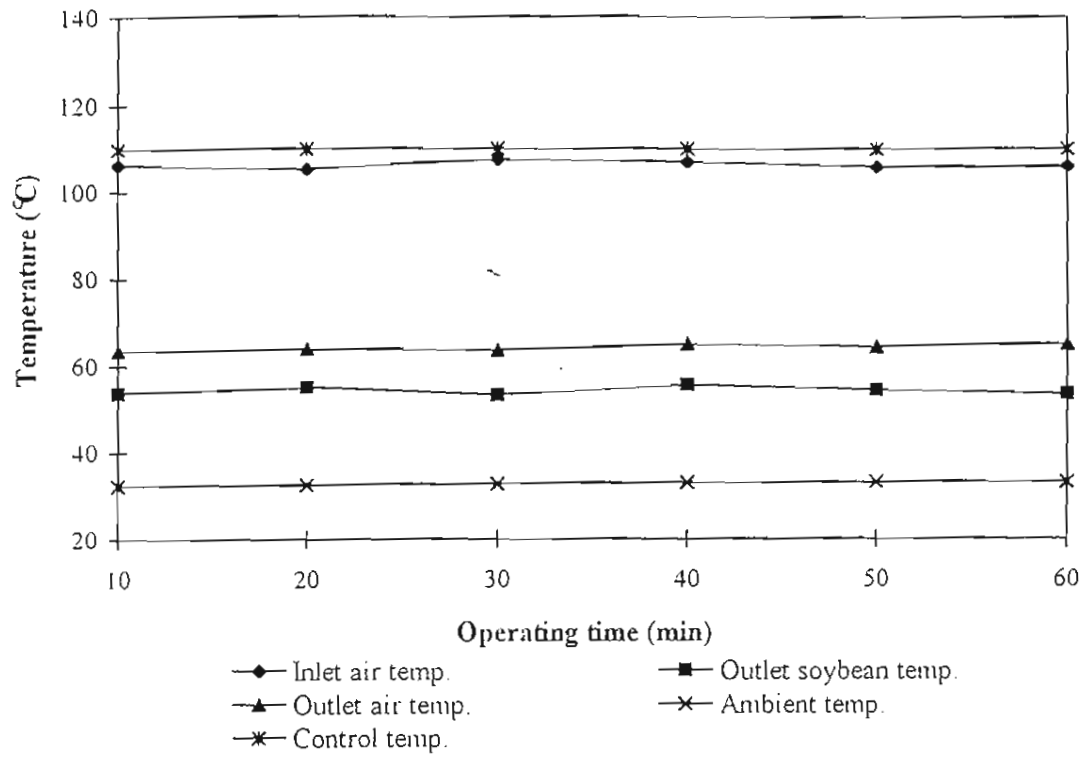


Figure 2 Evolution of temperatures at a set temperature of 110°C

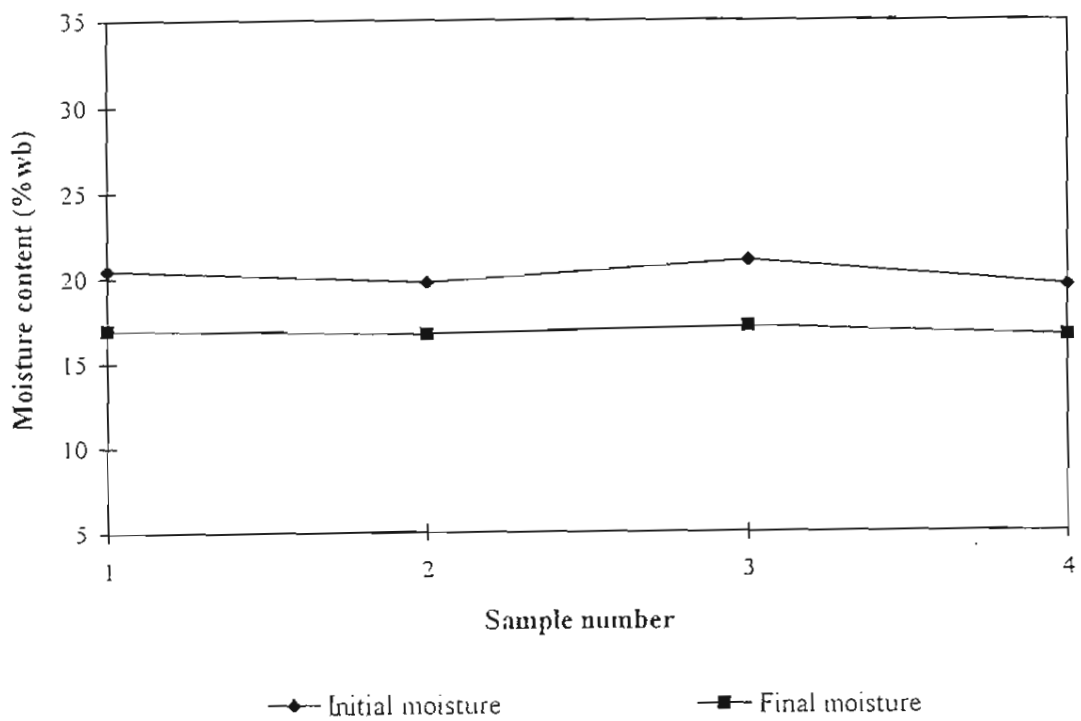


Figure 3 Inlet and outlet soybean moisture content at a set temperature of 110°C

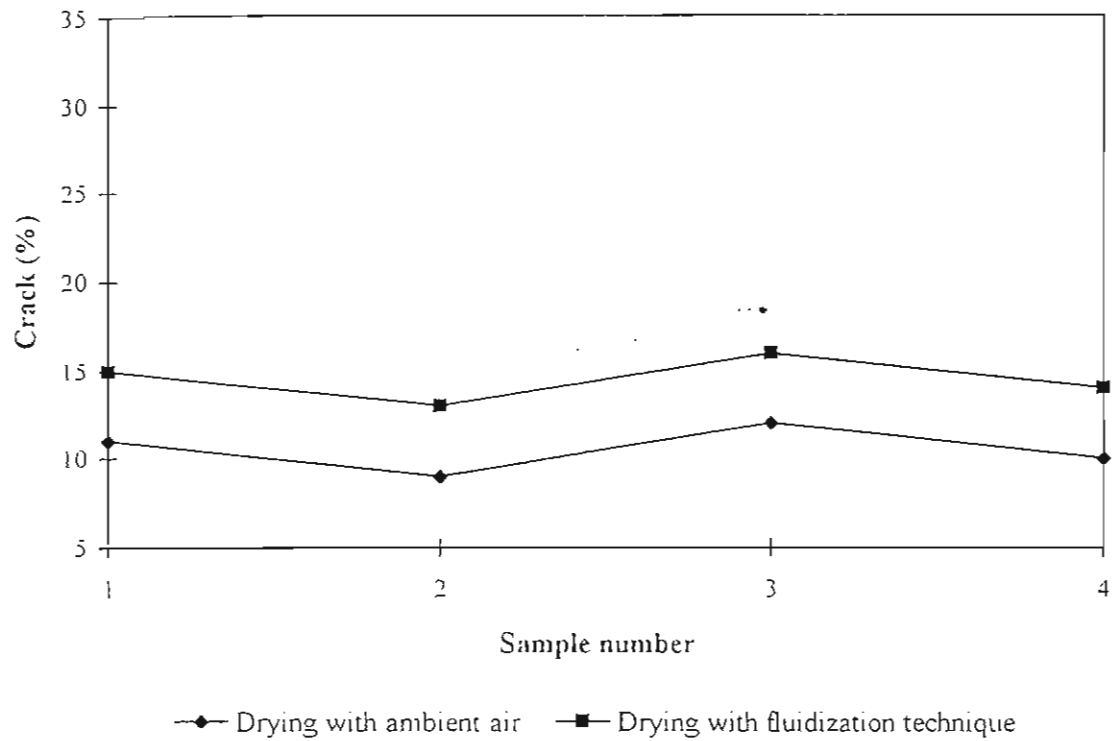


Figure 4 Comparison between crack kernel before and after drying at a set temperature of 110°C

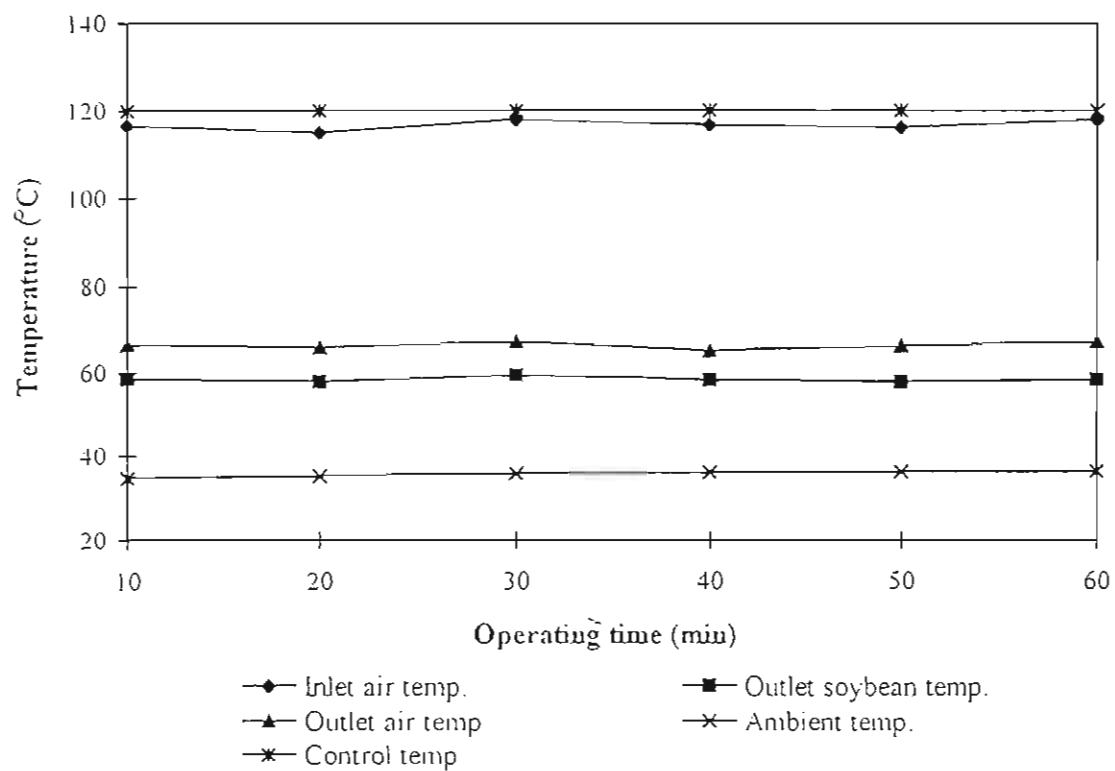


Figure 5 Evolution of temperatures at a set temperature of 120°C

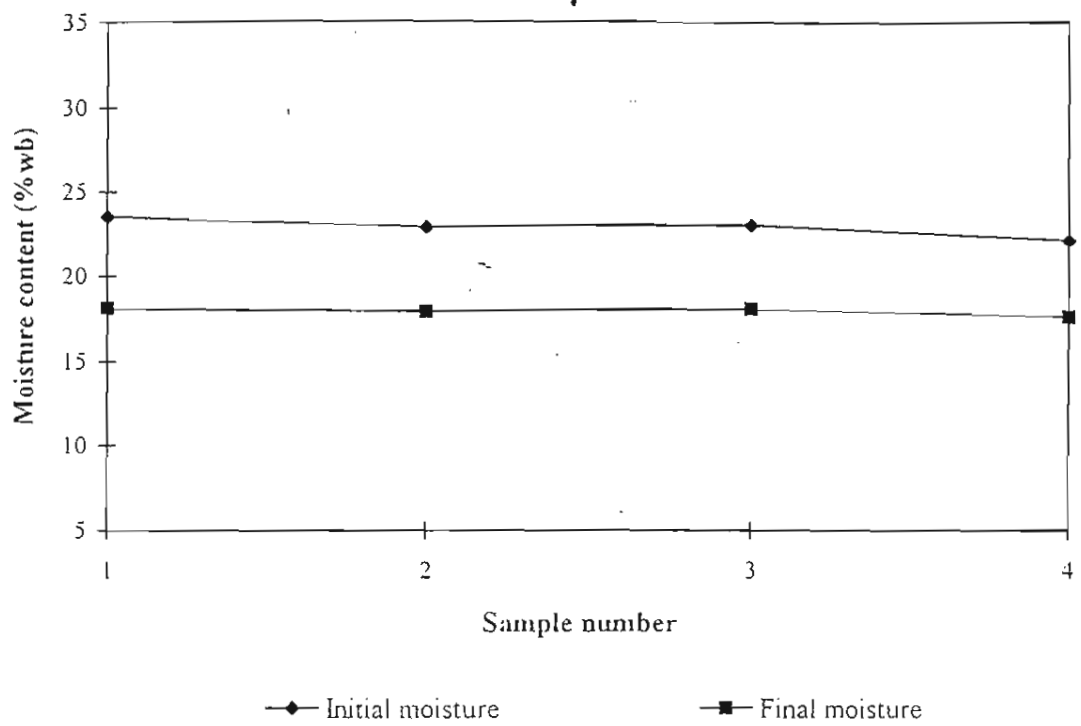


Figure 6 Inlet and outlet soybean moisture content at a set temperature of 120°C

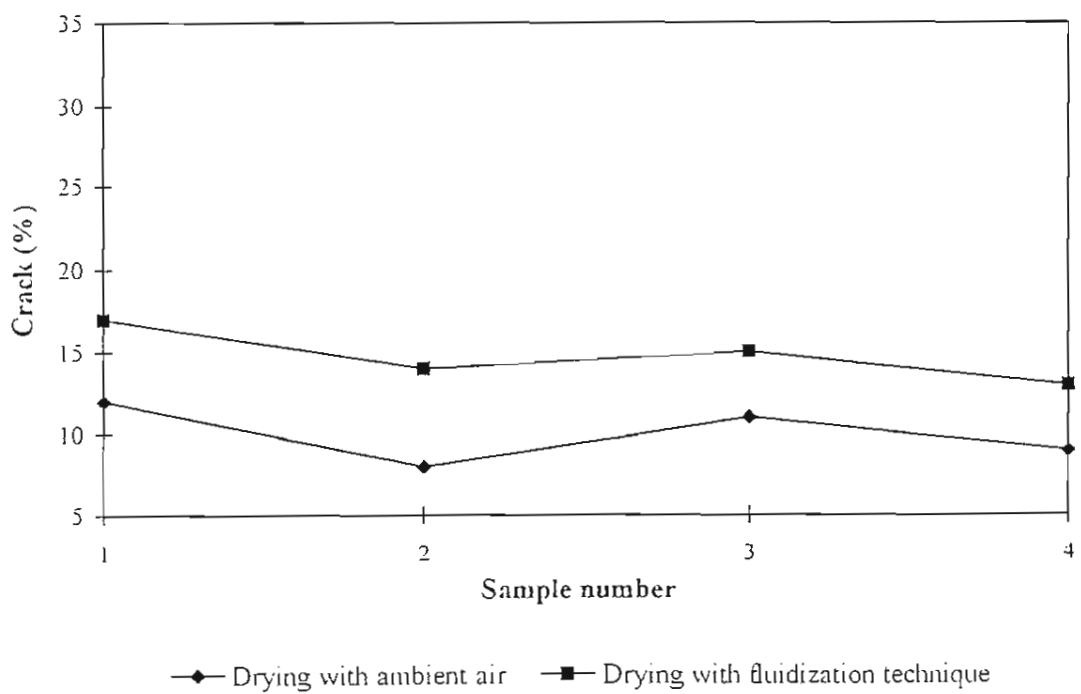


Figure 7 Comparison between crack kernel before and after drying at a set temperature of 120°C

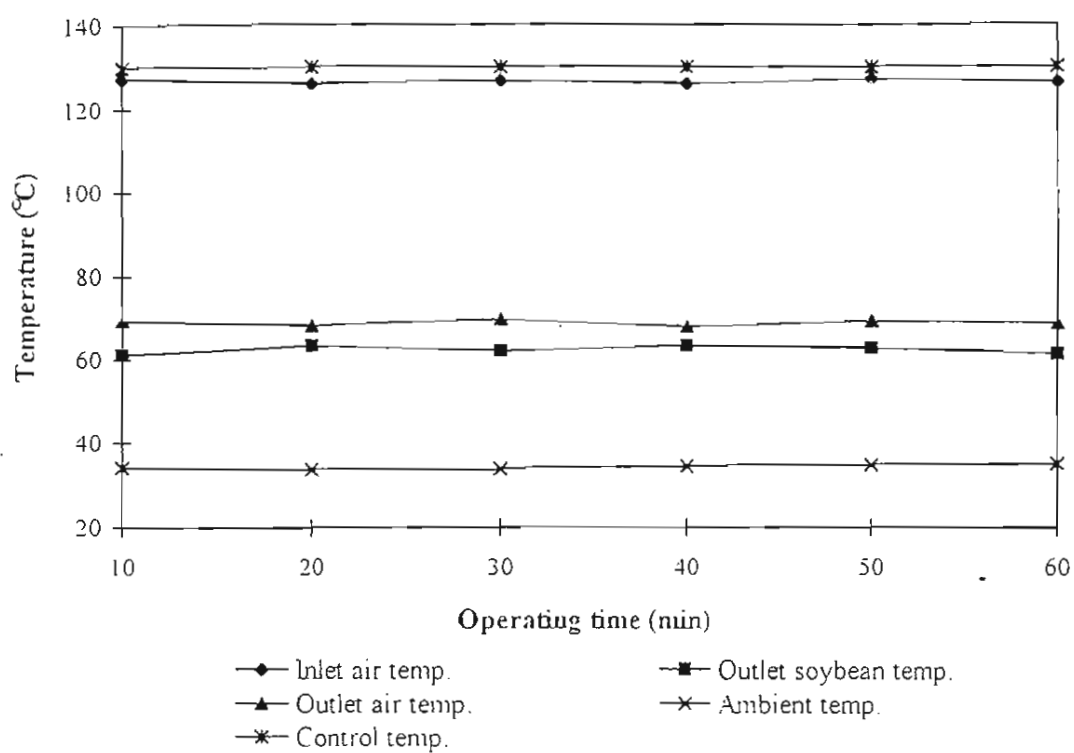


Figure 8 Evolution of temperatures at a set temperature of 130°C

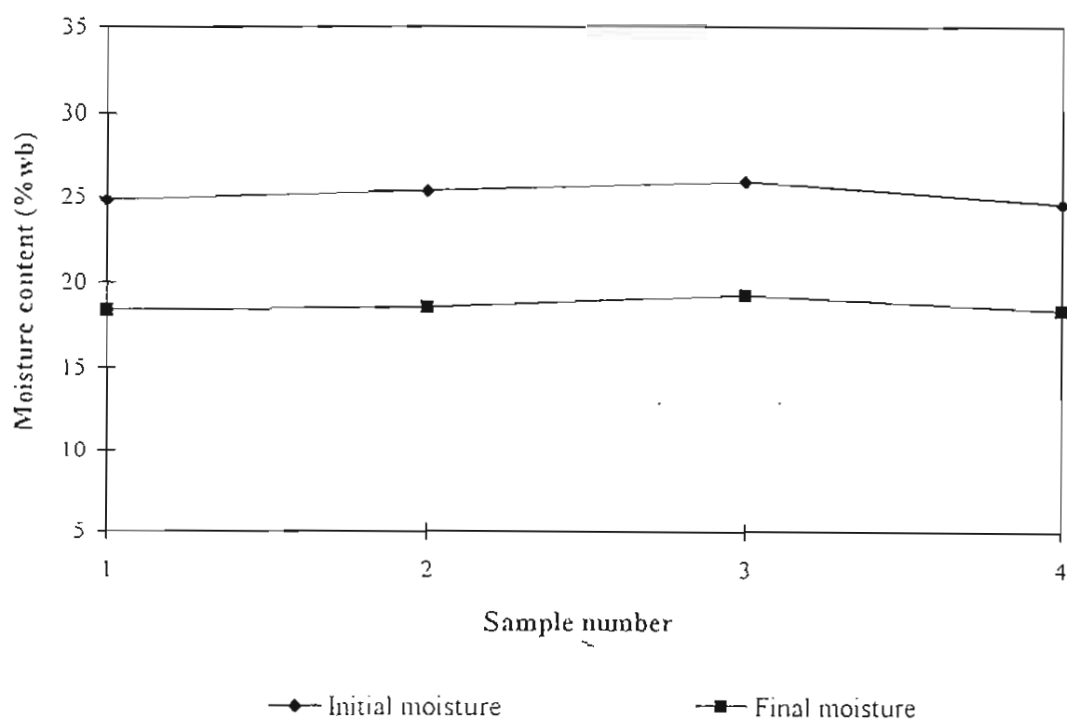


Figure 9 Inlet and outlet soybean moisture content at a set temperature of 130°C

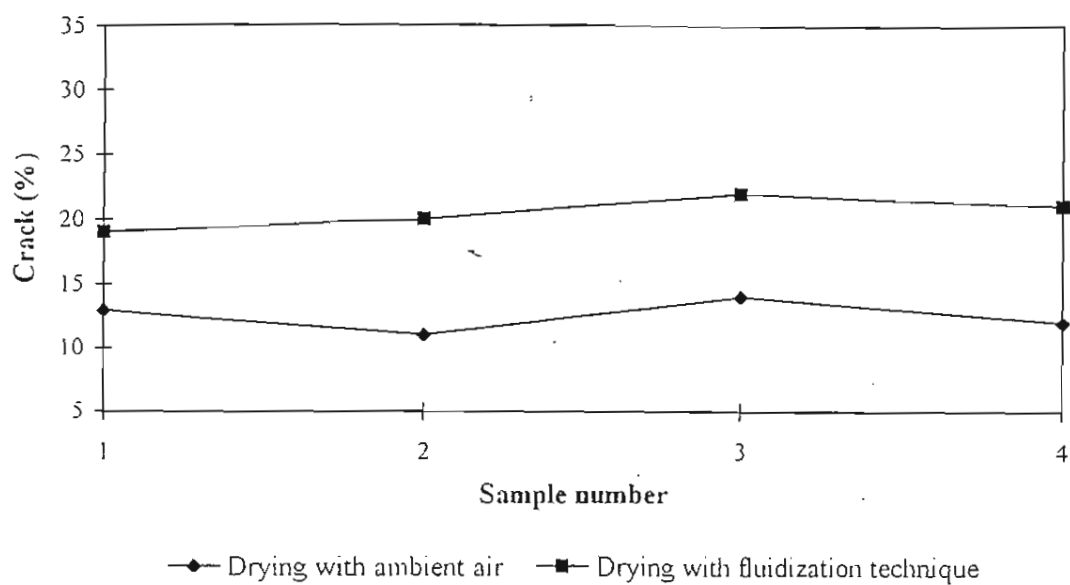


Figure 10 Comparison between crack kernel before and after drying at a set temperature of 130°C

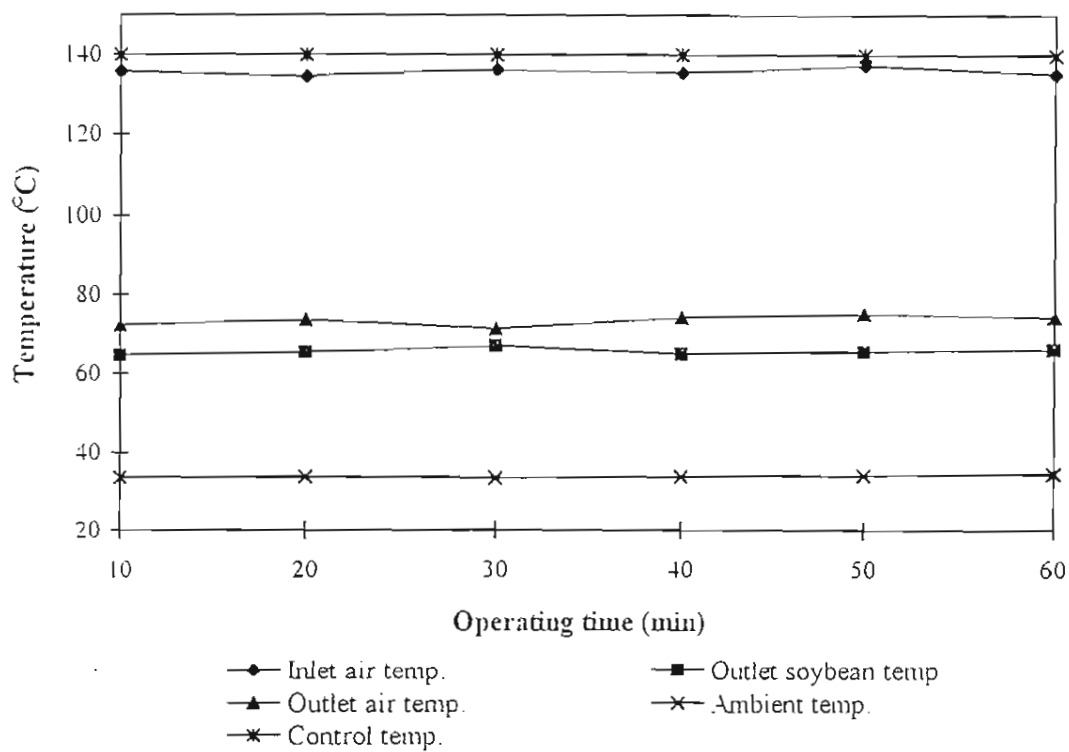


Figure 11 Evolution of temperatures at a set temperature of 140°C

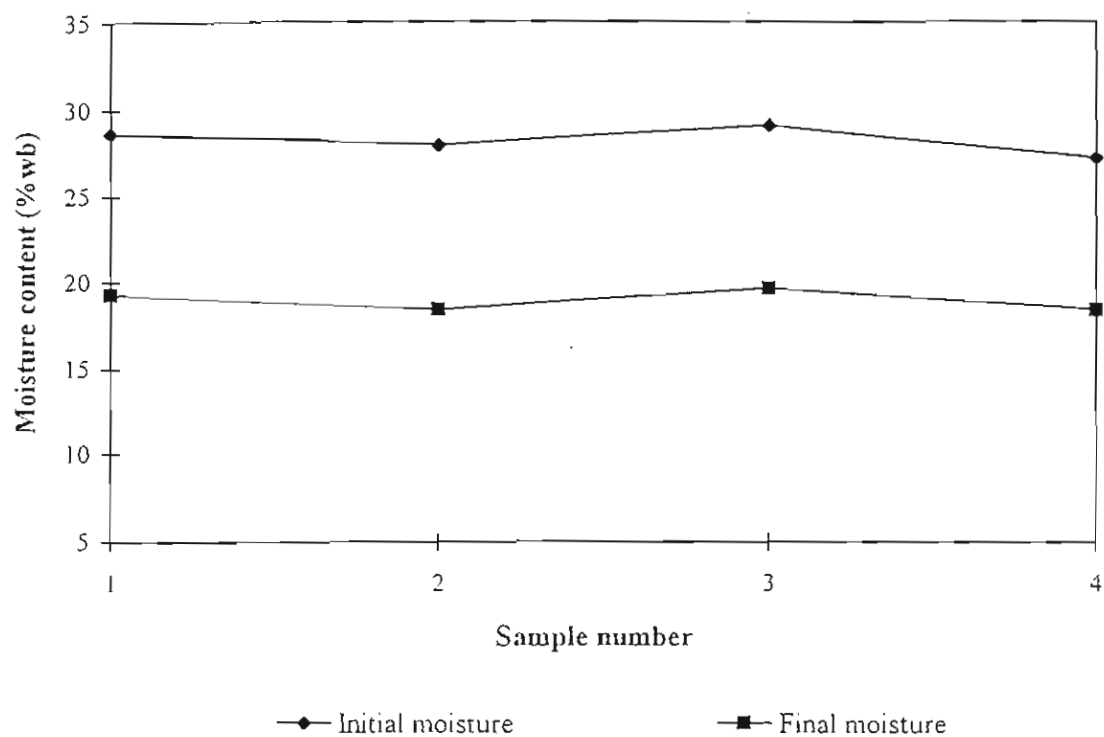


Figure 12 Inlet and outlet soybean moisture content at a set temperature of 140°C

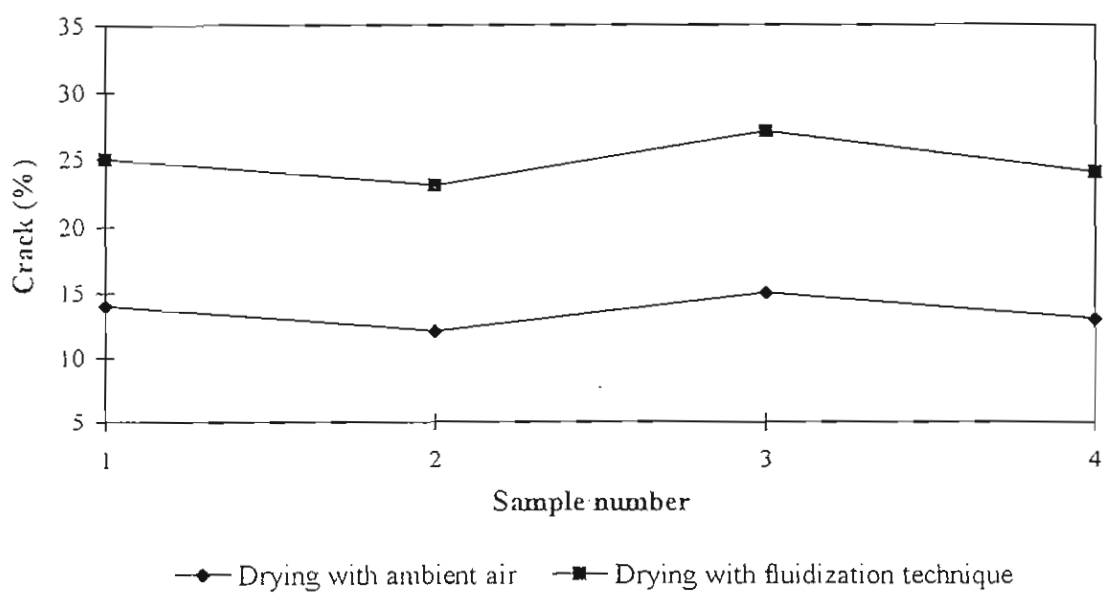


Figure 13 Comparison between crack kernel before and after drying at a set temperature of 140°C

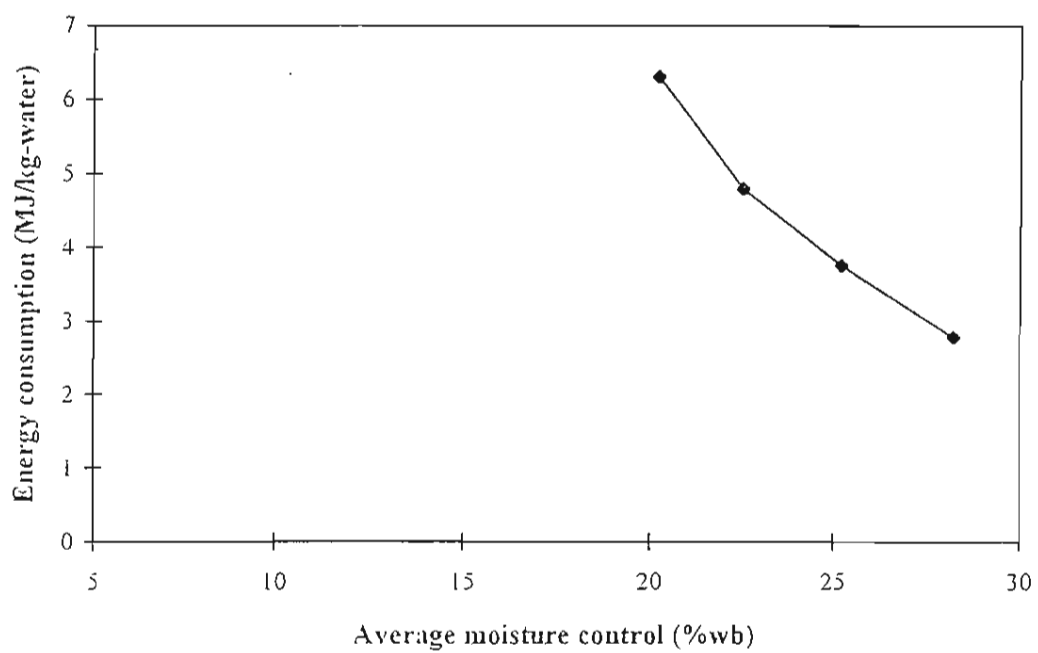


Figure 14 Effect of initial soybean moisture content on primary energy consumption at drying temperature ranging from 110 to 140°C

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์
ศาสตราจารย์

ธนิศ สวัสดิ์เสวี

ฐานิย์ เมธิยาแท้
นักศึกษาระดับปริญญาโท

สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน
คณะพลังงานและวัสดุ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยี
พระจอมเกล้าธนบุรี
กรุงเทพฯ 10140

การอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน ในระดับอุตสาหกรรม

Industrial - Scale Heat Pump Drying

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนได้ถูกออกแบบ สร้าง และประเมินสมรรถนะเพื่อใช้เป็นเครื่อง คำนวณในระดับอุตสาหกรรม ส่วนของห้องอบแห้งบรรจุได้ 4 คัน รวมได้แก่ผลิตภัณฑ์ 600-700 กิโลกรัม การทดลองเป็นแบบระบบปิด โดยอบแห้งมะละกอเชื่อมอกเหงมูบแห้ง โดย เฉลี่ย 55°C อัตราการไหลเชิงมวลจำเพาะของอากาศ 25 ถึง 32 กิโลกรัม/ชั่วโมง-กิโลกรัมมะละกอแห้ง สัดส่วน evaporator by-pass air 81% การอบแห้งแบ่งออกเป็นสามช่วงโดย ความชื้นเริ่มต้น 83-86% มาตรฐานแห้ง อบแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้าย 12-14% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาอบแห้งประมาณ 32 ชั่วโมงพบว่าความแตกต่างของค่าความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยตามแนวยาว และขวางของตู้อบแห้งมีค่าไม่มากนัก เนื่องจากผลของการกระจายอุณหภูมิลมร้อนที่สม่ำเสมอ ตลอดทั้งตู้อบแห้ง นอกจากนี้ยังพบว่าอัตราการอบแห้งลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อเทียบกับเวลา อบแห้ง ในขณะที่พลังงานทั้งหมดที่ใช้ค่อนข้างจะคงที่ตลอดช่วงเวลาการอบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้น สูงการระเหยน้ำออกจากมะละกอเชื่อมอกเหงมูบแห้งจะดีกว่าที่ความชื้นเริ่มต้นต่ำ อัตราการอบแห้ง และ SMER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.34 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.732 กิโลกรัม/กิโลกรัมน้ำระเหยต่อ กิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ อัตราการควบแน่นน้ำที่เครื่องทำระเหย (MER) เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 8.59 กิโลกรัม/กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ยต่ำสุดเท่ากับ 4.92 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย (COP_{hp}) มีค่าระหว่าง 4.1 ถึง 4.7 มากกว่า (COP_{hp}) ซึ่ง คำนวณจากภาวะความร้อนของเครื่องควบแน่นสุดใน ซึ่งมีค่าระหว่าง 3.0 ถึง 3.8 ความแตกต่าง ของค่า COP_{hp} ทั้งสองมาจากมีความร้อนส่วนหนึ่งถูกทิ้งสู่บรรยากาศโดยผ่านทางเครื่องควบแน่น ชุดแรก การใช้ชุดเหงมูบแห้งที่ไม่สูง ทำให้คุณภาพของมะละกอเชื่อมอกเหงมูบแห้งในด้านของสีอยู่ใน เกณฑ์ดี จากการประเมินค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้งมะละกอเชื่อมอกเหงมูบแห้งทั้งหมดเท่ากับ 6.43 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งออกเป็นค่าใช้จ่ายด้านพลังงานเท่ากับ 2.73 บาทต่อ กิโลกรัมน้ำระเหย ค่าใช้จ่ายด้านบำรุงรักษา 0.55 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย และค่าใช้จ่ายใน การสร้างเครื่องอบแห้งเท่ากับ 3.15 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย จากที่กล่าวมาข้างต้นการใช้ ปั๊มความร้อนร่วมกับเครื่องอบแห้งทำให้การใช้พลังงานมีประสิทธิภาพสูง จึงมีโอกาที่จะถูกนำมา ใช้ในเชิงพาณิชย์ได้ โดยเฉพาะอุตสาหกรรมอบแห้งอาหาร

An industrial-scale prototype of heat pump dryer (HPD) was designed, constructed and tested. The drying chamber contains four trolleys with product capacity of 600-700 kg. In the experiments, papaya glauc was dried in close system at an average temperature of 55°C , specific air flow rates of 25-32 kg dry air/h-kg dry papaya glauc and the evaporator by-pass air of 81%. The papaya glauc with initial moisture content of 83-86% dry basis was dried in three stages to final moisture content of 12-14% dry basis within approximately 32 hours. No significant final moisture gradient along the vertical and horizontal directions of the dryer was observed due to uniform air distribution within the drying chamber and high enough air flow rate respectively. The experimental results indicate that drying rate decreases rapidly with time, while total power consumption remains nearly constant. At high initial moisture content, the moisture removal is higher than that at low initial moisture content. The maximum average drying rate (DR) and specific moisture extraction rate (SMER) are 9.34 kg water evap./h and 0.732 kg water evap./kW/h respectively. The maximum average moisture extraction rate (MER) is 8.59 kg water cond./h and the relative lowest average specific energy consumption (SEC) is about 4.92 MJ/kg water evap.

The coefficient of performance of heat pump (COP_{hp}) varies from about 4.1 to 4.7 which is higher than (COP_{cond}) obtained by the internal condenser load which varies from 3.0 to 3.8. This attributes to the excess heat rejected to atmosphere through the external condenser. The quality of dried papaya glaze' in terms of color is acceptable due to low drying temperature. Cost evaluation found that cost of papaya glaze' drying was 6.43 Bahr/kg water evaporation of which 2.73 was energy cost, 0.55 was maintenance cost and 3.15 was fixed cost. In conclusion, HPD achieves high energy efficiency, and it is feasible to be commercialized, particularly in food drying industry.

1. บทนำ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนประกอบไปด้วยสองส่วนหลัก ๆ คือส่วนห้องอบแห้งซึ่งต้องออกแบบให้มีการกระจายลมร้อนที่ดี และระบบปั๊มความร้อน ซึ่งก็คือระบบทำความเย็นนั่นเอง เพียงแต่นำความร้อนมาใช้งานแทนที่จะเป็นด้านความเย็น รูปแบบของเครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนสามารถแบ่งออกเป็น 1) เครื่องอบแห้งที่มีการดึงความชื้นออกจากอากาศก่อนอบแห้ง (dehumidifying dryer) ซึ่งจะมีลักษณะเป็นระบบปิด (closed system) หรือเปิดบางส่วน (partially open system) 2) เครื่องอบแห้งที่มีการปรับคืนความร้อนเพียงอย่างเดียว (heat recovery dryer) โดยไม่มีการดึงความชื้นออกจากอากาศก่อนอบแห้ง ซึ่งมีลักษณะเป็นระบบเปิด (open system) โดยอากาศที่ออกจากห้องอบแห้งจะผ่านเครื่องทำระเหยก่อนถึงสัณฐานอากาศ สมรรถนะของ HPD สามารถกำหนดได้ด้วยความสามารถในการอบแห้ง โดยพิจารณาในเทอมของอัตราการอบแห้ง (drying rate) มีหน่วยเป็น กิโลกรัม น้ำระเหยต่อชั่วโมง และการสิ้นเปลืองพลังงานในเทอมของ specific moisture extraction rate, SMER หน่วยเป็น กิโลกรัม น้ำระเหยต่อ กิโลวัตต์-ชั่วโมง หรือการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ (specific energy consumption, SEC) หน่วยเป็น เมกะจูลต่อกิโลกรัม น้ำระเหย

Clements *et al.* [1] ศึกษาการอบแห้งต่อเนื่องในระบบเปิด โดยใช้ยางแผ่นเป็นวัสดุอบแห้ง พบว่าปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อค่า MER และ SMER โดยตรงก็คือความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศก่อนเข้าเครื่องทำระเหย ซึ่งหากมีค่าสูงจะได้ MER และ SMER สูง นอกจากนี้สัดส่วน evaporator air by-pass ที่เหมาะสมมีค่าระหว่าง 60 ถึง 70% โดยสามารถหาค่า SMER ได้ระหว่าง 1.5 ถึง 2.5 kg/kWh เนื่องจากระบบปั๊มความร้อนใช้ไฟฟ้าซึ่งเป็นพลังงานเกรดสูง ดังนั้นจึงเหมาะสมที่จะใช้อบผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรที่มีมูลค่า งานวิจัยของ Prasertsan *et al.* [2] ได้เปรียบเทียบทางด้านเศรษฐศาสตร์ในแง่ของค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ พบว่า HPD ให้ค่าใช้จ่ายต่ำสุดเทียบกับเครื่องอบแห้งที่ใช้ขดลวดไฟฟ้า และใช้น้ำมันเป็นเชื้อเพลิง ในงานวิจัยนี้ได้อบแห้งไมยางก้อนและกล้วย แบบกะ (batch) โดยทดลองทั้งระบบเปิดบางส่วน และระบบเปิด พบว่าความสิ้นเปลืองพลังงานทั้งสองระบบค่อนข้างจะคงที่ ค่า MER และ SMER เฉลี่ยสูงสุด เท่ากับ 2.854 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อ ชั่วโมง และ 0.572 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับการอบแห้งไมยาง และเท่ากับ 2.710 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อ ชั่วโมง และ 0.540 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับการอบแห้งกล้วย Pendyala *et al.* [3] ได้ทดสอบสมรรถนะของ HPD โดยใช้สารทำความเย็น R-11 และ R-12 พบว่าถ้าใช้ R-11 ค่า COP และ SEC มีค่า 3.5 และ 3.5 เมกะจูลต่อกิโลกรัม น้ำระเหย ตามลำดับ สำหรับ R-12 ค่า COP และ SEC มีค่า 2.5 และ 1.8 เมกะจูลต่อกิโลกรัม

น้ำระเหย ตามลำดับ จะเห็นว่าค่า SEC เมื่อใช้ R-12 สูงกว่าเมื่อใช้ R-11 ถึงแม้ว่า COP จะต่ำกว่าก็ตาม เพราะว่าเมื่อใช้ R-12 เครื่องอบแห้งสามารถทำอุณหภูมิอบแห้งได้สูงโดยไม่ต้องใช้ขดลวดไฟฟ้า Rossi *et al.* [4] ศึกษาการอบแห้งในระบบปิดโดยใช้ HPD พบว่าในการอบแห้งหัวหอมขึ้นบาง การสิ้นเปลืองพลังงานน้อยกว่าเครื่องอบแห้งโดยทั่วไปประมาณ 30 ถึง 40% และคุณภาพของผลิตภัณฑ์ดีกว่า เนื่องจากระยะเวลาการอบแห้งที่สั้น Young *et al.* [5] ศึกษาการอบแห้งโดยใช้ HPD ระบบปิด แบบกะ (batch) พบว่าอุณหภูมิและความเร็วของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งมีผลโดยตรงต่อการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ ที่อุณหภูมิและความเร็วของอากาศสูง ระยะเวลาการอบแห้งจะสั้น ทำให้การสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะต่ำ ในทำนองเดียวกันกับการอบแห้งวัสดุขนาดเล็ก พลังงานที่ใช้จะน้อย Strommen and Kramer [6] ศึกษาการใช้ระบบปั๊มความร้อนร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด วัสดุอบแห้ง ได้แก่ ฝรั่ง และปลาป่น อุณหภูมิอบแห้งสามารถทำได้ระหว่าง -20 ถึง 50 °C ที่ความดันบรรยากาศ พบว่าผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งมีคุณสมบัติในด้านของสี และความสามารถในการคืนรูปเมื่อละลายน้ำได้ดีเท่ากับวิธีการอบแห้งแบบแช่แข็งในสุญญากาศ แต่การสิ้นเปลืองพลังงานต่ำกว่า

จากงานวิจัยที่ผ่านมาจะเห็นได้ว่า HPD สามารถใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพสูง เนื่องจากมีการปรับคืนความร้อนจากอากาศที่ออกจากห้องอบแห้ง โดยผ่านทางเครื่องทำระเหย และเครื่องควบแน่น แทนที่จะทิ้งออกสู่บรรยากาศ การอบแห้งมีทั้งอบแห้งในระบบปิด, เปิดบางส่วน และระบบเปิด โดยอาจเป็นการอบแห้งในลักษณะที่เป็นกะ หรือแบบต่อเนื่องก็ได้ ปัจจัยที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งได้แก่ อุณหภูมิอบแห้ง, อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าเครื่องทำระเหย การอบแห้งในระบบปิดหรือเปิดบางส่วน ความชื้นในอากาศจะถูกควบแน่นโดยผ่านเครื่องทำระเหย ก่อนที่จะหมุนเวียนกลับไปใช้ในการอบแห้งต่อไป อากาศแวดล้อมภายนอกจะไม่มีอิทธิพลต่อการอบแห้งในระบบปิด งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบสร้าง และประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งต้นแบบระบบปั๊มความร้อน เพื่อใช้ในระดับอุตสาหกรรม โดยเน้นการอบแห้งมะละกอแช่แข็ง

2. อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนที่ใช้ในงานวิจัยถูกสร้างขึ้น มาเพื่อใช้ในระดับอุตสาหกรรม ดังแสดงใน Figure 1 ซึ่งสามารถทำงานได้ทั้งระบบปิด (closed system) และระบบเปิดบางส่วน (partially open system) แต่ในงานวิจัยนี้ได้ทดลองอบแห้งเฉพาะระบบปิด เครื่องอบแห้งมีส่วนประกอบที่สำคัญ ดังนี้ 1) ห้องอบแห้งขนาด 1.0 ม (ก) x 4.0 ม (ข) x 1.5 ม (ค) บรรจุรadiator ได้ 4 ตัว แต่ละตัววางภาคได้ 17 ภาค แต่ละ

ภาคนี้ขนาด 0.90 x 0.70 ตารางเซนติเมตร 2) ระบบปั๊มความร้อน ประกอบด้วย เครื่องอัดไอน้ำมันลูกสูบ (Hermetic reciprocating compressor) พิกัดมอเตอร์ 6.7 กิโลวัตต์ ใช้ R-22 เป็นสารทำความเย็น เครื่องควบแน่นตัวในระบายความร้อนให้ 25 กิโลวัตต์ ขนาด 4 x 25 (row by column), มีกรับจำนวน 512 กรับต่อเมตร เครื่องควบแน่น ตัวนอกระบายความร้อนให้ 10.5 กิโลวัตต์ ขนาด 2 x 18 (row by column) มีกรับจำนวน 512 กรับต่อเมตร เครื่องทำระเหยทำความเย็นได้ 25 กิโลวัตต์ มีกรับจำนวน 551 กรับต่อเมตร วาล์วขยายตัวแบบ เทอร์โมสตติก และพัดลมชนิดแรงเหวี่ยงใบโกลนหน้า พิกัดมอเตอร์ 5.5 กิโลวัตต์ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศ 2.8 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที ที่ความดัน 750 kPa ส่วนพัดลมเข้าหับเครื่องควบแน่นตัวนอก เป็นชนิดใบพัดไหลตามแกน พิกัดมอเตอร์ 200 วัตต์ จำนวน 2 ชุด

งานวิจัยนี้ให้ทดลองที่โรงงานหลวงอาหารสำเร็จรูปที่ 4 บุรีรัมย์ โดยใช้มะละกอแช่เป็นวัสดุอบแห้ง มีน้ำหนักเริ่มต้นอยู่ระหว่าง 600-700 กิโลกรัม ตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิอากาศกระเปาะแห้ง, กระเปาะเปียก และ อุณหภูมิสารทำความเย็นได้แสดงไว้ใน Figure 1 สำหรับวงจรอากาศ ใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger ความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$ สำหรับวงจรไฟฟ้าใช้วิธีสต่อปลายเทอร์โมคัปเปิลเข้าไปในท่อทองแดงขนาดเล็กที่ฝังอยู่ในท่อไฟฟ้า การวัดความดันของสารทำความเย็นใช้ชุดของเกจ ตำแหน่งที่วัดแสดงใน Figure 1 การวัดความเร็วลมของอากาศ จะวัดที่ท่ออากาศไหลกลับ และท่อลม by-pass โดยใช้ Hot wire anemometer การวัดพลังงานไฟฟ้าใช้กิโลวัตต์เฮิร์มเมอร์ และเครื่อง clip-on meter การหาอุณหภูมิเริ่มต้นและสุดท้ายของมะละกอแช่ใช้ตาชั่งทางกล เช่นเดียวกับเก็บน้ำหนักของไม้ที่ควบแน่นจากเครื่องทำระเหย

การอบแห้งแบ่งออกเป็นสามช่วง ช่วงแรก อบแห้งมะละกอชิ้นใหญ่ขนาดประมาณ 11.5 x 6.5 x 1.7 ลูกบาศก์เซนติเมตร จากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 83 ถึง 86% มาตรฐานแห้ง จะเหลือความชื้นสุดท้ายอยู่ระหว่าง 31 ถึง 37% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาอบแห้งในช่วงนี้ประมาณ 19 ชั่วโมง ช่วงที่ 2 นำมะละกอแช่จากช่วงแรกมาลดขนาดลงเป็น 1.0 x 1.0 x 1.0 ลูกบาศก์เซนติเมตร โดยมีการหมั่นไล่ลมมะละกอเพื่อความสะดวกในการหั่นมะละกอ และเนื่องจากพื้นที่จำกัดจึงจำเป็นต้องนำมะละกอแช่มาเรียงซ้อนกันหลาย ๆ ชั้น เพื่อให้สามารถบรรจุมะละกอแช่ได้หมด แล้วนำไปอบแห้งต่อจนความชื้นลดลงเหลือ 17 ถึง 22% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาประมาณ 9 ชั่วโมง จากนั้นนำไปคลุกกับน้ำตาลทรายบดละเอียด ก่อนที่จะนำไปอบแห้งในช่วงที่ 3 จนความชื้นสุดท้ายมีค่า 12 ถึง 14% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาประมาณ 4 ชั่วโมง รวมเวลาอบแห้งทั้งสิ้นประมาณ 32 ชั่วโมง

การบันทึกผลของอุณหภูมิ ความดัน มวลของไม้ที่ควบแน่นที่เครื่องทำระเหย และความชื้นเปลือกหลังงาน จะบันทึกทุก 1 ชั่วโมง สำหรับการอบแห้งช่วงแรก และทุก 1/2 ชั่วโมง ในการอบแห้งช่วงที่ 2 และ 3 สำหรับการหาความชื้นของมะละกอแช่ เก็บตัวอย่างมาหั่นเป็นชิ้นเล็ก ๆ ซึ่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งดิจิทัล (อ่านค่าได้ละเอียด 0.01 กรัม) แล้วนำเข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เวลา 72 ชั่วโมง โดยเก็บตัวอย่างที่ชั่วโมงเริ่มต้น, 5, 15 และ ชั่วโมงสุดท้าย ในการอบแห้งช่วงแรก และเก็บตัวอย่างเฉพาะช่วงเริ่มต้น และสุดท้ายสำหรับการอบแห้งช่วงที่ 2 และ 3 ตัวอย่างสุ่มมาจากบริเวณกึ่งกลางภาคที่ 1, 5, 9, 13 และ 17 ของรถเข็นแต่ละคัน โดยจะปิดเครื่องอบแห้งทุกครั้งก่อนเก็บตัวอย่าง ก่อนการ

อบแห้งจะทำการปรับบานปรับลมเพื่อให้ลมร้อนกระจายสม่ำเสมอตลอดหน้าตัดของตู้อบแห้ง และให้ให้อัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศประมาณ 2.8 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที โดยอัตราการไหลเฉพาะของอากาศจะมีค่าอยู่ระหว่าง 25-32 กิโลกรัมอากาศแห้งต่อกิโลกรัมมวลแห้งของมะละกอแช่ซึ่งขึ้นอยู่กับมวลเริ่มต้นของมะละกอแช่แห้ง ตั้งค่าอุณหภูมิอบแห้งในช่วง 53 ถึง 55°C ในการควบคุมปริมาณลมที่ไหลข้ามเครื่องทำระเหย (evaporator by-pass air) ทำให้โดยปรับบานปรับลมที่ท่อลม by-pass โดยในการทดลองที่ 2 และ 3 ใช้สัดส่วน evaporator by-pass air เท่ากับ 81%

การวิเคราะห์ค่า COP_{hp} จะใช้ข้อมูลทั้งจากทางตัววงจรอากาศ และวงจรน้ำยาเพื่อเปรียบเทียบกัน ค่า COP_{hp} จะแบ่งออกเป็น 1) $(COP_{hp})_{dry}$ ซึ่งคำนวณจากความร้อนที่ได้จากเครื่องควบแน่นตัวในและตัวแอกรวมกัน 2) $(COP_{hp})_{total}$ ได้จากความร้อนที่ระบายโดยเครื่องควบแน่นตัวในเท่านั้น ซึ่งเป็นส่วนที่นำมาใช้ประโยชน์ในการอบแห้ง

3. ผลและวิจารณ์

1. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศและความชื้นของมะละกอแช่

Table 1 แสดงผลการทดลองอบแห้งมะละกอแช่ เมื่อเข้ามาเขียนกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิอากาศ ณ ตำแหน่งต่างๆ ของรถเข็นในห้องอบแห้งกับเวลาอบแห้งดังแสดงใน Figures 2 พบว่าอุณหภูมิของลมร้อนแสดงตามระยะทางของห้องอบ แห้ในตอนท้ายของการอบแห้งแต่ละช่วง พบว่ามีความแตกต่างกันเพียงเล็กน้อยประมาณ 1°C ระหว่างอุณหภูมิอากาศที่เข้าและออกจากห้องอบแห้งเนื่องมาจากความชื้นในมะละกอแช่ที่เหลืออยู่น้อย ดังนั้นจึงใช้ความร้อนในการระเหยความชื้นต่ำ อย่างไรก็ตามผลของอุณหภูมิอากาศที่ลดลงตามแนวยาวของห้องอบแห้ง ทำให้ความชื้นสุดท้ายของมะละกอแช่เริ่มแรกเห็นที่หางออกไปมีค่าสูงขึ้น โดยความแตกต่างของค่าความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยมีค่าประมาณ 5%มาตรฐานแห้งสำหรับการอบแห้งช่วงแรก และช่วงที่ 2 และลดเหลือเพียง 1.4% ในการอบแห้งช่วงสุดท้าย ดังแสดงใน Figure 3 สำหรับการกระจายอุณหภูมิของอากาศตามแนวขวางของห้องอบแห้ง พบว่ามีความสม่ำเสมอ ซึ่งเป็ผลจากการกระจายลมที่ติดตั้งพัดลมอบแห้ง ดังแสดงใน Figure 4 ส่งผลให้ค่าเฉลี่ยความชื้นสุดท้ายของมะละกอแช่ระหว่างภาคในรถเข็นทั้ง 4 คัน มีค่าใกล้เคียงกัน โดยเฉพาะในช่วงที่ 2 และ 3 มีความแตกต่างของความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยระหว่างภาคประมาณ 1.2% ดังแสดงใน Figures 5 และ 6

2. สมรรถนะของเครื่องอบแห้ง

จากผลการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้ง (drying rate) ลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงต้นการอบแห้ง ซึ่งสามารถพิจารณาได้จากกราฟเปลี่ยนแปลงความชื้นเฉลี่ยของมะละกอแช่ หรืออัตราการควบแน่นไอน้ำจากเครื่องทำระเหย (moisture extraction rate, MER) เทียบกับเวลา ดังแสดงใน Figures 7 และ 8 ที่น่าสนใจคือ ความชื้นเปลือกหลังงานทั้งหมดมีค่าค่อนข้างคงที่ตลอดช่วงเวลาอบแห้ง ถึงแม้กระบวนการอบแห้งจะดำเนินไปในลักษณะสภาวะไม่คงที่ (non steady state process) ก็ตาม (ความชื้นมะละกอเปลี่ยนแปลงตามเวลาอบแห้ง) ซึ่งพิจารณาได้จาก Figures 7 และ 8 ในขณะที่พลังงานที่ให้กับพัดลมมี ค่าค่อนข้างคงที่เพราะอัตราการไหลของอากาศและความดันไหลในระบบไม่

เปลี่ยนแปลงตลอดช่วงเวลาอบแห้ง ซึ่งหมายความว่าพลังงานที่เครื่องอัดไอใช้ก่อนข้างกองที่ด้วย สาเหตุมาจากมีการระบายความร้อนส่วนเกินจากภายในระบบออกสู่อากาศแวดล้อมภายนอกเป็นระยะ ๆ ตลอดช่วงเวลาอบแห้ง โดยผ่านทางเครื่องควบแน่นตัวเอก เพราะต้องการควบคุมไม่ให้อุณหภูมิภายในห้องแห้งสูงจนเกินไป ผลคืออุณหภูมิสารทำความเย็นตลอดจนความดันที่เข้าและออกจากเครื่องทำระเหยเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วงที่แน่นอนในระยะเวลาสั้น ๆ มีลักษณะที่เป็นวัฏจักร หรือกล่าวได้ว่าอัตราการไหลเชิงมวลของสารทำความเย็นตลอดจนสภาวะของสารทำความเย็นที่เข้าและออกจากเครื่องอัดไอ มีการเปลี่ยนแปลงในลักษณะเดียวกัน ผลก็คืองานที่ป้อนให้กับเครื่องอัดไอ (ซึ่งขึ้นอยู่กับอัตราไหลเชิงมวล, ความดันและอุณหภูมิของสารทำความเย็นซึ่งสองปัจจัยหลังแสดงถึงค่าเอนทัลปีของสารทำความเย็น) มีค่าค่อนข้างจะคงที่ในภายหลังการพิจารณา เช่น ทุก 1/2 ชั่วโมง เป็นต้น

นอกจากนี้ผลการทดลองที่แสดงใน Table 1 ยังพบว่าปริมาณน้ำที่ดึงออกจากตะกอนเชื่อมจะมีค่าน้อย ถ้าความชื้นเริ่มต้นมีค่าต่ำ ซึ่งพิจารณาได้จากค่าการอบแห้งในช่วง 2 เปรียบเทียบกับช่วง 3 ของทุกการทดลอง (สังเกตว่าความชื้นเริ่มต้นในช่วง 2 เพิ่มขึ้นมาจากความชื้นสุดท้ายของช่วง 1 เป็นผลจากการพรมไอน้ำบนตะกอนเชื่อมในขั้นตอนการเตรียมตะกอนเชื่อมในช่วง 2) ซึ่งความชื้นเริ่มต้นในช่วงที่ 3 มีค่าประมาณครึ่งหนึ่งของช่วงที่ 2 ในขณะที่ปริมาณน้ำที่ดึงออกจากตะกอนเชื่อมในช่วงที่ 2 มากกว่าช่วง 3 ถึงประมาณ 4 เท่า แม้ว่าน้ำหนักเริ่มต้นในช่วงที่ 2 จะมากกว่าในช่วงที่ 3 แต่ก็ไม่มากนัก ซึ่งสาเหตุมาจาก ขณะที่ตะกอนเชื่อมมีความชื้นสูง บริเวณผิวของตะกอนเชื่อมตัวด้วยน้ำ ทำให้ค่าอัตราการแพร่ความร้อนสูง แต่เมื่อมีความชื้นลดต่ำลงการแพร่ความร้อนจะมาจากด้านในของตะกอนเชื่อม ทำให้การแพร่ความร้อนลดลง ส่งผลให้อัตราการอบแห้งและ SMER ในช่วงที่ 3 ลดลงอย่างมาก ในขณะที่ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะมีค่าสูงขึ้น นอกจากนี้จากกล่าวได้ว่า ค่า $SMER_{avg}$ และค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ย (average specific energy consumption, SEC_{avg}) ซึ่งก็คืออัตราส่วนระหว่างมวลของน้ำที่ระเหยจากตะกอนเชื่อมและพลังงานที่ใช้สัมพันธ์โดยตรงกับปริมาณน้ำที่ระเหยออกจากตะกอนเชื่อม เพราะว่าพลังงานที่ใช้มีค่าค่อนข้างคงที่ดังที่กล่าวมาข้างต้น จากผลการทดลองโดยเฉลี่ยตัวเลขจากทั้งสามการทดลองพบว่าเครื่องอบแห้งสามารถทำอัตรา การอบแห้ง และ SMER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.34 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.732 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ และ MER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 8.59 กิโลกรัม น้ำควบแน่นต่อชั่วโมง สาเหตุที่ MER แตกต่างจากอัตราการอบแห้ง เนื่องจากมีอากาศรั่วไหลเข้าและออกจากระบบ ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ และระยะเวลาอบแห้งเปรียบเทียบในช่วงเดียวกันของแต่ละการทดลองมีค่าที่ไม่แตกต่างกันมากนัก เนื่องจากมาจากความชื้นเริ่มต้น, น้ำหนักเริ่มต้น ตลอดจนขนาดของตะกอนเชื่อมที่มีค่าใกล้เคียงกัน จากการทดลองทั้งหมด การทดลองที่ 3 ให้ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ยต่ำสุด (SEC) โดยมีค่า 4.92 เมกะจูลต่อกิโลกรัม น้ำระเหย

ค่า COP_{hp} วิเคราะห์จากทั้งวงจรอากาศและสารทำความเย็นพบว่าแตกต่างประมาณ 20% (ไม่ได้แสดงรายละเอียดไว้ในรายงานฉบับนี้) สาเหตุจากในการทดลองไม่สามารถวัดอัตราการไหลเชิงมวลของสารทำความเย็นได้โดยตรง แต่คำนวณจากพลังงานที่เครื่องอัดไอใช้ นอกจากนี้อาจมีความคลาดเคลื่อนในการวัดปริมาณลม และสุดท้าย

การวัดอุณหภูมิของสารทำความเย็นปลายสายเทอร์โมคัปเปิลไม่ได้สัมผัสโดยตรงกับสารทำความเย็น ทำให้ค่าที่วัดได้คลาดเคลื่อนได้ ส่งผลต่อการหาค่าเอนทัลปีของสารทำความเย็น อย่างไรก็ตาม โดยวิเคราะห์วงจรอากาศ พบว่า $(COP)_{hp}$ มีค่าระหว่าง 4.1 ถึง 4.7 และ $(COP_{hp})_{total}$ ซึ่งคำนวณมาจากการความร้อนของเครื่องควบแน่นตัวเอก มีค่าระหว่าง 3.0 ถึง 3.8 สังเกตว่าค่า $(COP_{hp})_{hp}$ มีค่ามากกว่า $(COP_{hp})_{total}$ สาเหตุจากมีการวัดแล้วแต่เกิดกระบวนการที่สูญเสียไป เพื่อควบคุมอุณหภูมิในห้องอบแห้งไม่ให้เกิดความถี่ความต้องการ คุณภาพของตะกอนเชื่อมในด้านของสีพบว่าอยู่ในเกณฑ์ที่ดี โดยมีสีส้มปนแดงค่อนข้างอ่อน (code 34-C ตามมาตรฐานเทียบสีของ R.H.S. color) ซึ่งเป็นเพราะการใช้อุณหภูมิอบแห้งที่ไม่สูง

3. การประเมินค่าใช้จ่าย

เงื่อนไขการประเมินค่าใช้จ่ายเป็นดังนี้ ความสามารถในการอบแห้ง 670 กิโลกรัมต่อวัน จำนวนวันที่ผลิตได้ในหนึ่งปีเท่ากับ 96 วันต่อปี ระยะเวลาอบแห้ง 31.5 ชั่วโมง ปริมาณตะกอนเชื่อมที่อบแห้ง 38,688 กิโลกรัมต่อปี ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง 311,764 บาท โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายของโครงสร้างห้องอบแห้ง และระบบทำความร้อน 216,339 บาท และค่าใช้จ่ายในการสร้างรถเข็นและถาดซึ่งทำจากเหล็กสแตนเลส 95,425 บาท มูลค่าซากเครื่องอบแห้งไม่คิด มูลค่าซากรถเข็นและถาดสแตนเลสเท่ากับ 80 เปอร์เซ็นต์ ของค่าก่อสร้างรถเข็นและถาด (โดยคาดว่าหลังจากใช้งานไป 5 ปี ยังคงอยู่ในสภาพใช้งานได้ดี) ระยะเวลาโครงการ 5 ปี ความสามารถในการระเหยน้ำ 294 กิโลกรัม น้ำระเหยต่อวัน ค่าไฟฟ้า 2.0 บาทต่อกิโลวัตต์-เออร์ อัตราการใช้พลังงานไฟฟ้า 12.76 กิโลวัตต์-เออร์ต่อชั่วโมง อัตราดอกเบี้ยเงินกู้ 18 เปอร์เซ็นต์ต่อปี และไม่คิดค่าใช้จ่ายในการควบคุมเครื่องอบแห้ง (เนื่องจากระหว่างดำเนินการอบแห้งไม่จำเป็นต้องใช้คนควบคุม) ค่าใช้จ่ายรวมรายปี 181,785 บาทต่อปี หรือเท่ากับ 6.43 บาทต่อกิโลกรัม น้ำระเหย โดยแบ่งออกเป็นค่าใช้จ่ายด้านพลังงานเท่ากับ 2.73 บาทต่อกิโลกรัม น้ำระเหย ค่าใช้จ่ายด้านบำรุงรักษาเท่ากับ 3.55 บาทต่อกิโลกรัม น้ำระเหยและค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้งเท่ากับ 3.15 บาทต่อกิโลกรัม น้ำระเหย

4. สรุป

อุณหภูมิของอากาศร้อนภายในห้องอบแห้งจะลดลงไปตามแนวยาวของตู้อบแห้ง ทำให้ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของตะกอนเชื่อมในรถเข็นต่ำสุดท้ายสูงสุด แต่ความแตกต่างของความชื้นสุดท้ายจะลดเหลือเพียง 1.4% ในการอบแห้งช่วงสุดท้าย สำหรับการกระจายความชื้นระหว่างถาดอยู่ในเกณฑ์ดี ทำให้ความแตกต่างของความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยระหว่างถาดของรถเข็นทั้ง 4 คัน มีค่าประมาณ 1.2% ในการอบแห้งช่วง 2 และ 3 ที่น่าสนใจคือการจัดเรียงของตะกอนเชื่อมในช่วงที่ 2 และ 3 จะวางซ้อนกันหลาย ๆ ชั้น เพื่อให้สามารถบรรจุตะกอนเชื่อมให้ได้มากที่สุด แต่ก็สามารถที่จะลดความชื้น ตลอดจนการกระจายของความชื้นอยู่ในระดับที่พอใจ ในการทดลองจะพบว่าอัตราการดึงความชื้นออกจากตะกอนเชื่อมจะเป็นไปอย่างรวดเร็วในช่วงต้นของการอบแห้ง และจะค่อย ๆ ลดลงในเวลาที่ต่อมา ซึ่งก็เป็นไปตามที่เดียวกับค่า MER สังเกตได้ว่าค่า MER จะต่างจากอัตราการอบแห้ง การสิ้นเปลืองพลังงานตลอดช่วงเวลาอบแห้งค่อนข้างจะคงที่ถึงแม้ว่ากระบวนการอบแห้งจะดำเนินไปในลักษณะสภาวะไม่คงที่ก็ตาม ซึ่งเป็น

ผลสืบเนื่องมาจากภาวะความชื้นที่ก่อให้เกิดสภาวะคงที่ในแง่ของ ความร้อน (ไม่ใช่ความชื้น) ภายในห้องอบแห้ง การอบแห้งมะละกอแช่เย็น ที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำจะค่อนข้างยากทำให้ได้อัตราการอบแห้งและ SMER ที่ต่ำซึ่งจะตรงกันข้ามอย่างเห็นได้ชัดกับการอบแห้งมะละกอแช่เย็น ที่มีความชื้นเริ่มต้นสูง ๆ ปริมาณน้ำที่ถูกดึงออกจากมะละกอแช่เย็นส่งผล โดยตรงต่อค่า SMER และความสิ้นเปลืองพลังงานเฉพาะ จากการเฉลี่ย ตัวเลขของทั้งสามการทดลอง พบว่าเครื่องอบแห้งสามารถทำอัตรา การอบแห้ง และ SMER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.34 กิโลกรัมไอน้ำระเหยต่อ ชั่วโมง และ 0.732 กิโลกรัมไอน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ ค่าMER เฉลี่ยสูงสุด 8.59 กิโลกรัมไอน้ำควบแน่นต่อชั่วโมง ความสิ้นเปลือง พลังงานเฉพาะเฉลี่ยต่ำสุดในการทดลองที่ สามมี ค่าเท่ากับ

4.92 เมกะจูลต่อกิโลกรัมไอน้ำระเหย เวลาอบแห้งรวมทั้งสิ้นประมาณ 32 ชั่วโมง และ $(COP_{hp})_{avg}$ มีค่าระหว่าง 4.1 ถึง 4.7 ในขณะที่ $(COP_{hp})_{nom}$ มีค่าน้อยกว่าโดยมีค่าอยู่ระหว่าง 3.0 ถึง 3.8 แยกจากนี้ยังพบว่าคุณภาพ ของมะละกอแช่เย็นในเต้าของให้ออกมาอยู่ในเกณฑ์ดี

จากการประเมินค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้งมะละกอ แช่เย็นทั้งหมดเท่ากับ 6.43 บาทต่อกิโลกรัมไอน้ำระเหย โดยแบ่งออกเป็นค่า ใช้จ่ายค่าพลังงานเท่ากับ 2.73 บาทต่อกิโลกรัมไอน้ำระเหย ค่าใช้จ่ายด้าน บำรุงรักษา 0.55 บาทต่อกิโลกรัมไอน้ำระเหย และค่าใช้จ่ายในการสร้าง เครื่องอบแห้งเท่ากับ 3.15 บาทต่อกิโลกรัมไอน้ำระเหย จากที่กล่าวมา ข้างต้นทั้งหมด โดยเฉพาะปัจจัยด้านพลังงานทำให้เครื่องอบแห้งโดยใช้ ปิ๊มความร้อนมีโอกาสสูงที่จะถูกนำไปใช้ในอุตสาหกรรมอบแห้งอาหาร

Table 1. Experimental results of papaya glaze^a drying

Description	Test No. 1			Test No. 2			Test No. 3		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Ambient conditions									
Average temperature (°C)	28.4	28.5	28.2	28.6	28.0	28.3	29.7	27.5	34.7
Average relative humidity (%)	70.0	72.0	73.0	75.0	72.0	75.0	65.0	75.0	46.0
Condition of papaya glaze^a									
Average moisture before drying (%d.b.)	83.5	44.1	22.2	86.3	42.4	19.5	87	40.9	16.9
Average moisture after drying (%d.b.)	37.4	22.3	14.2	31.6	19.5	14.7	33.6	16.9	12.0
Initial weight (kg)	711.5	515.2	439.7	602.5	587.9	495.3	670.2	505.7	420.7
Final weight (kg)	532.5	437.2	410.7	425.6	493.3	475.5	479.6	419.7	403.0
Moisture removed (kg)	179.0	78.0	29.0	176.9	94.6	19.8	190.6	86.0	17.7
Drying air conditions									
Average temperature (°C)	53.0	52.5	53.4	53.4	52.9	54.4	55.0	54.2	55.8
Specific air flow rate (kg dry air / h - kg dry fruit glaze ^a)	27.0	31.6	30.7	32.3	25.3	25.2	29.1	29.1	29.1
Evaporator by - pass air (%)	81.0	82.0	85.9	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7
Drying time (h)	19.5	8.5	9.5	19.0	12.0	3.0	19.0	8.0	4.5
Performance of heat pump									
Drying rate _{avg} (kg water evap. / h)	9.2	9.2	3.1	9.3	7.9	6.6	10.0	10.8	3.9
MER _{avg} (kg water cond. / h)	7.4	9.9	4.0	8.7	9.3	4.7	8.6	9.4	4.2
SMER _{avg} (kg water evap. / kWh)	0.7649	0.7572	0.2265	0.728	0.618	0.495	0.7810	0.860	0.305
SEC _{avg} (MJ / kg water evap.)	4.7	4.8	15.9	5.0	5.8	7.3	4.6	4.2	11.8
$(COP_{hp})_{avg}$	4.5	4.4	3.3	4.2	4.1	4.1	4.6	4.4	4.7
$(COP_{hp})_{nom}$	3.2	3.9	1.9	3.1	3.1	2.8	3.1	3.4	3.7

^a Papaya glaze^a of the 2nd and 3rd stages were not the same batch of that 1st stage.

^b Including approx. 130 kg of papaya glaze^a dried with an existing conventional hot air dryer

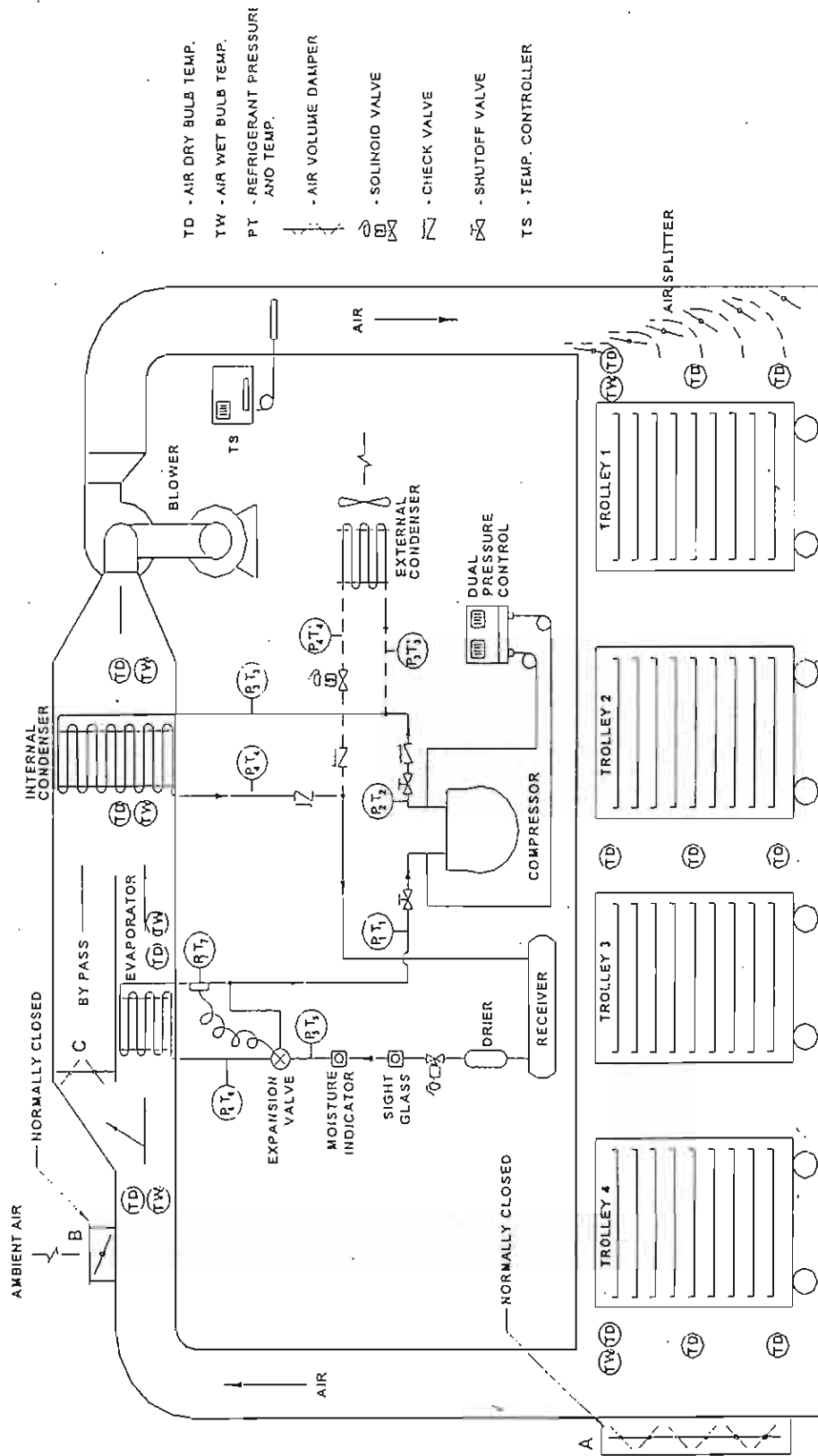


Figure 1. Schematic diagram of a heat pump dryer and locations of temperature and pressure sensors

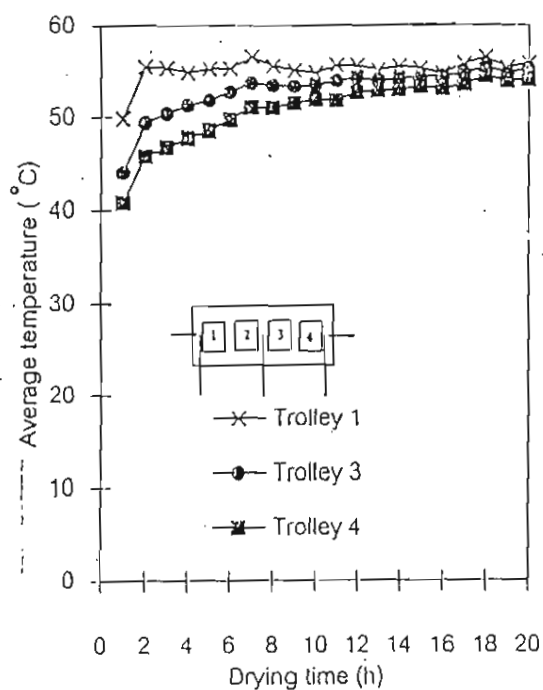


Figure 2. Variations of average air temperature along position of trolleys with time (3rd test, 1st stage).

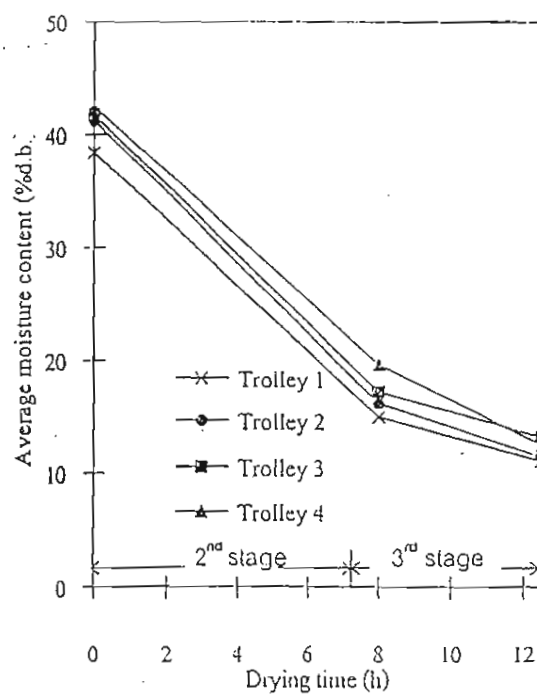


Figure 3. Variations of average moisture content along position of trolleys with time (3rd test, 2nd & 3rd stages).

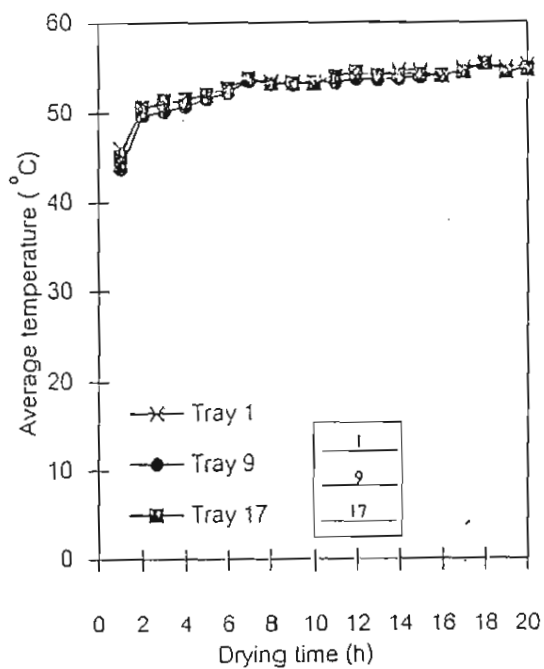


Figure 4. Variations of average air temperature of all trolleys along position of trays with time (3rd test, 1st stage).

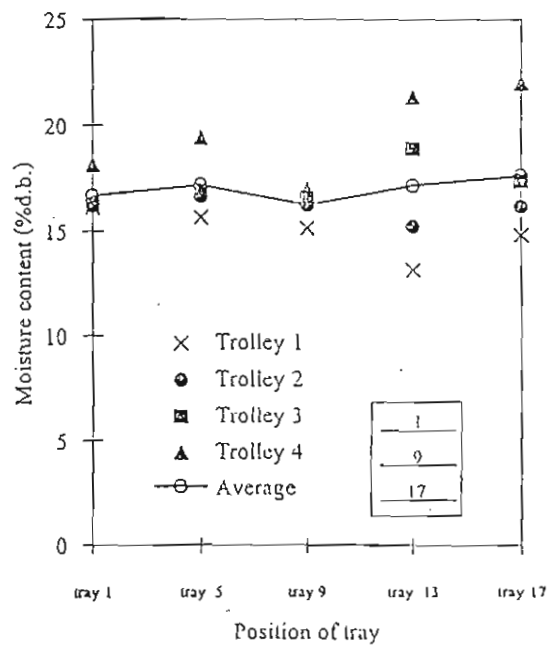


Figure 5. Effect of position of trays on the average moisture content (3rd test, 2nd stage).

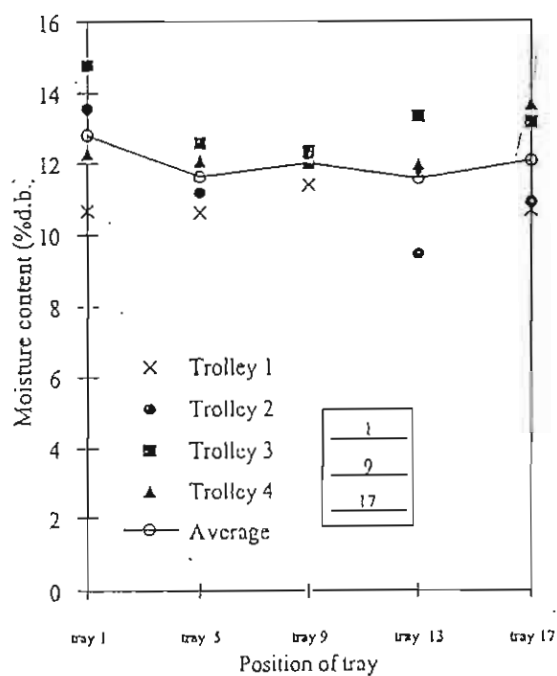


Figure 6. Effect of position of trays on the average moisture content (3rd test, 3rd stage).

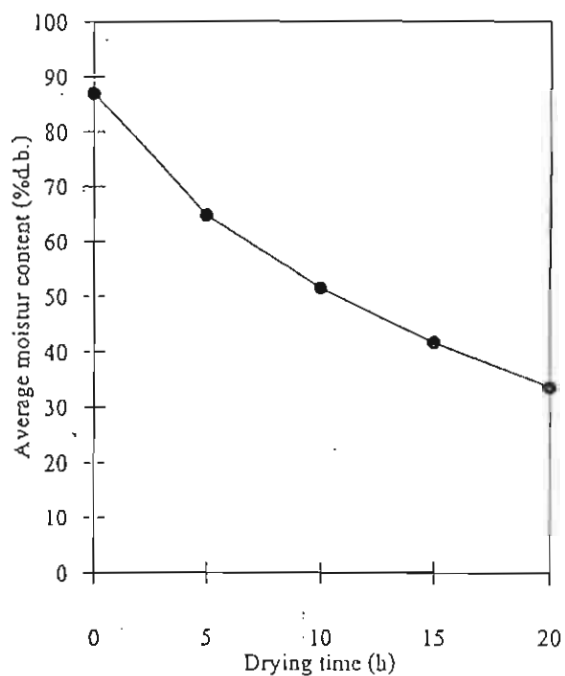


Figure 7. Variations of average moisture content with time (3rd test, 1st stage).

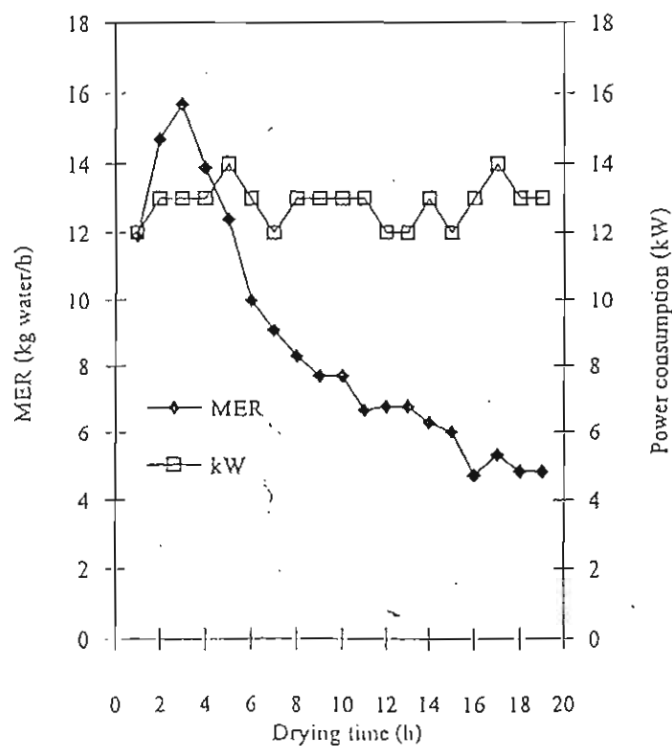


Figure 8. Variations of MER and power consumption with time (3rd test, 1st stage).

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุนสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัย บริษัทโรตเอร์เนชั่น จำกัด ที่ให้ความช่วยเหลือในด้านการสร้างเครื่อง และโรงงานหลวงอาหารสำเร็จรูปที่ 4 อำเภอโนนดินแดง จ. บุรีรัมย์ ที่ให้ความร่วมมือระหว่างกาทดสอบ

เอกสารอ้างอิง

1. Clements, S., Jia, X. and Jolly, P., 1993, "Experimental Verification of a Heat Pump Assisted Continuous Dryer Simulation Model," *International Journal of Energy Research*, Vol. 17, pp. 19-28.
2. Prasertsan, S. and Saon-saby, P., 1998, "Heat Pump Drying of Agricultural Materials," *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 18, No. 1&2, pp. 235-250.
3. Pandya, V.R., Davolta, S. and Patwardhan, V.S., 1990, "Heat Pump Assisted Dryer, part 2 : Experimental Study," *International Journal of Energy Research*, Vol. 14, pp. 493-507.
4. Rossi, S.J., Neves, L.C. and Klockbusch, T.G., 1992, "Thermodynamic and Energetic Evaluation of a Heat Pump Applied to the Drying Vegetables," *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 10, pp. 1475-1484.
5. Young, G.S., Birchall, S. and Mason, R.L., 1995, "Heat Pump Drying of Food Products-Prediction of Performance and Energy Efficiency," in *Proc. Fourth ASEAN Conference on Energy Technology*, Bangkok, August 28-29, pp. 240-247.
6. Strommen, I. and Kramer, K., 1994, "New Applications of Heat Pumps in Drying Processes," *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 12, No. 4, pp. 889-901.

สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์
ศาสตราจารย์

สมบูรณ์ เวชกามา

ณัฐพล ภูมิวิเศษอาด
นักศึกษาปริญญาโท

คณะพลังงานและวัสดุ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยี
พระจอมเกล้าธนบุรี
กรุงเทพฯ 10140

การจัดการข้าวเปลือกชื้นโดยการอบแห้ง แบบฟลูอิดไอเซชัน การเก็บในที่อับอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม

Managing Moist Paddy by Fluidization Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation

งานวิจัยนี้กล่าวถึงแนวทางการลดความชื้นข้าวเปลือก โดยใช้กระบวนการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน การเก็บในที่อับอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม จากผลการทดลองพบว่าเมื่อผ่านทั้งสามกระบวนการ สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้น 33 %มาตรฐานแห้ง ลงได้เหลือ 16.5 %มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาทั้งหมดประมาณ 53 นาที เริ่มต้นจากการใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซชัน 3 นาที จนความชื้นเหลือประมาณ 19.5 %มาตรฐานแห้ง จากนั้นนำไปเก็บในที่อับอากาศ 30 นาที แล้วจึงนำไปผ่านการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมด้วยความเร็ว 0.15 เมตรต่อวินาทีเป็นเวลา 20 นาที คุณภาพการสีในด้านเปอร์เซ็นต์ข้าวดี้นและความขาวอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้

This paper described a strategy for reducing moisture in paddy by using fluidized bed drying, tempering and ambient air ventilation. Experimental results showed that after the three processes, moisture content was reduced from 33 % dry-basis to 16.5 % dry-basis within approximately 53 min. During the first process, a fluidized bed dryer was used for reducing moisture content of paddy down to 19.5 % dry-basis within 3 min. Then the paddy was taken to tempering process for 30 min. Finally, it was cooled by ambient air with an air velocity of 0.15 m/s for 20 min. Quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness was acceptable.

1. บทนำ

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซชันได้นำมาประยุกต์ใช้งานเชิงพาณิชย์ในปี 1995 ข้อดีของเครื่องอบแห้งแบบนี้คือ สามารถอบแห้งได้รวดเร็ว เครื่องมีขนาดเล็ก ความชื้นหลังการอบแห้งสม่ำเสมอ Saponronnarit และ Prachayawarakorn [1] ทำการศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกความชื้นสูงด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชัน พบว่า ความเร็วของอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไอเซชันประมาณ 1.65 เมตร/วินาที อุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งและความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งเป็นค่าแปรผันที่มีผลต่อคุณภาพของข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง ดังนั้นอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งไม่ควรสูงกว่า 115 °C และความชื้นสุดท้ายของการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 24-25 %มาตรฐานแห้ง เพื่อให้ข้าวเปลือกที่ได้มีคุณภาพดี ต่อมา Saponronnarit และคณะ [3] พัฒนาการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชันเป็นแบบต่อเนื่อง โดยการไหลของอากาศเป็นแบบไหลขวาง มีการนำอากาศหมุนเวียนมาใช้ใหม่ จากการศึกษาพบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิ 115 °C ความเร็วของ

เบด 0.1 เมตร หลังจากนั้น Saponronnarit และคณะ [2] ทำการออกแบบเครื่องอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชันแบบต่อเนื่อง เพื่อเป็นเครื่องต้นแบบสำหรับการผลิตในเชิงพาณิชย์ Saponronnarit และคณะ [4] ทำการออกแบบเครื่องอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซชันแบบต่อเนื่องเพื่อใช้ในเชิงพาณิชย์ขนาด 5 ตันข้าวโม และ 10 ตันข้าวโม ในปี 1995 ได้ผลิตออกมาใช้งานจริงประมาณ 80 เครื่อง โดยส่งออกตลาดต่างประเทศประมาณ 15 เครื่อง โดยอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งอยู่ระหว่าง 120-150 °C

ในด้านเก็บในที่อับอากาศ Sieff และคณะ [5] ศึกษาระยะเวลาที่เหมาะสมในการเก็บข้าวเปลือกในที่อับอากาศไประหว่างการอบแห้งข้าวเปลือกครั้งแรกและครั้งที่สอง พบว่าการเก็บในที่อับอากาศทำให้สามารถลดความชื้นในการอบแห้งในช่วงที่สองได้มากกว่าข้าวเปลือกที่ไม่มีการเก็บในที่อับอากาศ ในด้านคุณภาพการสีพบว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการเก็บในที่อับอากาศจะมีปริมาณข้าวดี้นมากกว่าข้าว

เปลือกที่ไม่ผ่านการเก็บในที่อื่นอากาศ และ Steffe และ Singh [6] พบว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งและระยะเวลาในการอบแห้ง(หรือความชื้นที่ลดลงใน 1 ชั่วโมงการอบแห้ง) เป็นตัวแปรที่มีผลต่อระยะเวลาในการเก็บข้าวเปลือกในที่อื่นอากาศมากที่สุด หลังจากนั้นใช้ในการอบแห้งหรือต่อไป จะใช้พลังงานน้อยที่สุดถ้ามีการเก็บในที่อื่นอากาศอย่างสมบูรณ์(ความชื้นภายในเมล็ดเท่ากับแห้งเมล็ด) การเก็บในที่อื่นอากาศของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งที่ 35°C ถ้าต้องการให้การเก็บในที่อื่นอากาศเป็นไปอย่างสมบูรณ์ต้องมีระยะเวลาในการเก็บอย่างน้อย 5 ชั่วโมง

จากการวิจัยที่ผ่านมาทั้งหมดพบว่า เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดที่ใช้ในทางพาณิชย์ จะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงมาได้เหลือประมาณ 24 % มาตราฐานแห้ง โดยที่อุณหภูมิข้าวเปลือกอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ จำเป็นต้องมีระบบอบแห้งแบบอื่นมาประกอบ เพื่อลดความชื้นในเชิงความชื้นต่ำ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงทำการศึกษาดังกระบวนการการเก็บข้าวเปลือกในที่อื่นอากาศและการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมมาประกอบต่อการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไรซ์เบด เพื่อลดความชื้นให้เหลือประมาณ 17 % มาตราฐานแห้ง ซึ่งเป็นระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา

2. อุปกรณ์และวิธีการ

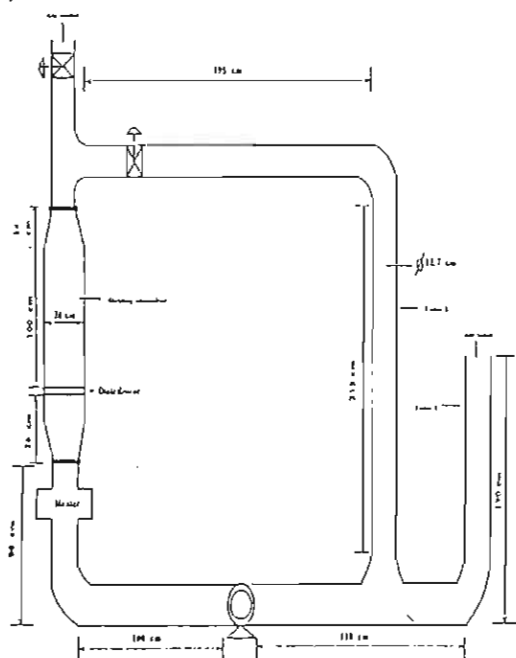


Figure 1. Diagram of experimental Fluidized bed dryer

ข้าวเปลือกที่ใช้ในการทดลองถูกทำให้มีความชื้นตามที่ต้องการ แล้วนำไปเก็บในห้องเย็นประมาณ 7 วัน เพื่อให้ความชื้นกระจายตัวอย่างสม่ำเสมอ ก่อนการทดลองข้าวเปลือกถูกทิ้งไว้จนมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิห้อง เริ่มการทดลองโดยนำข้าวเปลือกมาอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไรซ์เบดแบบวนดังแสดงใน Figure 1 ห้องอบแห้งมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร ในการทดลองใช้ความสูงของเบด 9.5 เซนติเมตร ความเร็วลมภายในเบด 2.6 เมตร/วินาที ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งความชื้นที่ต่ำแล้วถูกเป่าให้แห้งเข้ามายังขวดแก้วซึ่งสามารถปิดได้สนิทและทนความร้อนไม่ให้เกิดการรั่วได้ ขวดแก้วเส้นผ่านศูนย์กลาง

12 เซนติเมตร สูง 10 เซนติเมตร ซึ่งผ่านการอบให้มีความชื้นเท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกที่ออกจากเครื่องอบ ต่อจากนั้นนำเข้าฟลูอิดไรซ์เบดซึ่งตั้งอุณหภูมิให้เท่ากับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกที่ออกจากเครื่องอบ เมื่อครบเวลาที่กำหนด นำมาเป่าด้วยอากาศแวดล้อม เครื่องเป่าอากาศแวดล้อมมีเส้นผ่านศูนย์กลางของห้องอบ 20 เซนติเมตร ความสูงเบดขณะเป่าด้วยอากาศแวดล้อม 3 เซนติเมตร

การทดลองแบ่งออกเป็น 2 ตอน ตอนแรกทำการทดลองหาระยะเวลาที่เหมาะสมในการเก็บข้าวเปลือกในที่อื่นอากาศและเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมด้วยเครื่องฟลูอิดไรซ์เบด ในการทดลองช่วงแรกข้าวเปลือกถูกอบตามเงื่อนไข 4 แบบ ดังนี้คือ ที่อุณหภูมิ 140°C เป็นระยะเวลา 1 และ 2 นาที และอุณหภูมิ 130 กับ 140°C โดยใช้เวลาในการอบ 1.5 นาที แต่ละเงื่อนไขทำการวัดอุณหภูมิของเมล็ดหลังการอบข้าวเปลือกที่ผ่านการอบในแต่ละครั้งถูกนำมาเก็บในที่อื่นอากาศโดยมีระยะเวลาที่แตกต่างกันตั้งแต่ 0 - 24 ชั่วโมง แล้วจึงนำมาผ่านการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็ว 0.12 เมตร/วินาที นาน 15 นาที เมื่อสรุปผลการทดลองในช่วงแรกแล้วพบว่า ระยะเวลาในการเก็บในที่อื่นอากาศที่ผ่านไ้อยู่ในช่วงต่ำกว่า 1 ชั่วโมง และสามารถเพิ่มอุณหภูมิในการอบแห้งให้สูงขึ้นได้อีก ดังนั้นการทดลองช่วงที่ 2 จึงใช้อุณหภูมิของอากาศในการอบแห้ง 150°C อบให้ความชื้นสุดท้ายเหลือประมาณ 25 - 19 % มาตราฐานแห้ง และระยะเวลาในการเก็บในที่อื่นอากาศอยู่ในช่วง 0 - 60 นาที สำหรับการทดลองในตอนที่ 2 ทำการอบแห้งและเก็บในที่อื่นอากาศตามเงื่อนไขที่สรุปได้จากตอนแรก แล้วนำข้าวเปลือกมาผ่านการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็วลมในช่วง 0.07 - 0.37 เมตร/วินาที เป็นระยะเวลา 30 นาที เก็บข้อมูลการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิของอากาศที่ทางออก และน้ำหนักของข้าวที่ใช้ในการทดลองเพื่อไปใช้คำนวณหาการเปลี่ยนแปลงความชื้นระหว่างการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม

ในการทดลองทั้งสองตอน ทำการเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนและหลังการอบแห้ง และหลังการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม เก็บตัวอย่างละประมาณ 50 กรัม เพื่อนำมาหาความชื้นโดยการอบแห้งที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง ข้าวเปลือกที่ได้จากการทดลองถูกนำไปทดสอบคุณภาพการสี ในเตาเปอร์เซ็นต์ข้าวดีและความขาวของข้าวสาร ตามกรรมวิธีของกองการข้าว กรมวิชาการเกษตร กระทรวงเกษตรและสหกรณ์ ซึ่งเปอร์เซ็นต์ข้าวดีหมายถึงอัตราส่วนของข้าวสารที่มีความขาวตั้งแต่ 8/10 ของข้าวสารเต็มเมล็ดต่อน้ำหนักของข้าวเปลือก ส่วนความขาวทำการวัดจากเครื่องวัดความขาว Kell C-300

3. ผลและวิจารณ์

1. ผลของระยะเวลาในการเก็บข้าวเปลือกในที่อื่นอากาศต่อความชื้นที่ลดลงในช่วงเป่าด้วยอากาศแวดล้อม

Figure 2 แสดงผลของระยะเวลาที่ใช้ในการเก็บข้าวเปลือกในที่อื่นอากาศที่มีต่อความชื้นที่ลดลงในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม พบว่า แนวโน้มของเส้นกราฟทั้งหมดจะอย่างรวดเร็วในช่วง 0 - 1 ชั่วโมง และจะคงที่ในช่วงต่อไป อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งแตกต่างกัน (130 และ 140°C) ไม่มีผลต่อความชื้นที่ลดลงในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมถ้าความชื้นหลังการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไรซ์เบดใกล้เคียงกัน และพบว่าความชื้นที่ลดลงในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมแปรผันตามความชื้นหลังการอบด้วยเครื่องฟลูอิดไรซ์เบด เมื่อทดลองในช่วงระยะเวลาในการเก็บในที่อื่นอากาศ 0-1 ชั่วโมงดัง Figures 3-4 ซึ่งทำการทดลองที่

ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกแตกต่างกัน พบว่า กราฟมีลักษณะเช่นเดียวกัน คือเพิ่มอย่างรวดเร็วในช่วง 0 - 15 นาทีแรกก่อนที่จะคงที่ เมื่อเปรียบเทียบกับข้าวเปลือกที่ไม่มีการเก็บในที่อบอากาศและข้าวเปลือกที่ผ่านการเก็บในที่อบอากาศ พบว่า ความชื้นที่ลดลงในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมแตกต่างกันประมาณ 0.5 - 1 %มาตรฐานแห้ง ซึ่งขึ้นอยู่กับความชื้นสุดท้ายหลังการอบด้วยเครื่องฟลูอิโดไซเบค ถ้ามีความชื้นสูง ความแตกต่างจะมีน้อย และเมื่อเปรียบเทียบกับระยะเวลาในการเก็บในที่อบอากาศที่เท่ากัน ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสุดท้ายหลังการอบด้วยเครื่องฟลูอิโดไซเบคสามารถลดความชื้นในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมได้มากกว่า ดังจะเห็นได้ใน Figure 4

ผลการทดลองที่ได้ก็เป็นไปตามหลักการของการเก็บในที่อบอากาศที่ต้องการให้ความชื้นกระจายตัวออกมาที่ผิวของเมล็ด เพื่อที่จะสามารถเป่าลมลดความชื้นได้ง่าย ระยะเวลาในการเก็บในที่อบอากาศมีผลต่อความชื้นที่ลดลงในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมก็เพียงในช่วงที่ความชื้นในเมล็ดข้าวเปลือกยังกระจายตัวไม่สม่ำเสมอเท่านั้น ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิโดไซเบคสูง เมื่อความชื้นกระจายตัวไปที่ผิวแล้วก็ยังคงมีความชื้นสูง ทำให้การเป่าด้วยอากาศแวดล้อมสามารถลดความชื้นได้ง่ายกว่าข้าวเปลือกที่ความชื้นหลังการอบแห้งต่ำ

2. ผลของระยะเวลาในการเก็บข้าวเปลือกในที่อบอากาศต่อคุณภาพการสีของข้าว

ในค่าปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ (อัตราส่วนของข้าวต้นที่ได้จากการอบแห้งแบบฟลูอิโดไซเบคต่อข้าวต้นที่ได้จากการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม) Figure 5 พบแนวโน้มของปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์เพิ่มขึ้นตามระยะเวลาในการเก็บในที่อบอากาศในช่วง 0 - 1 ชั่วโมง ต่อจากนั้นระยะเวลาในการเก็บในที่อบอากาศไม่มีผลต่อปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ และถ้าความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิโดไซเบคเท่ากับปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ของการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงสูงกว่าของการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ ทั้งนี้จะเป็นผลมาจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงทำให้อุณหภูมิของเมล็ดหลังการอบแห้งสูง การเกิด gelatinization ของเมล็ดข้าวเปลือกจึงเกิดได้ดีกว่าทำให้ปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์สูง เมื่อพิจารณาในช่วง 1 ชั่วโมง ดัง Figures 6 - 7 พบว่าระยะเวลาการเก็บในที่อบอากาศที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง 15 - 30 นาที โดยที่ระยะเวลาในการเก็บในที่อบอากาศควรมีอย่างน้อยข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นสูงและความชื้นหลังการอบแห้งแบบฟลูอิโดไซเบคมีค่าต่ำ

ในค่าความขาวสัมพัทธ์ (อัตราส่วนของความขาวของข้าวที่ได้จากการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม) Figure 8 พบว่าถ้าต้องการให้ความขาวสัมพัทธ์ อยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้จะต้องใช้ระยะเวลาในการเก็บในที่อบอากาศไม่เกิน 1 ชั่วโมง ความขาวที่ยอมรับได้มีค่าประมาณ 37 (หน่วยวัดของเครื่อง Kell C-300) และในการทดลองในช่วง 1 ชั่วโมงดัง Figures 9 - 10 แสดงให้เห็นว่าความขาวสัมพัทธ์อยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ทั้งหมด

3. ผลของความเร็วยของอากาศที่มีต่ออุณหภูมิของอากาศที่ทางออกของเครื่องเป่าอากาศแวดล้อม

พิจารณา Figures 11 - 12 พบว่าเมื่อใช้ความเร็วยของอากาศสูง อุณหภูมิของอากาศที่ทางออกของเครื่องเป่าด้วยอากาศแวดล้อมลดลงอย่างรวดเร็วกว่ากรณีที่ใช้ความเร็วต่ำเมื่อแก๊สทั้งสองกรณี เมื่อ

จากการใช้ความเร็วยของอากาศสูงสามารถถ่ายเทความร้อนได้ดีกว่าใช้ความเร็วของอากาศต่ำ

4. ผลของความเร็วยของอากาศที่มีต่อความชื้นของข้าวเปลือกระหว่างการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม

อัตราการลดลงของความชื้นในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมเป็นไปอย่างรวดเร็วในช่วง 5 นาทีแรก หลังจากนั้นอัตราค่อนข้างคงที่ ดังแสดงใน Figures 13 - 14 และเมื่อพิจารณาความชื้นในช่วงที่ค่อนข้างคงที่ พบว่า ถ้าใช้ความเร็วยของอากาศที่ต่ำสามารถทำให้ได้ความชื้นมีค่าต่ำด้วย เนื่องจากในช่วงแรกของของการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม ความชื้นของข้าวเปลือกค่อนข้างสม่ำเสมอทั้งเมล็ด ซึ่งเป็นผลมาจากการเก็บในที่อบอากาศ การเป่าด้วยอากาศแวดล้อมในช่วงนี้จึงทำให้ความชื้นลดลงอย่างรวดเร็ว จนกระทั่งถึงจุดที่อัตราการอบแห้งขึ้นอยู่กับอัตราการแพร่ความชื้นออกมาที่ผิว ในขั้นตอนนี้พบว่าถ้าใช้ความเร็วของอากาศต่ำ อุณหภูมิของเมล็ดสูงกว่ากรณีที่ใช้ความเร็วของอากาศสูง ซึ่งอัตราการแพร่ของความชื้นแปรผันตามอุณหภูมิของเมล็ด ทำให้ถ้าใช้ความเร็วยของอากาศต่ำ อัตราการแพร่ความชื้นก็จะสูง ทำให้สามารถลดความชื้นลงได้ต่ำกว่ากรณีที่ใช้ความเร็วสูง

5. ผลของความเร็วยของอากาศในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่มีต่อคุณภาพการสี

ความเร็วยของอากาศในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมไม่ค่อยมีผลต่อข้าวต้นสัมพัทธ์มากนัก ดังแสดงใน Figure 15 ทั้งนี้เป็นผลมาจากการเก็บในที่อบอากาศ ซึ่งเมื่อนำมาผ่านการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมแล้ว อุณหภูมิและความชื้นที่ลดลงของแต่ละความเร็วในช่วงแรกไม่ค่อยแตกต่างกันมากนัก จะมีกรณีที่มีความเร็ว 0.07 เมตร/วินาที เท่านั้นที่ปริมาณข้าวต้นสัมพัทธ์ต่ำกว่าความเร็วอื่นทั้งนี้เกิดเนื่องจากกรณีที่มีความชื้นสุดท้ายในช่วง การเป่าด้วยอากาศแวดล้อมต่ำกว่ากรณีอื่น ในด้านของความขาวสัมพัทธ์ ความเร็วยของอากาศที่ใช้ในการเป่าไม่มีผลต่อความขาวสัมพัทธ์ดังแสดงใน Figure 16

4. สรุป

- 1.สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกจาก 33 %มาตรฐานแห้งจนเหลือความชื้น 16.5 % มาตรฐานแห้ง โดยที่คุณภาพการสีอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ โดยใช้การอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิโดไซเบค การเก็บในที่อบอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม ใช้ระยะเวลาทั้งหมดประมาณ 53 นาที แบ่งเป็นการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิโดไซเบคประมาณ 3 นาที เก็บในที่อบอากาศ 30 นาที และเป่าด้วยอากาศแวดล้อม 20 นาที

- 2.เมื่อมีการเก็บข้าวเปลือกในที่อบอากาศ ทำให้สามารถอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิโดไซเบคให้ความชื้นเหลือประมาณ 19.5 %มาตรฐานแห้งได้ โดยมีคุณภาพการสีอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้

- 3.ระยะเวลาในการเก็บข้าวเปลือกในที่อบอากาศที่เหมาะสมขึ้นอยู่กับความชื้นที่ลดลงในช่วงการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิโดไซเบค ระยะเวลาดังกล่าวควรมีอย่างน้อย 30 นาที แต่ไม่ควรเกิน 1 ชั่วโมง

- 4.ความเร็วยของอากาศในช่วงการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่เหมาะสมมีค่าประมาณ 0.15 เมตร/วินาที ถ้าใช้ความเร็วสูงกว่าจะทำให้การลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกต่ำ แต่ถ้าใช้ความเร็วต่ำกว่าจะทำให้ปริมาณข้าวต้นลดลง

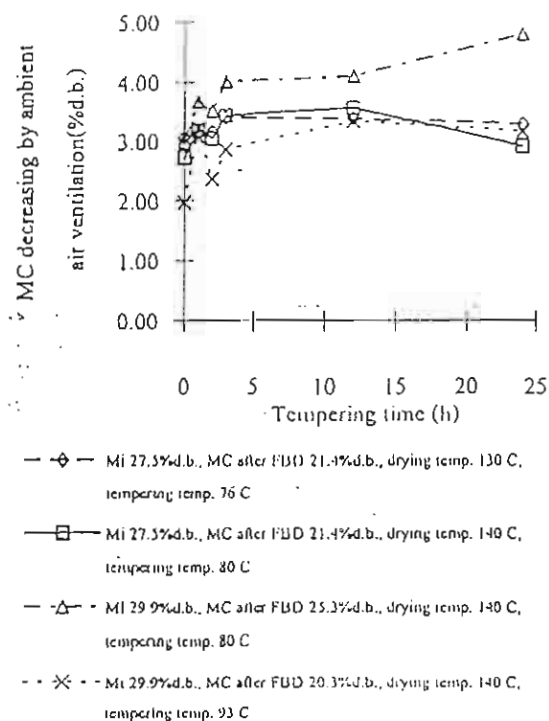


Figure 2. Effect of tempering time on moisture content decreasing by ambient air ventilation at different drying condition.

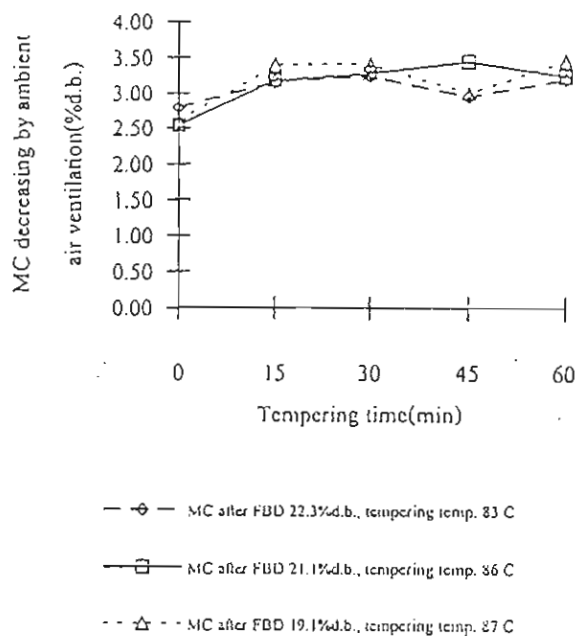


Figure 3. Effect of tempering time on moisture content decreasing by ambient air ventilation at different moisture contents after fluidized bed drying. (Initial moisture content 26.9 %d.b., drying temperature 150 °C)

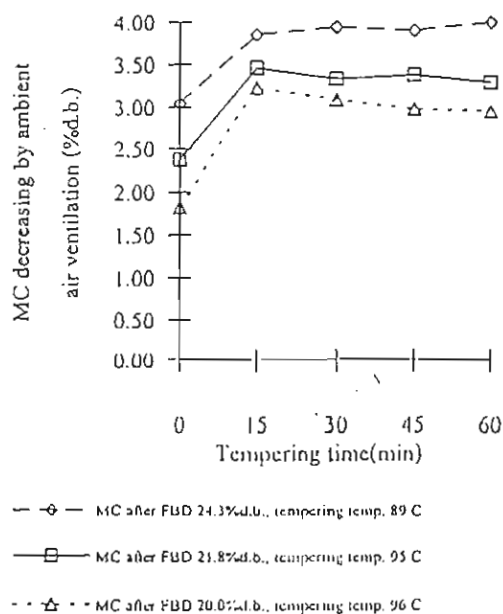


Figure 4. Effect of tempering time on moisture content decreasing by ambient air ventilation at different moisture contents after fluidized bed drying. (Initial moisture content 32.8 %d.b., drying temperature 150 °C)

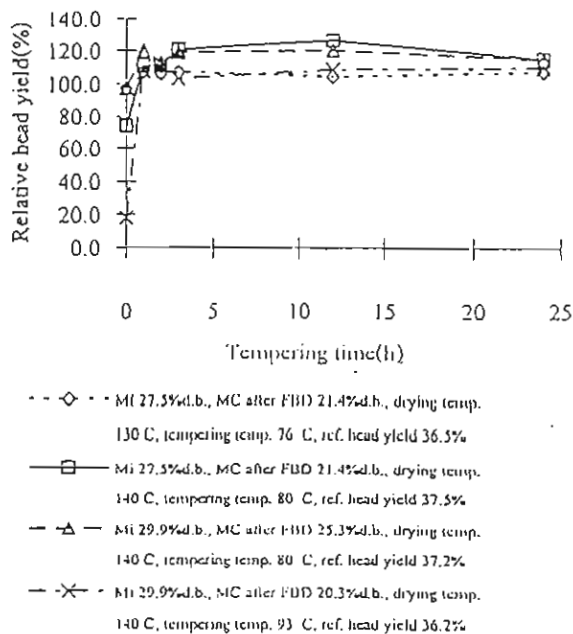


Figure 5. Effect of tempering time on relative head yield at different drying condition.

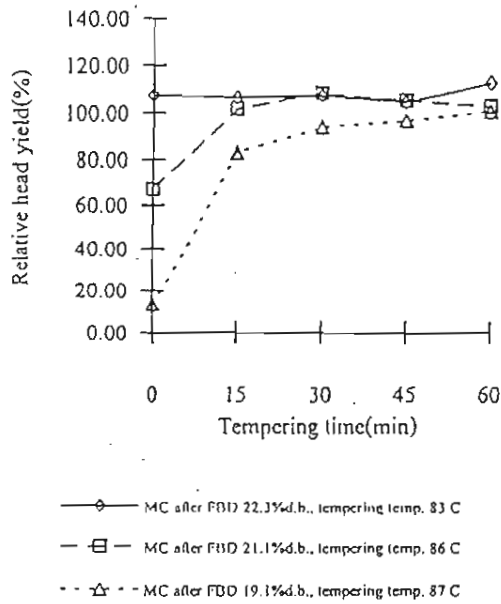


Figure 6. Effect of tempering time on relative head yield at different moisture contents after fluidized bed drying. (Initial moisture content 26.9 %d.b., drying temperature 150 °C, reference head yield 37 %)

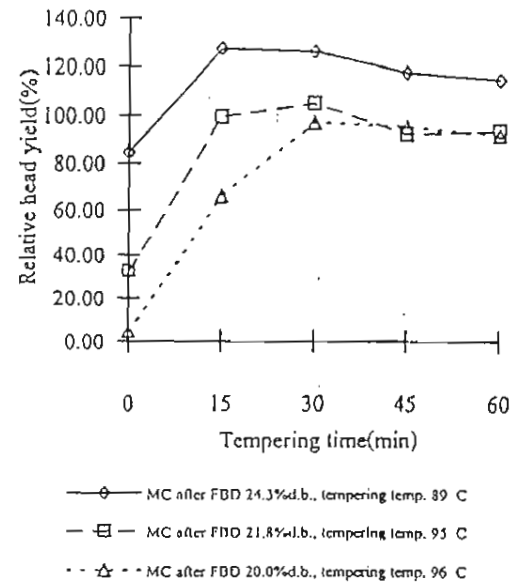


Figure 7. Effect of tempering time on relative head yield at different moisture contents after fluidized bed drying. (Initial moisture content 32.8 %d.b., drying temperature 150 °C, reference head yield 36.3 %)

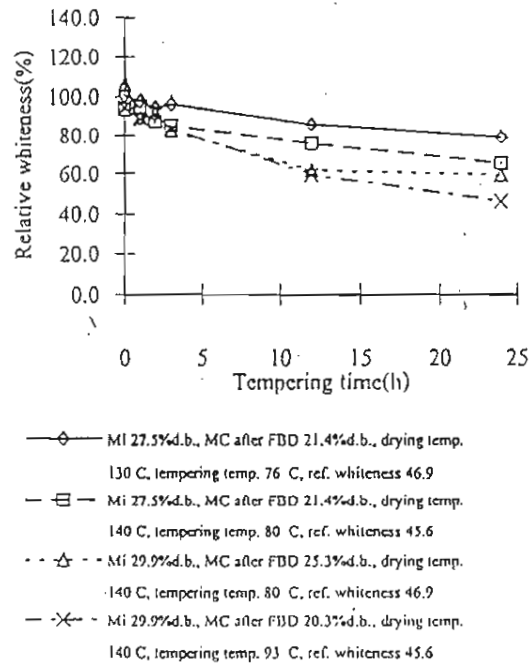
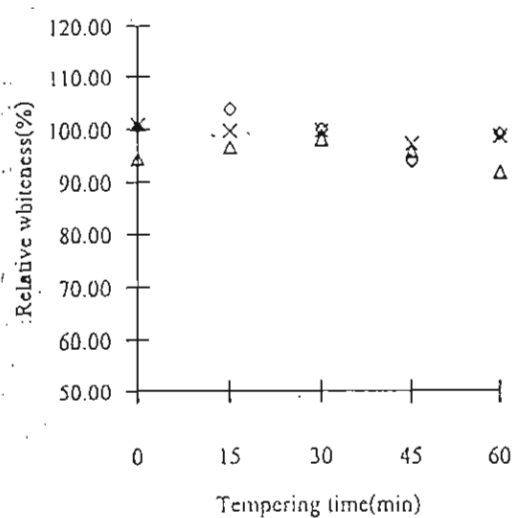
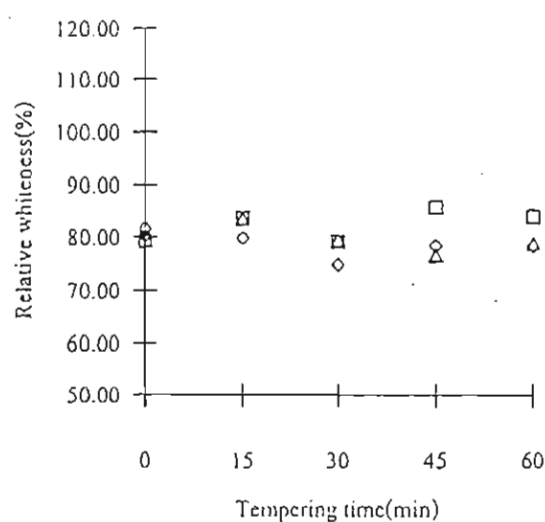


Figure 8. Effect of tempering time on relative whiteness at different drying condition.



◇ MC after FBD 22.3% d.b., tempering temp. 83 °C
 × MC after FBD 21.1% d.b., tempering temp. 86 °C
 △ MC after FBD 19.1% d.b., tempering temp. 87 °C

Figure 9. Effect of tempering time on relative whiteness at different moisture contents after fluidized bed drying. (Initial moisture content 26.9 %d.b., drying temperature 150 °C, reference whiteness 47.5)



◇ MC after FBD 24.3% d.b., tempering temp. 89 °C
 □ MC after FBD 21.8% d.b., tempering temp. 95 °C
 △ MC after FBD 20.0% d.b., tempering temp. 96 °C

Figure 10. Effect of tempering time on relative whiteness at different moisture contents after fluidized bed drying. (Initial moisture content 32.8 %d.b., drying temperature 150 °C, reference whiteness 45.9)

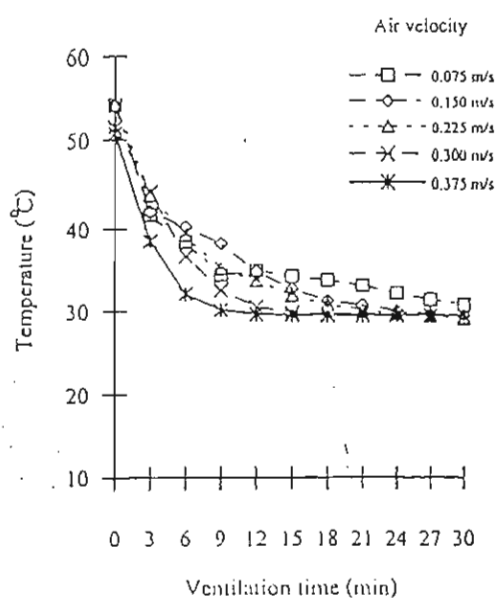


Figure 11. Evolution of exit air temperature during ambient air ventilation. (Initial moisture content 27.0 %d.b., fluidized bed drying conditions: 150 °C and 2 min, tempering conditions: 93 °C and 30 min)

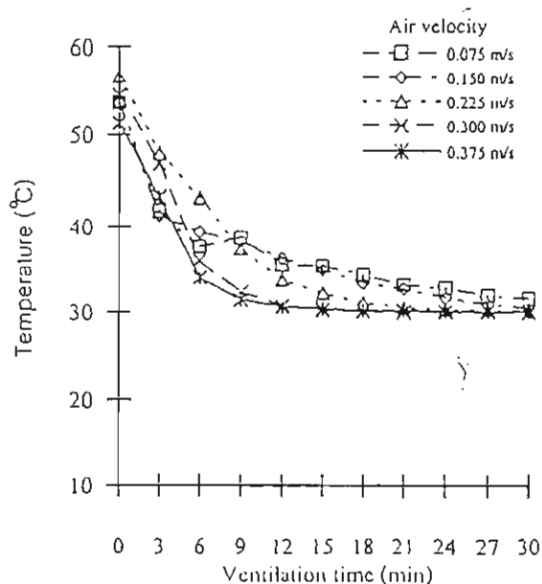


Figure 12. Evolution of exit air temperature during ambient air ventilation. (Initial moisture content 30.3 %d.b., fluidized bed drying conditions: 150 °C and 2 min 45 sec, tempering conditions: 94 °C and 30 min)

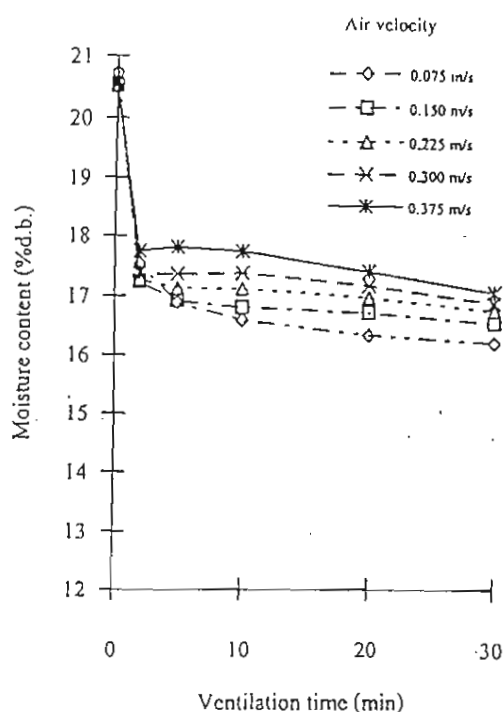


Figure 13. Evolution of moisture content of paddy during ambient air ventilation. (Initial moisture content 27.0 %d.b., fluidized bed drying conditions: 150 °C and 2 min, tempering conditions: 93 °C and 30 min)

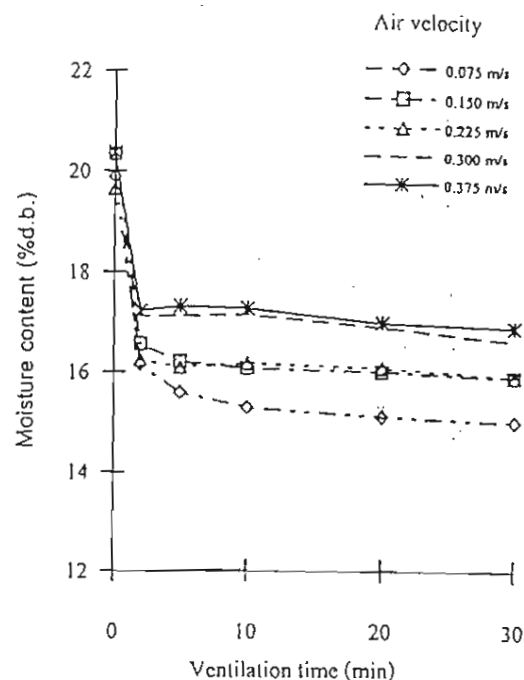
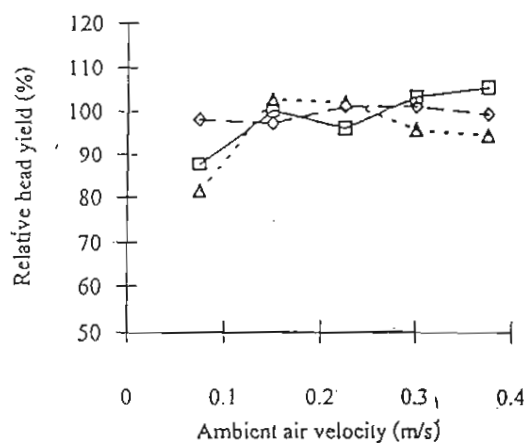
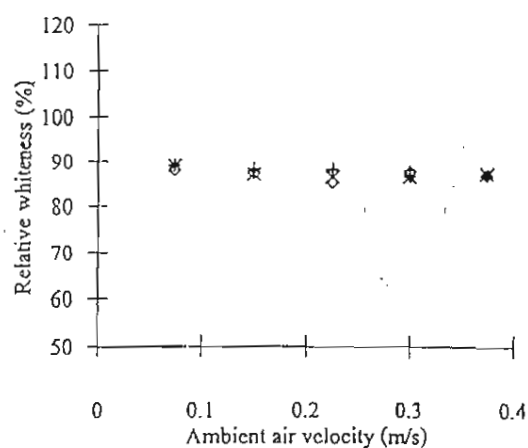


Figure 14. Evolution of moisture content of paddy during ambient air ventilation. (Initial moisture content 30.3 %d.b., fluidized bed drying conditions: 150 °C and 2 min 45 sec, tempering conditions: 94 °C and 30 min)



—◇— Mi 27.0 %d.b., MC after FBD 20.5%d.b., tempering temp. 93 °C, ref. head yield 36.5%
 —□— Mi 30.3 %d.b., MC after FBD 20.0%d.b., tempering temp. 94 °C, ref. head yield 34.5%
 - - △ - - Mi 33.0 %d.b., MC after FBD 20.3%d.b., tempering temp. 95 °C, ref. head yield 33.8%

Figure 15. Effect of ambient air velocity on relative head yield at different initial moisture contents.



◇ Mi 27.0 %d.b., MC after FBD 20.5%d.b., tempering temp. 93 °C, ref. whiteness 45.1
 × Mi 30.3 %d.b., MC after FBD 20.0%d.b., tempering temp. 94 °C, ref. whiteness 44.9
 + Mi 33.0 %d.b., MC after FBD 20.3%d.b., tempering temp. 95 °C, ref. whiteness 45.2

Figure 16. Effect of ambient air velocity on relative whiteness at different initial moisture contents.

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอแสดงความขอบเขตต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยและ Australian Centre for International Agricultural Research ที่สนับสนุนทุนวิจัย และศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี ที่ให้ความช่วยเหลือในการทดสอบคุณภาพการสี

เอกสารอ้างอิง

1. Soponronnarit, S., and Prachayawarakorn, S., 1994, "Optimum strategy for fluidized bed paddy drying," *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 12, No. 7, pp.1667-1686.
2. Soponronnarit, S., Yapha, M., and Prachayawarakorn, S., 1995, "Cross-flow fluidized paddy dryer: prototype and commercialization," *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 13, No. 8&9, pp. 2207-2216.
3. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Sripawatukul, O., 1996a, "Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer," *Drying Technology-An International Journal*, Vol. 14, No. 10, pp. 2397-2410.
4. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Wangji, M., 1996b, "Commercial fluidized bed paddy dryer", *In Proc. the 10th International Drying Symposium*, Krakow, Poland, 30 July-2 August, Vol. A, pp.638-644.
5. Steffe, J.F., Singh, R.P., and Bakshi, A. S., 1978, "Influence of tempering time on rice milling yield and moisture removal," *ASAE Paper No. 78-3055*, ASAE, St. Joseph, MI.
6. Steffe, J.F., and Singh, R.P., 1980, "Theoretical and practical aspects of rough rice tempering," *Trans. of the ASAE*, Vol. 23, No. 3, pp.775-782.

การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคสเปาเต็ด เบตสองมิติ

Paddy Drying by Two-Dimensional Spouted Bed Technique

สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์

ศาสตราจารย์

สมบูรณ์ เวชกามา

อดิเทพ ทวีรัตนพาดิชัย

อดิศักดิ์ศึกษาปริญญาโท

สุชาติ สุทธิเจริญพาดิชัย

นักศึกษานิพนธ์ปริญญาโท

คณะพลังงานและวัสดุ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

กรุงเทพฯ 10140

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ ออกแบบสร้างเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบสเปาเต็ดเบตสองมิติ (TDSB) ระดับห้องปฏิบัติการ และศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือก โดยพิจารณาปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการอบแห้งข้าวเปลือก พบว่า อัตราการอบแห้งข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น เมื่ออุณหภูมิอากาศอบแห้งเพิ่มขึ้น หรือเมื่อปริมาณข้าวเปลือกภายในเบต (hold-up) มีค่าลดลง ขณะที่ความกว้างของ spout ไม่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง แต่ระดับความสูงของช่องไหลลง spout ของข้าวเปลือก (entrance height) มีผลโดยตรงต่อปริมาณการใช้พลังงานของพัดลม โดยค่า entrance height ที่เหมาะสมมีค่าเท่ากับ 10 cm เนื่องจากพลังงานที่ใช้ในการอบแห้งมีค่าต่ำสุด อัตราการไหลของอากาศอบแห้งต่ำสุดทำให้เกิด spout ได้เท่ากับ $0.097 \text{ m}^3/\text{s}$

The objectives of this research were to design a laboratory scale two-dimension spouted bed dryer and to investigate the effect of various parameters on the drying rate of spouted bed paddy drying. It was found that rate of paddy drying increased when drying temperature increased or hold-up decreased, width of spout had no effect on drying rate while entrance height directly affected on energy consumption of fan. Suitable entrance height was 10 cm due to minimum energy consumption. The minimum spouting drying air flow rate was $0.097 \text{ m}^3/\text{s}$

1. บทนำ

การอบแห้งข้าวเปลือกเป็นกระบวนการที่สำคัญในอุตสาหกรรมข้าว เพราะทำให้สามารถเก็บรักษาผลผลิตไว้ได้นาน เนื่องจากสภาพความชื้นต่ำมีผล ต่อการยับยั้งการเติบโตของจุลินทรีย์ และยังเป็นการลดปริมาณของผลึกน้ำตาล ซึ่งให้ประโยชน์ในแง่ของการจัดเก็บและขนส่ง สำหรับการอบแห้งโดยใช้เทคนิคสเปาเต็ดเบตนั้นมีข้อดีอยู่หลายประการ คือ สามารถอบแห้งวัสดุที่ไวต่อความร้อนสูงได้ดี โดยเฉพาะผลผลิตทางการเกษตรที่เสื่อมคุณภาพได้ง่ายเมื่อผ่านกระบวนการให้ความร้อน อุณหภูมิของวัสดุหลังการอบแห้งมีลักษณะใกล้เคียงกัน อีกทั้งการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งชนิดนี้ ค่อนข้างต่ำเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งชนิดอื่น ๆ แต่เครื่องอบแห้งสเปาเต็ดเบตแบบธรรมดาที่มีข้อจำกัดในการขยายขนาดเมื่อต้องการกำลังการผลิตสูง จึงมีการพัฒนามาเป็นเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบตสองมิติ ซึ่งสามารถขยายขนาดได้ง่ายเมื่อต้องการประยุกต์ใช้ในระดับอุตสาหกรรม

Katwar (1992) ศึกษาการประเมินค่าศักยภาพของเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบตสองมิติ การขยายขนาด และการอบแห้งธัญพืช โดยทำการทดลองกับเครื่องอบแห้งขนาด pilot scale ซึ่งมีขนาดความ

กว้าง 0.50 m ยาว 0.04 m สูง 1.50 m และออกแบบให้มีมุมเอียงด้านล่างของห้องอบแห้ง (slant angle) และความกว้างของทางเข้าอากาศเปลี่ยนแปลงได้ ในการทดลองใช้อัตราส่วนของความกว้างเบตต่อความกว้างของทางเข้าอากาศ 5, 10 และ 15 ใช้มุมเอียงด้านล่าง 0° , 30° และ 60° และความสูงของเบต 0.4, 0.8, 1.2 และ 1.6 m เมล็ดธัญพืชที่ใช้ในการทดลองมีสามชนิดคือ ข้าวโพด ข้าวสาลี และถั่วเหลือง จากการทดลองพบว่า

1. ความกว้างของ slot มุมเอียงด้านล่าง ชนิดของเมล็ดธัญพืช และความสูงของเบต มีอิทธิพลอย่างมากต่อความดันสถิตในแนวตั้ง (static vertical pressure)

2. ความดันสถิตและความเร็วต่ำสุดของ spout อัตราการหมุนเวียนวัสดุ และเวลาการไหลเฉลี่ยต่อรอบของวัสดุขึ้นอยู่กับ separation distance ความกว้างของ spout มุมเอียงด้านล่างของเครื่อง ความยาวของเบต คุณสมบัติของวัสดุ คุณสมบัติของอากาศ และลักษณะทางกายภาพของสเปาเต็ดเบต

ความเร็วต่ำสุดในการเกิด spout และก่อนการเกิด spout พบว่า ค่าความดันแลมมีค่าสูงสุด ซึ่งต้องใช้พลังงานในการทำลายโครงสร้างของ packed bed หลังจากนั้นความดันแลมมีค่าลดลงจนมีค่าคงที่ ซึ่งจุดนี้คือ spouting pressure drop จากการทดลองพบว่า ค่าความดันแลมมีค่าสูงสุดและค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิด spout แปรผันตรงกับค่า entrance height (ความสูงของช่องทางไหลลง spout ของข้าวเปลือก) เพราะมีความต้านทานการเกิด spout โดยตรง และพบว่า ความเร็วต่ำสุดของอากาศที่และความดันแลมมีค่าสูงสุด ที่ทำให้เกิด spout แปรผกผันกับความกว้างของ spout เนื่องจากการเปลี่ยนแปลงพื้นที่หน้าตัดของ spout ทำให้อัตราส่วนการกระจายอากาศใน spout และ downcomer เปลี่ยนไป ดังแสดงใน Table 1

3.1.2 ประโยชน์ของการใช้แผ่น draft plate

ในกรณีที่ไม่ใช้ draft plate ข้าวเปลือกภายในแนบจะเคลื่อนที่ไปสัมผัสและ spout จะเกิดกระจายไปทั่วหน้าตัดของเบด ซึ่งขึ้นอยู่กับปริมาณการสะสมของข้าวเปลือกในแต่ละส่วน ถ้าส่วนไหนมีการสะสมเยอะ จะมีค่าความดันแลมต่ำกว่าบริเวณอื่น จึงมีโอกาสเกิด spout สูง กรณีใช้ draft plate การเคลื่อนที่ของข้าวเปลือกมีรูปแบบที่แน่นอน จึงเห็น ความชื้นข้าวเปลือกหลังการอบแห้งจะสม่ำเสมอกว่ากรณีที่ไม่ใช้ draft plate จากการทดลองวัดความดันแลมที่ entrance height และความกว้างของ spout เท่ากับ 10 cm พบว่า ค่าความดันแลมหลังจากเกิด spout เมื่อใช้แผ่น draft plate มีค่าค่อนข้างคงที่ เท่ากับ 364.7 Pa ส่วนกรณีที่ไม่ใช้ draft plate ค่าความดันแลมมีค่าไม่คงที่ มีค่าเฉลี่ยเท่ากับ 452.7 Pa

3.1.3 การใช้แผ่นเปลี่ยนทิศทางการไหล (deflector)

Deflector จะช่วยป้องกันไม่ให้ข้าวเปลือกไหลล้นขอบเบด เนื่องจากความเร็วต่ำสุดในการเกิด spout ต้องมากกว่าหรือเท่ากับความเร็วสุดท้ายของข้าวเปลือก จึงจะทำให้ข้าวเปลือกล้นผ่านแผ่น draft plate ได้ ความเร็วของข้าวเปลือกหลังจากผ่าน draft plate จะมีค่าลดลง เนื่องจากพื้นที่หน้าตัดเพิ่มขึ้น จึงเกิดลักษณะคล้ายน้ำพุ (fountain) ขึ้น ในการปรับความสูงของแผ่น deflector ซึ่งมีลักษณะเป็น parabola ควรปรับให้ส่วนบนสุดของ fountain สัมผัสกับส่วนโค้งด้านในของ parabola เพื่อลดการกระแทก ซึ่งจะช่วยให้เปอร์เซ็นต์การแตกหักของข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น

3.1.4 อัตราการไหลของอากาศ

ในการทดลองพิจารณาที่อัตราการไหลของอากาศคงที่เท่ากับ $0.097 \text{ m}^3/\text{s}$ ซึ่งเพียงพอทำให้เกิด spout (ความเร็วในช่อง draft plate ต้องมากกว่า 6 m/s) จากการทดลองที่ค่าความกว้างของ spout 6 และ 10 cm วัดความเร็วลมในช่อง draft plate ได้ 9.5 และ 6.2 m/s ตามลำดับ คิดเป็นเปอร์เซ็นต์อากาศไหลเข้าช่อง draft plate อยู่ในช่วง 86.5-94.2 %

3.2 ผลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการอบแห้ง

3.2.1 ผลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราการอบแห้ง

Figures 2-3 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศอบแห้งต่ออัตราการอบแห้ง พบว่า ที่อุณหภูมิสูงจะมีอัตราการอบแห้งสูงกว่าที่อุณหภูมิต่ำเนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิทำให้ค่า mass diffusivity สูงขึ้น และมี temperature driving force สูงขึ้น ทำให้การถ่าย

เทมวลของน้ำจากภายในเมล็ดข้าวออกมาที่ผิวเปลือกเร็วขึ้น อัตราการอบแห้งจึงเพิ่มขึ้น

3.2.2 ผลของการเปลี่ยนแปลง hold-up ต่ออัตราการอบแห้ง

Figures 4-5 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงปริมาณ hold-up ต่ออัตราการอบแห้ง พบว่า เมื่อเพิ่มค่า holdup ขึ้น อัตราการอบแห้งจะลดลง เนื่องจากอัตราการหมุนเวียนของข้าวเปลือกลดลง ทำให้ข้าวเปลือกมีโอกาสสัมผัสอากาศร้อนในช่วง spout น้อยลง ซึ่งหมายความว่าเมื่อค่า hold-up เพิ่มขึ้น อัตราการเพิ่มอุณหภูมิของข้าวเปลือกจะช้าลง ส่งผลให้อัตราการอบแห้งลดลง

3.2.3 ผลของการเปลี่ยนแปลงความกว้างของ spout ต่ออัตราการอบแห้ง

Figure 6 แสดงผลของการเปลี่ยนแปลงความกว้างของ spout ที่มีต่ออัตราการอบแห้ง พบว่า ความกว้างของ spout ที่เปลี่ยนแปลงไป ส่งผลน้อยมากต่อการเปลี่ยนแปลงอัตราการอบแห้ง

3.3 คุณภาพของข้าวเปลือก

ในการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกจากความเร็วเริ่มต้น 19-21 %w.b. เหลือ 13 - 14 %w.b. ที่อุณหภูมิอบแห้ง 100, 125 และ 150 °C ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นเต็มพัทธ์เท่ากับ 74.0, 51.0 และ 28.1 ตามลำดับ (เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นอ้างอิง = 23.9) และกรณีที่มีความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 16 - 17 %w.b. เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นเต็มพัทธ์ ที่อุณหภูมิอบแห้ง 100, 125 และ 150 °C มีค่า 84.7, 84.2 และ 60.0 ตามลำดับ (เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นอ้างอิง = 23.9) จากผลการทดลองของทั้งสองกรณีพบว่า กรณีความชื้นสุดท้าย 16-17 %w.b. มีค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นสูงกว่ากรณีความชื้นสุดท้าย 13-14 %w.b. และเมื่อพิจารณาผลของอุณหภูมิพบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้ง 100 °C และ 125 °C มีค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นใกล้เคียงกัน ซึ่งแตกต่างกันค่อนข้างมากกับที่อุณหภูมิ 150 °C เนื่องจากการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิสูง โดยข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นปานกลาง การแพร่ของน้ำถูกจำกัดด้วยการแพร่ของน้ำในเนื้อวัสดุ ทำให้ความร้อนส่วนใหญ่ถูกนำไปเพิ่มอุณหภูมิให้กับข้าวเปลือก เป็นผลให้แรงยึดเหนี่ยวระหว่างโมเลกุลของแป้งลดลง เมื่อนำไปทดสอบคุณภาพการสีจึงได้เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นลดลง ค่า hold-up และความกว้างของ spout ไม่ส่งผลกระทบแต่เปอร์เซ็นต์ข้าว เต็มพัทธ์ ส่งผลน้อยกว่าผลของอุณหภูมิและความชื้นสุดท้ายในการอบแห้ง

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของ hold-up และความกว้างของ spout ไม่ให้ผลที่แตกต่างอย่างชัดเจนต่อเปอร์เซ็นต์ความขาว โดยที่ค่าเปอร์เซ็นต์ความขาวเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วง 40-45 ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับค่าเปอร์เซ็นต์ความขาวอ้างอิง (40.6)

4. สรุป

การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็คเบคสองมิติ สามารถสรุปได้ดังนี้

1. การปรับระดับ entrance height ส่งผลโดยตรงต่อการใช้พลังงานของพัดลม โดยค่า entrance height ที่เหมาะสมที่ slant angle 60° เท่ากับ 10 cm
2. ค่าความเร็วต่ำสุดของอากาศที่สามารถทำให้เกิด spouting และความดันแลมสูงสุด แปรผันตรงกับค่า entrance height และแปรผกผันกับความกว้างของ spout

3. อัตราการไหลของอากาศต่ำสุดที่ทำให้เกิด spout เท่ากับ $0.097 \text{ m}^3/\text{s}$

4. เมื่ออุณหภูมิอากาศรอบแห้งสูงขึ้นจะส่งผลให้อัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น ขณะที่เมื่อ hold-up มากขึ้น ส่งผลให้อัตราการอบแห้งลดลง การเปลี่ยนแปลงความกว้างของ spout ส่งผลเล็กน้อยต่ออัตราการอบแห้ง

5. เมื่อพิจารณาคุณภาพข้าวในล้านเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นพบว่า ไม่การอบแห้งข้าวให้ความชื้นเหลือต่ำกว่า 16-17 %w.b. โดยใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งไม่เกิน 125°C ความยาวของข้าวสารทุกการทดลองอยู่ในเกณฑ์

ข้อเสนอแนะ

ควรมีการศึกษาต่อไปเกี่ยวกับการออกแบบ สร้าง และพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบสเปาเจ็ตแบบสองมิติในระดับอุตสาหกรรม เพื่อให้สามารถนำไปประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมการอบแห้งข้าวเปลือกต่อไป

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนเกรงขอบขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย และ Australian Centre for International Agricultural Research ที่ให้ทุนสนับสนุนการวิจัย และขอบขอบคุณผู้เชี่ยวชาญ ปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดลองคุณภาพข้าว

เอกสารอ้างอิง

1. Kalwar, M.I. 1992. "Aerodynamics and Drying Characteristics of Grains in Two - Dimensional Spouted Beds," *Drying Technol.* Vol.10, pp. 535-538.
2. Kalwar, M.I., Kudra, T., Raghavan, G.S.V. and Mujumda, A.S. 1991, "Drying of Grains in a Drafted Two - Dimensional Spouted Bed," *Journal of Food Proc. Eng.* Vol.13, pp. 321-332.
3. Page, G.E. 1949, "Factors Influencing the Maximum Rate of Drying Shell Corn in Layers," *Unpublished Thesis for the Degree of Master of science, Purdue Univ., West Lafayette, Indiana, USA.*

Table 1 Pressure drop in Pascal at various widths of spout and entrance heights.

Air velocity (m/s)	$H_E = 0.10$			$H_E = 0.15$			$H_E = 0.20$		
	$w_d = 0.1$	$w_d = 0.08$	$w_d = 0.06$	$w_d = 0.1$	$w_d = 0.08$	$w_d = 0.06$	$w_d = 0.1$	$w_d = 0.08$	$w_d = 0.06$
0.1	237.3	237.3	237.3	237.3	237.3	237.3	237.3	237.3	237.3
0.2	286.3	286.3	286.3	286.3	286.3	286.3	286.3	286.3	286.3
1.0	325.5	325.5	325.5	325.5	325.5	325.5	325.5	325.5	325.5
2.2	364.7	364.7	364.7	364.7	364.7	364.7	364.7	364.7	364.7
3.0	413.7	413.7	413.7	413.7	413.7	413.7	413.7	413.7	413.7
4.3	364.7	462.7	462.7	462.7	462.7	462.7	462.7	462.7	462.7
5.8	364.7	389.2	511.7	511.7	511.7	511.7	511.7	511.7	511.7
7.2	364.7	389.2	413.7	560.7	560.7	560.7	560.7	560.7	560.7
8.3	364.7	389.2	413.7	462.7	609.7	609.7	609.7	609.7	609.7
9.7	364.7	389.2	413.7	462.7	511.7	536.2	688.1	688.1	688.07
10.3		389.2	413.7	462.7	511.7	536.2	756.7	756.7	756.7
11.2			413.7	462.7	511.7	536.2	825.3	825.3	825.3
11.8				462.7	511.7	536.2	609.7	609.7	609.7
13.2					511.7	536.2	609.7	609.7	609.7
14.5							609.7	609.7	609.7
15.2							609.7	609.7	609.7

H_E = entrance height, m

w_d = width of spout, m

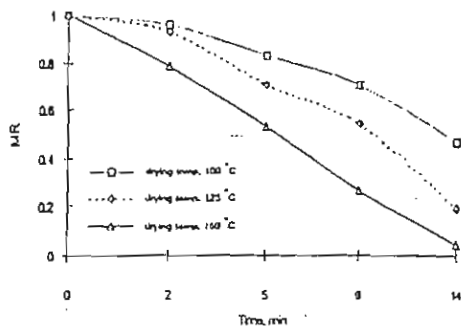


Figure 2 Evolution of moisture ratio at various drying air temperatures. (hold-up = 15 kg, width of spout = 8 cm)

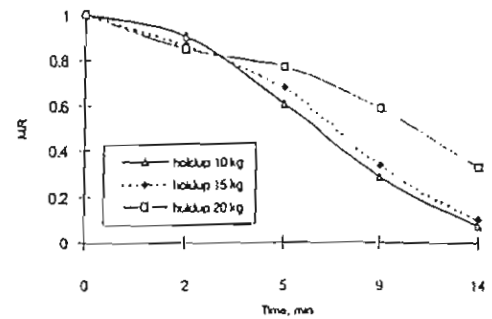


Figure 5 Evolution of moisture ratio at various hold-ups (drying air temperature = 150 °C, width of spout = 6 cm)

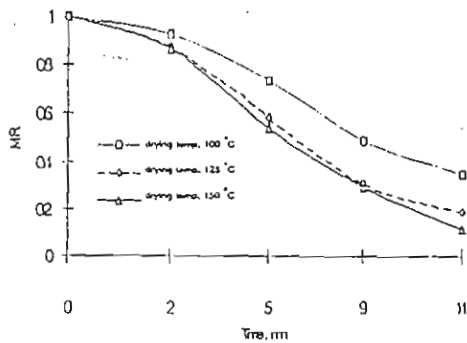


Figure 3 Evolution of moisture ratio at various drying air temperatures. (hold-up = 10 kg, width of spout = 10 cm)

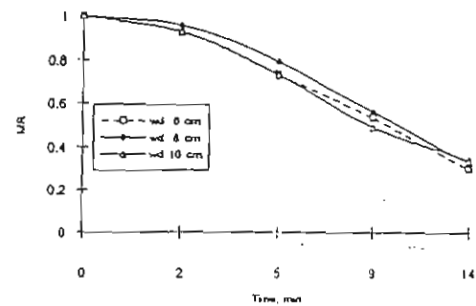


Figure 6 Evolution of moisture ratio at various widths of spout. (drying air temperature = 100 °C, hold-up = 10 kg)

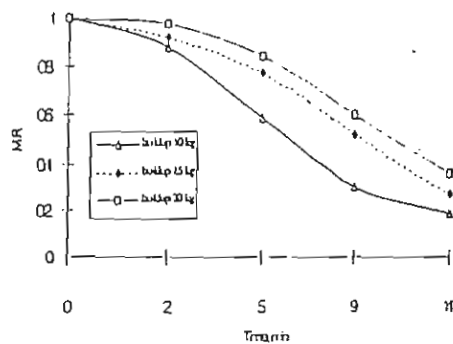


Figure 4 Evolution of moisture ratio at various hold-ups. (drying air temperature = 125 °C, width of spout = 10 cm)