

Fig.1 Scanning electron microscopy of PT1 rice kernel in cross section view before and after drying under near ambient air ventilation at  $1.20 \text{ m}^3/\text{min-m}^2$  of paddy [10 kV with magnification of 1400 times of the original size]

## (2) Chemical property

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

## (3) Physicochemical property

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

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

### (b) Alkali spreading value

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

### (c) Gel consistency

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

## (4) Germination of paddy

After storage the dried paddy and control sample in each experiment for a month, the mature paddy was taken out for germination test. The results show that the average percentage of paddy germination of dried paddy by different drying conditions has no significantly difference comparing with that of the control sample. The average percentage of dried paddy germination and control sample for SP1 (8 experiments) is in ranges of 93.1-98.4 and of 92.5-98.2,

respectively. While the average percentage of dried paddy and control sample for PT1 is in ranges of 95.3-96.1 and of 93.7-95.2, respectively. This is due to the fact that all of experiments were carried out under low temperature drying. However, the results indicate that the percentage of germination of SP1 is slightly higher than that obtained from PT1.

## (5) Sensory evaluation

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

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

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

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

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

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

## CONCLUSIONS

The results of this work can be concluded as follows:

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

## REFERENCES

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

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

## MOISTURE TRANSPORT AND CHANGE OF YELLOWNESS OF PADDY DURING STORAGE

\*S. Prachayawarakorn<sup>1</sup>, C. Choteboon<sup>2</sup> and S. Soponronnarit<sup>2</sup>

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

### ABSTRACT

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

### INTRODUCTION

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

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

Another factor affecting the natural convection in silos is the solar radiation. The amount of heat absorbed by silo due to radiation mode is difficult to predict because of many factors involved, including silo position, geographical area, absorptivity/reflectivity properties of material and cloudiness factors (Freer et al., 1990). However, the radiative heat transfer effect has an insignificant involvement, comparing with the respiration

effect. The temperature variation in the bulk was present only to a depth that was not far from the periphery (Babbitt, 1945).

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

### MATHEMATICAL MODEL

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

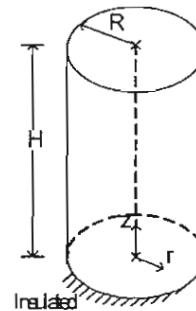


Fig. 1 Idealised geometry of grain storage

#### Heat transport model

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

\* corresponding authors. Tel. 662-4270-9221; fax: 662-428-3534

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

$$\begin{aligned} \rho_s \epsilon_s (C_s + WC_1) \frac{\partial T}{\partial t} + \rho_a \epsilon_a (C_a + \omega C_1) \frac{\partial T}{\partial t} + \\ \rho_s (C_s + C_1) \left[ v_r \frac{\partial T}{\partial r} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right] = k_{eff} \left[ \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right] + \\ \rho_s \epsilon_s (Q_r - 0.6h_v) DML \end{aligned} \quad (1)$$

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

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

$$T(R, z) = T(t) \quad \text{at } r=R \quad 0 \leq z \leq H \text{ for } t \geq 0 \quad (2)$$

$$T(r, H) = T(t) \quad \text{at } z=H \quad 0 \leq r \leq R \text{ for } t \geq 0 \quad (3)$$

$$\frac{\partial T(r, 0)}{\partial z} = 0 \quad \text{at } z=0 \quad 0 \leq r \leq R \quad (4)$$

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

$$\begin{aligned} DML &= 7 \times 10^{-11} M^{8.531} \quad 13 \leq M \leq 16\% \text{ wet basis} \\ DML &= -0.0636M^3 + 4.0827M^2 - 80.608M + 505.38 \\ &\quad 16 \leq M \leq 28\% \text{ wet basis} \end{aligned} \quad (5)$$

Eq. (1) is written in the discretised form, in which the first derivatives are written as backward differences and the second ones with central differences, and then solved

by alternating direction implicit method (Holman, 1997). This method treats the problem as being implicit in the direction of one coordinate, the  $r$  coordinate given by the present work, during the first half of time increment. During the second half, the temperatures in  $z$  components are calculated by using the values from the end of first time step.

#### Moisture transport model

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

$$\begin{aligned} \rho_s \epsilon_s \frac{\partial W}{\partial t} + \rho_s \epsilon_s \left[ v_r \frac{\partial \omega}{\partial r} + v_z \frac{\partial \omega}{\partial z} \right] = D_{eff} \rho_s \left[ \frac{\partial^2 \omega}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial \omega}{\partial r} + \frac{\partial^2 \omega}{\partial z^2} \right] + 0.6 \rho_s \epsilon_s DML \end{aligned} \quad (6)$$

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

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

$$\frac{\partial \omega(R, z)}{\partial r} = 0 \quad \text{at } r=R \text{ and } 0 \leq z \leq H \quad (7)$$

$$\frac{\partial \omega(r, H)}{\partial z} = 0 \quad \text{at } z=H \text{ and } 0 \leq r \leq R \quad (8)$$

$$\frac{\partial \omega(0, z)}{\partial r} = 0 \quad \text{at } r=0 \text{ and } 0 \leq z \leq H \quad (9)$$

$$\frac{\partial \omega(r, 0)}{\partial z} = 0 \quad \text{at } z=0 \text{ and } 0 \leq r \leq R \quad (10)$$

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

#### Momentum model

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

$$\nabla p = \frac{\mu}{\kappa} \vec{v} - \rho_s g \quad (11)$$

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

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

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

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

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

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

$$\rho_a = (\rho_a)_0 [1 - \beta(T - T_0)] \quad (15)$$

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

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

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

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

$$\frac{\partial^2 \psi}{\partial z^2} + \frac{\partial^2 \psi}{\partial r^2} = -\frac{r \kappa g_z (\rho_a)_0 \beta}{\mu} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \quad (18)$$

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

$$\psi(R, z) = 0 \quad \text{at } r=R \quad 0 \leq z \leq H \quad (19)$$

$$\psi(r, H) = 0 \quad \text{at } z=H \quad 0 \leq r \leq R \quad (20)$$

$$\psi(r, 0) = 0 \quad \text{at } z=0 \quad 0 \leq r \leq R \quad (21)$$

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

$$\psi(0, z) = 0 \quad \text{at } r=0 \quad 0 \leq z \leq H \quad (22)$$

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

#### Kinetics of rice yellowing

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

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

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

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

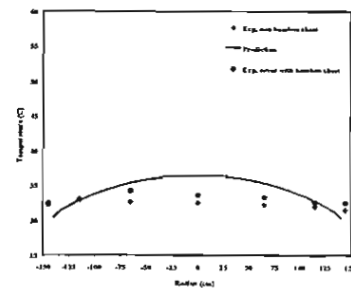
$$W = 85.1 - 3.36b \quad (25)$$

## RESULTS AND DISCUSSIONS

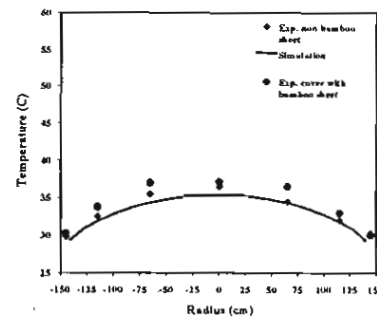
The mathematical models were compared with the experimental data reported by Naupanich et al. (1993). In their work, paddy with an initial moisture content of 14 to 15% wet basis was stored in steel silos, with a dimension of 6 m height and 3 m diameter for which 20 ton paddy were kept. The wall was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

#### Validation of the model

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



a) 4-month storage



b) 7-month storage

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

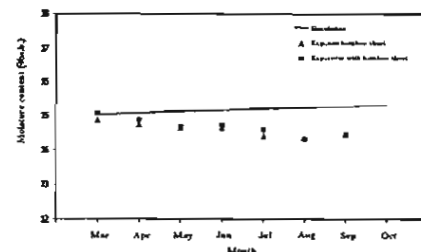


Fig. 3 Average moisture content of paddy during storage

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

#### Temperature distribution

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

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

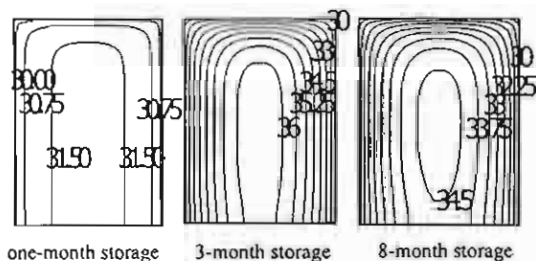


Fig 4 Temperature distributions in grain bulk

#### Streamlines

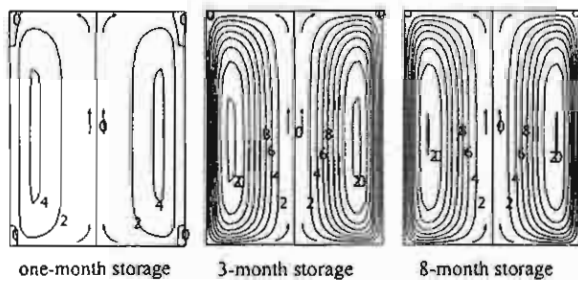


Fig.5 Streamlines during different periods of storage ( $\times 10^{-6} \text{m}^3/\text{s}$ )

Fig.5 presents the streamlines at different storage periods. The buoyancy driven airflow transports within the grain bulk in a way that it moves vertically up to the top part and then moves down near the inside of the wall. The natural convection flows are very low at the early storage

period and become higher for a longer period, similar to temperature distribution. From Fig.5, it also gives qualitative picture that the vertically downward velocities are very high near the wall, as indicated by the streamlines close together, whilst the upward velocities near the centre of the silo are relatively lower.

#### Moisture distribution

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

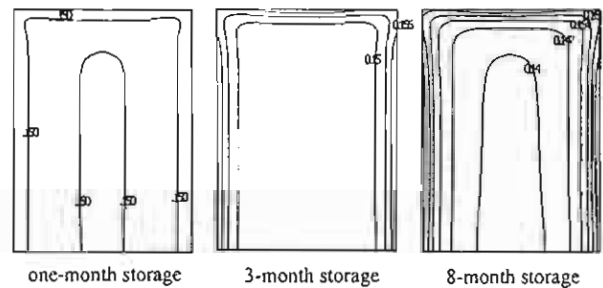


Fig.6 Distribution of moisture content of paddy during storage

#### Whiteness distribution

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

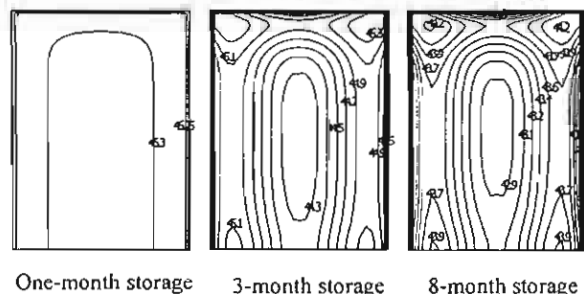


Fig. 7 Whiteness distribution in the bulk during storage (initial moisture content of 15% wet basis)



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

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

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

#### Effect of initial moisture content

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

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

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

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

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

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

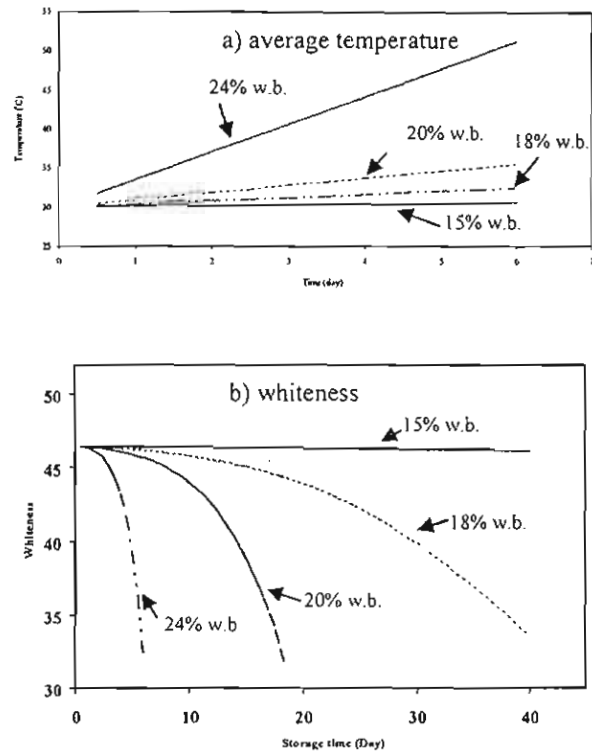


Fig 8. Changes of temperature and colour of paddy with storage time at different initial moisture contents

#### CONCLUSIONS

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



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

#### ACKNOWLEDGEMENT

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

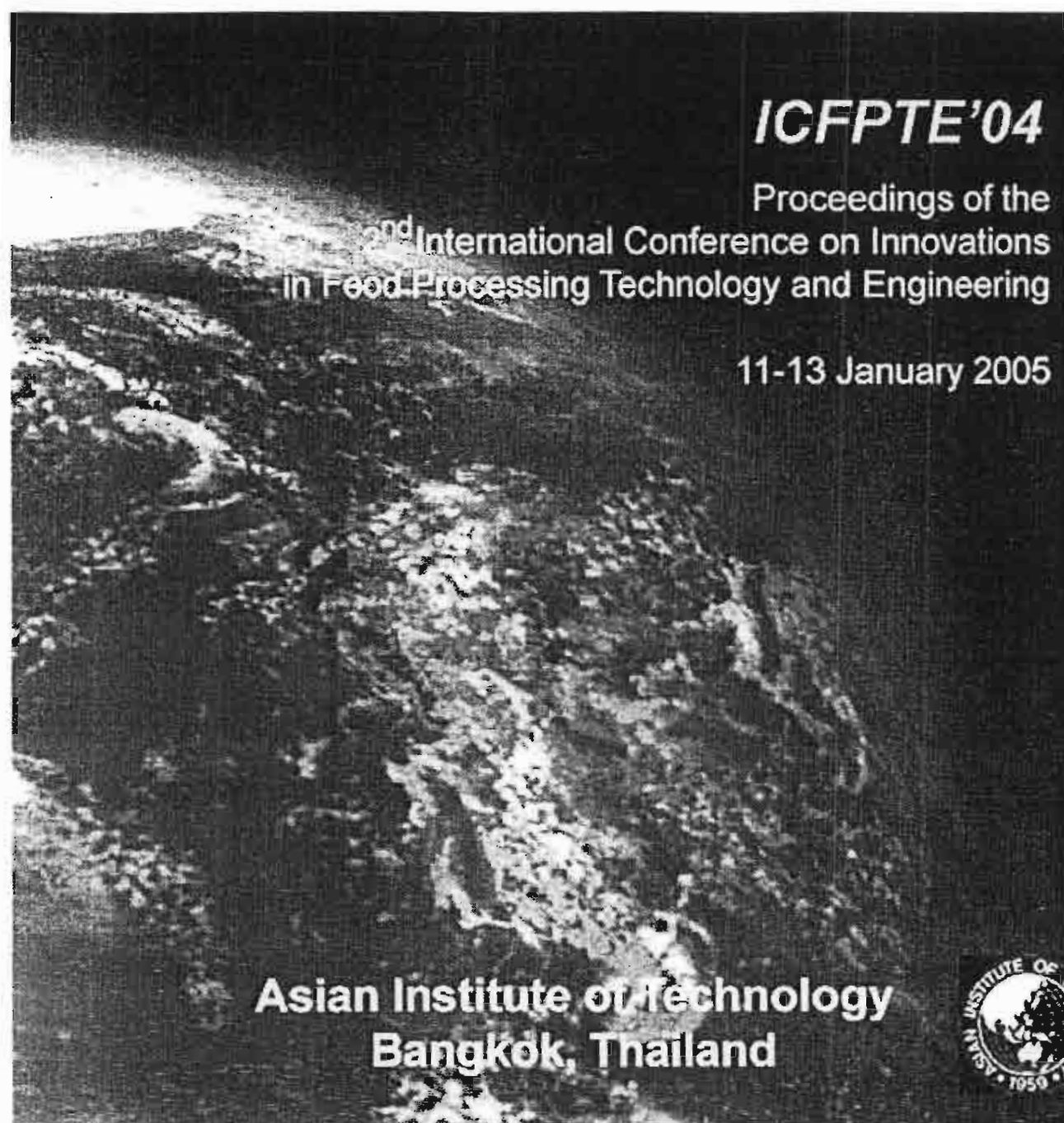
#### NOMENCLEATURE

- C Specific heat,  $\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$   
 $D_{\text{eff}}$  Effective diffusivity of water vapour through grains,  $\text{m}^2/\text{s}$   
DML Rate of dry matter loss,  $\text{kg/s}$   
g Gravity vector,  $\text{m}^2/\text{s}$   
H Height of silo, m  
 $h_v$  Heat of vaporisation,  $\text{J/kg}$   
 $k_{\text{eff}}$  Effective thermal conductivity of paddy,  $\text{W/m}^2\text{C}$   
 $Q_r$  Heat from respiration,  $\text{J/kg}$  of dry matter  
P pressure, pa  
R Radius of silo, m  
r Distance in radial direction, m  
T Temperature,  $^\circ\text{C}$   
t Time, s  
v Velocity vector,  $\text{m/s}$   
W Moisture content of paddy, decimal dry basis, or Whiteness  
z Distance in axial direction, m  
 $\epsilon$  Porosity  
 $\rho$  Density,  $\text{kg/m}^3$   
 $\omega$  Humidity ratio,  $\text{kg water/kg dry air}$   
 $\kappa$  Permeability of grain bulk, m  
 $\mu$  Viscosity of air,  $\text{Pa s/m}$   
 $\beta$  Volume expansivity of air,  $1/\text{K}$   
*Subscript*  
a Air  
o Reference state  
r Radial direction  
s Paddy  
z Axial direction

#### REFERENCES

- J.D. Babbitt, Thermal Properties of Wheat in Bulk, Canadian Journal Res. 23(F), 388-401 (1945).  
M.W. Freer, T.J. Siebenmorgen, R.J. Couvillion and O.J. Loewer, Modeling Temperature and Moisture Content Changes in Bunker-Stored Rice, American Society of Agricultural Engineers 33, 211-220 (1990).  
H.J. Griffith, Bulk Storage of Grain: a Summary of Factors Governing Control of Deterioration,

- Melbourne, Australia, CSIRO Division of Mechanical Engineering, Report ED8 (1964).  
J.P. Holman, Heat Transfer, 8<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill, North America (1997).  
M., Naupanich, V., Tapan, N., Tungpinijkul, P., Wuthisin, S., Songsermpong, S., Noosawad, Development of Steel Silo for Stored Paddy, Agricultural Farm Machinery (1993).  
S., Prachayawarakorn, S. Sawangduanpen, S., Saynampheung, T., Poolpatarachewin, S. Soponronnarit, A. Nathakarakule, Kinetics of Colour Change during Storage of Garlic Slices as Affected by Relative Humidity and Temperature, Journal of Food Engineering 62, 1-7 (2004).  
R.S. Rapusas and R.H. Driscoll, Kinetics of Non-Enzymatic Browning in Onion Slices during Isothermal Heating, Journal of Food Engineering 24, 417-429 (1995).  
T.I.P. Shih, R.T. Bailey, H.L. Nguyen and R.J. Roelke, Algebraic Grid Generation for Complex Geometries, International Journal of Mechanical Fluids 13, 1-31 (1991).  
A.K. Singh and G.R. Thorpe, A Solution Procedure for Three-Dimensional Free Convective Flow in Peaked Bunks of Grain, Journal of Stored Products Research 29, 221-235 (1993).  
S. Soponronnarit, Srisubati, S., Yoovidhya, T, Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy, Journal of Stored Products Research 34, 323-330 (1998).  
N.C. Teter, Grain Storage, Searca College, Philippines, (1985).  
G.R. Thorpe, Modelling Moisture Migration in Stored Grains, ACIAR Proceeding No.17, Proceeding of an International Conference held at the FAO Regional Office for Asia and the Pacific, Bangkok Thailand 17-20 October 1995, 99-122.  
Y. Tirawanichakul, Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Chaiwatpongskorn, W. and Soponronnarit, S., Experiments on In-store Paddy Drying under Tropical Climate: Simulation and Product Quality, Drying Technology 21, 1049-1064 (2003).  
F.M. White, Fluid Mechanics, 3<sup>rd</sup> ed. McGraw-Hill, INC (1994).



စီမံကိန်း အဖွဲ့အစည်းများ၏ အားလုံး

## MODELLING OF DEHYDRATION AND REHYDRATION KINETICS OF DURIAN

J. Jamradloedluk<sup>1</sup>, A. Nathakaranakule<sup>1</sup>, S. Soponronnarit<sup>1</sup>,  
and S. Prachayawarakorn<sup>2</sup>

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

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

**Keywords:** Drying / Durian / Milk uptake / Superheated steam

## Introduction

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

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

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

## Material and Method

### Experimental Setup

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

### Materials

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

### Method

#### Drying characteristic

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

#### Diffusion Model

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

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

where M is the moisture content, x is the material thickness, t is the drying time, and D<sub>eff</sub> is the effective diffusion coefficient.

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

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

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

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

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

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

#### Page Model

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

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

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

#### Rehydration behavior

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

#### Rehydration model

##### Peleg model

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

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

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

As  $t \rightarrow \infty$

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

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

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

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

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

#### Statistical test methods

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

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

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

## Results and Discussions

### Drying characteristic

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



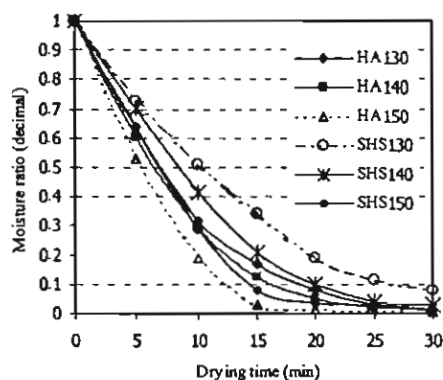


Figure 1. Drying curve of durian at different drying conditions

#### Diffusion model

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

$$D_{eff} = 1.67 \times 10^9 \exp(-737.49/T) \text{ for hot air drying}$$

$$D_{eff} = 1.41 \times 10^9 \exp(-848.09/T) \text{ for superheated steam drying}$$

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

Drying condition	$D_0 \times 10^9$ ( $m^2/s$ )	$E_a$ ( $kJ/kg$ )	$r^2$
HA-130	1.67	6131.50	0.9758
HA-140			0.9831
HA-150			0.9824
SHS-130	1.41	7051.05	0.9770
SHS-140			0.9851
SHS-150			0.9832

#### Page model

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

for hot air drying:

$$k = -2.98 \times 10^{-1} + 5.27 \times 10^{-3}T - 1.9 \times 10^{-5}T^2$$

$$n = 12.03 - 1.64 \times 10^{-1}T + 6.23 \times 10^{-4}T^2$$

( $r^2 = 0.998$ ; RMSE =  $1.54 \times 10^{-2}$ )

for superheated steam drying:

$$k = 0.48 + 6.19 \times 10^{-3}T - 2.2 \times 10^{-5}T^2$$

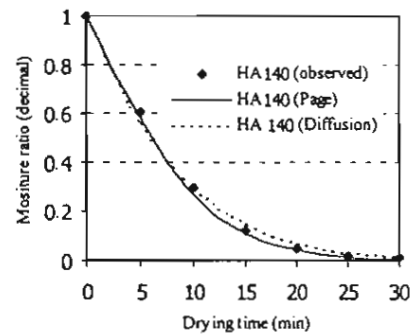
$$n = -1.05 + 1.95 \times 10^{-2}T - 1.6 \times 10^{-5}T^2$$

( $r^2 = 0.991$ ; RMSE =  $7.76 \times 10^{-2}$ )

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

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

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



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

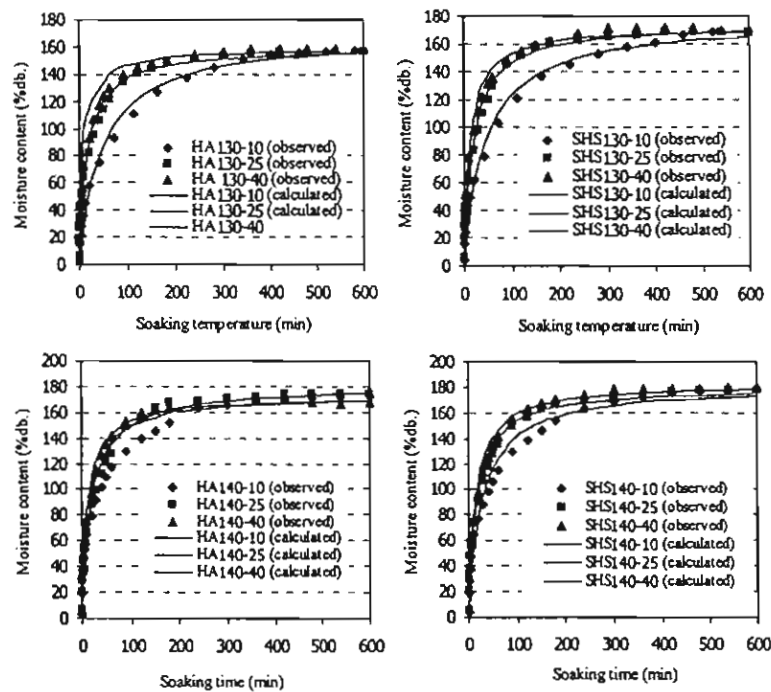
#### Rehydration characteristic

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

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

#### Peleg model

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



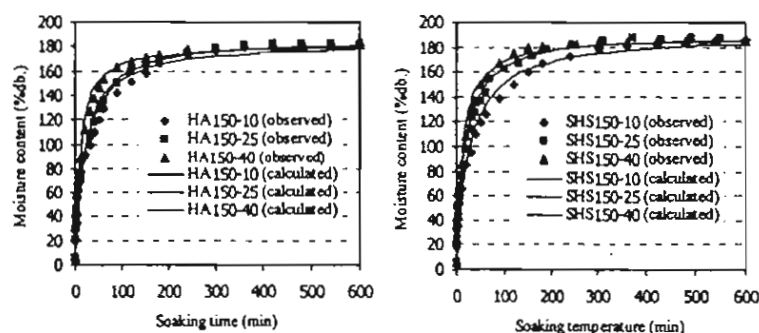


Figure 3. Experimental and predicted moisture content at different soaking temperatures

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

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

$$K_1 = 0.0002T^2 - 0.0158T + 0.3817; r^2 = 0.9927/98.54 \text{ for durian dried at } 130^\circ\text{C}$$

$$K_1 = 0.0003T^2 - 0.0038T + 0.1859; r^2 = 0.9412/88.59 \text{ for durian dried at } 140^\circ\text{C}$$

$$K_1 = -0.000018T^2 - 0.0016T + 0.1543; r^2 = 0.9792/95.88 \text{ for durian dried at } 150^\circ\text{C}$$

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

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

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

Drying condition	Soaking temperature (°C)	$K_1$	$K_2$	$r^2$
HA130	10	0.2581	0.0058	0.9820
	25	0.1113	0.0065	0.9807
	40	0.0826	0.0065	0.9883
SHS130	10	0.2301	0.0060	0.9695
	25	0.1198	0.0059	0.9836
	40	0.0782	0.0060	0.9779
HA140	10	0.1374	0.0058	0.9612
	25	0.1191	0.0057	0.9809
	40	0.0746	0.0060	0.9846
SHS140	10	0.1646	0.0057	0.9558
	25	0.1000	0.0058	0.9798
	40	0.0876	0.0057	0.9835
HA150	10	0.1324	0.0055	0.9682
	25	0.1128	0.0055	0.9820
	40	0.0583	0.0057	0.9853
SHS150	10	0.1409	0.0054	0.9749
	25	0.0940	0.0054	0.9811
	40	0.0657	0.0055	0.9837

### Conclusions

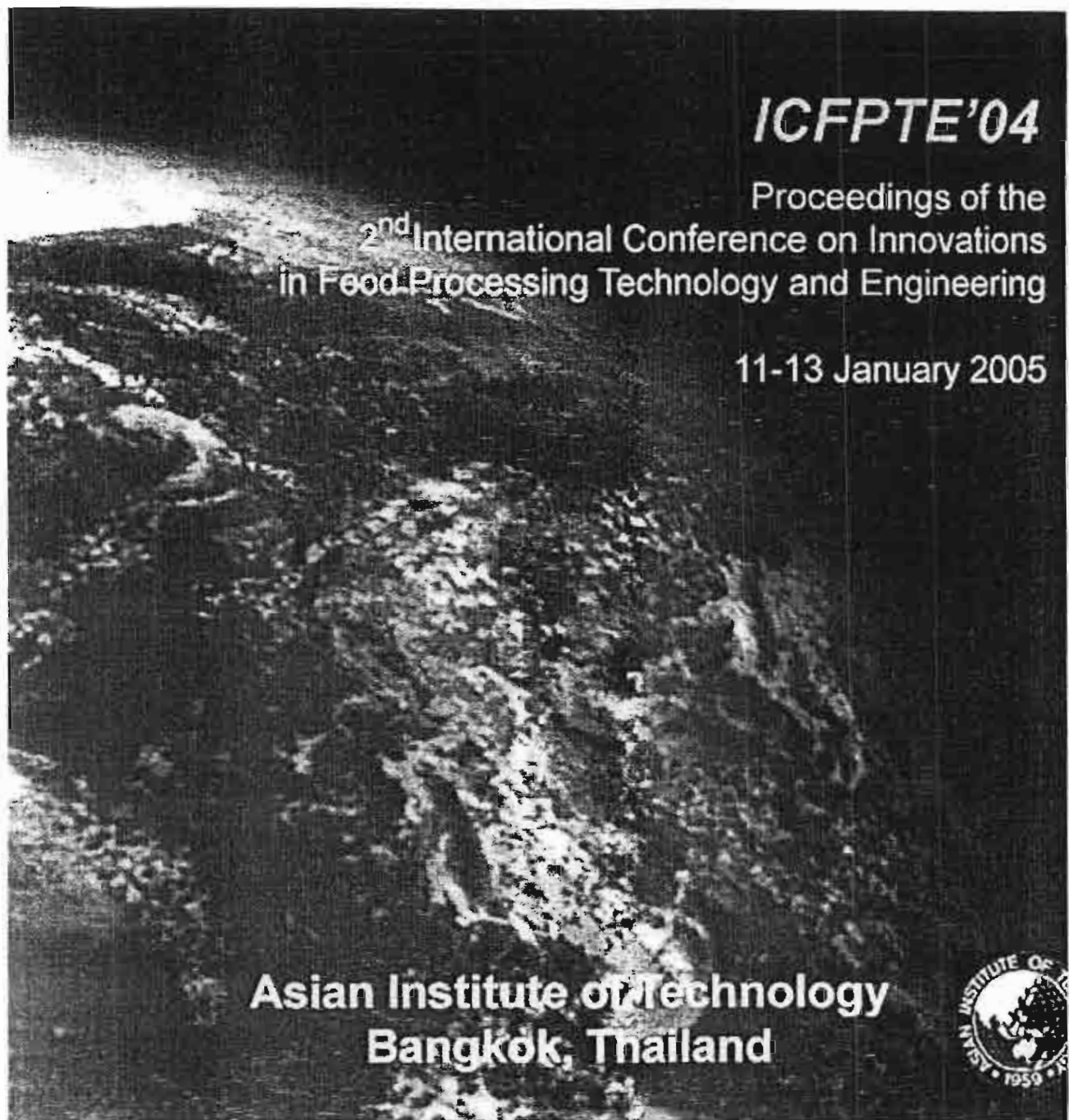
Dehydration kinetics of raw durian slices were described using two different models. Validation of the diffusion model showed some deviations by under - predicting at the early stages of drying and over-predicting at the later stages of drying. The Page model clearly improved the drying prediction in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

### Acknowledgement

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

## References

- Achanta, S. 1996. Predicting the quality of dehydrated foods and biopolymers- research needs and opportunities. *Drying Technology*. 14(6): 329-368.
- Demir, V., Gunhan, T., Yagcioglu, A.K., and Degirmencioglu, A. 2004. *Biosystems Engineering*. 88(3): 325-335.
- Gracia-Reverter, J., Bourne, M.C., and Mulet, A. 1994. *Journal of Food Science*. 59(6): 1181.
- Jayaraman, K.S., Das Gupta, D.K., and Babu Rao, N. 1990. Effect of pretreatment with salt and sucrose on the quality and stability of dehydrated cauliflower. *International Journal of Food Science and Technology*. 25: 47-60.
- Krokida, M.K. and Marinos-Kouris, D. 2003. Rehydration kinetics of dehydrated products. *Journal of Food Engineering*. 57: 1-7.
- Lazirides, H.N. and Mavroudis, E. 1996. Kinetics of osmotic dehydration of a high shrinking vegetable tissue in a salt-free medium. *Journal of Food Engineering*. 30: 61-74.
- Lin, T.M., Durance, D., and Scaman, C.H. 1998. Characterization of vacuum microwave, air and freeze dried carrot slices. *Food Research International*. 31(2): 111-117.
- Machado, M.D.F., Oliveira, F.A.R., Gekas, V., and Singh, R.P. 1998. Kinetics of moisture uptake and soluble solids loss by puffed breakfast cereals immersed in water. *International Journal of Food Science and Technology*. 33: 225-237.
- McMinn, W.A.M. and Magee, T.R.A. 1997. Physical characteristics of dehydrated potatoes-Part II. *Journal of Food Engineering*. 33: 49-55.
- Oliveria, A.R.F. and Ilincanu, L. 1999. Rehydration of dried plant tissues: basic concepts and mathematical modeling. In *Processing foods - quality optimization and process assessment* edited by Fernanda A.R. Oliveira, Jorge C. Oliviera, Marc E. Hendrickx, Deitrich Korr, and Leon G.M. Gorris. CRC Press LLC.
- Page, G.E. 1949. Factors influencing the maximum rates of air drying shelled corn in thin-layers. MS thesis, Department of Mechanical Engineering, Purdue University, Purdue.
- Peleg, M. 1988. An empirical model of the description of moisture sorption curves. *Journal of Food Science*. 53(4): 1216-1219.
- Subhadrabandhu, S. and Ketsa, S. 2001. *Durian King of Tropical Fruit*, CABI Publishing.
- Togrul, I.T. and Pehlivan D. 2004. Modelling of thin layer drying kinetics of some fruits under open-air sun drying process. *Journal of Food Engineering*, 65: 416-425.



Abstract of the conference



## **DRYING OF PADDY USING RICE HUSK AS ADSORBENT**

Kittisak Witinantakit<sup>1</sup>, Somkiat Prachayawarakorn<sup>2</sup>,  
Adisak Nathkaranakule<sup>1</sup> and Somchart Soponronnarit<sup>1</sup>

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

This research is to study paddy drying using rice husk as an adsorbent medium. The effects of the volumetric mixing ratio between rice husk and paddy and initial moisture content of rice husk on the desorption characteristics and final moisture content of paddy were investigated. The experiments were conducted in closed insulated plastic vessels to dry 33% dry-basis paddy by using rice husk at the volumetric mixing ratios of 0.8:1, 1.5:1, and 2.0:1, initial moisture contents of 11.5, 4.5, 2.5 and 0.6% dry-basis. The experimental results showed that rice husk with low initial moisture content decreased the moisture of paddy faster than that with high initial moisture content. The high mixing ratio resulted in faster moisture desorption rate of paddy compared to the case of low mixing ratio. Considering dried paddy qualities, the method of desorption using rice husk can maintain head rice yield and whiteness the same value as found in the reference samples which were dried by shade drying.

**Keywords:** dehydration, desiccant, quality

## Introduction

Moisture content of paddy is usually harvested at 25% dry-basis. On some occasion, it can be up to 33% dry-basis, especially for the rainy season. The most important quality determinant of paddy is the moisture content because storage of moist paddy causes the grain deterioration and the good management of harvested paddy is therefore important to reduce grain deterioration. Moisture content of paddy must be reduced to a range of 15 to 16.5% dry-basis, which is a safe moisture level for prolong storage. (Soponronnarit and Nathkaranakule 1990) Hot-air drying is likely to be an appropriate method for countries in tropical zone, in order to reduce rapidly the moisture content before grain damage.

In the time of harvest, however, a massive amount of moist paddy from cultivation areas is transported to the rice mills and some rice mills may occasionally have a limited drying capacity, and delay of paddy drying is unavoidable, resulting in deterioration of paddy quality. Mixing adsorbent with moist paddy is an alternative approach to reduce moisture content to a certain level before it is dried by mechanical dryer. This method does not want the heat to remove the moisture and the corresponding grain quality, which is usually sensitive to heat, may possibly be not degraded. In adsorption process, a desiccant may adsorb moisture from air or release moisture to the air depending on the vapor pressure difference between the water vapor in the air stream and the water vapor near the adsorbent. If the partial vapor pressure is greater in the adsorbent than in the surrounding atmosphere, the water is then released from the adsorbent. On the other hands, if the partial vapor pressure in the adsorbed becomes lower, water is extracted from the air by the adsorbent, and the corresponding water concentration in the air is decreased. The adsorption process is stopped when the adsorbent reaches the saturation for a given set of conditions. The amount of water adsorbed on the desiccant at this point is known as equilibrium capacity (ASHRAE 1993).

Many researchers (Yamaguchi and Kawasaki 1994, Sturton, Bilanski, and Menzies 1981 and 1983) have shown that the final moisture content of the grain was dependent on the initial moisture content of grain and desiccant type and on the mass ratio. In addition, high initial temperature and small size of desiccant led to high removal rate of moisture (Raghavan 1988).

Rice husk, as waste material from milling process, is generally available and low price. Rice husk is also a very light material when compared to paddy and it can be separated easily from the paddy after the equilibrium state is reached. In this work, rice husk is therefore used as adsorption medium to remove moisture from paddy. The aims of this work are to study the effects of mixing ratio between rice husk and paddy, initial moisture content and temperature of rice husk on moisture changes in paddy and qualities of dried paddy in terms of head rice yield and whiteness.

## Material and Methods

A closed insulated plastic vessel with an inner diameter of 18cm, an inner height of 22cm and insulated thickness of 10 cm was used to dry wet paddy by using rice husk. The long grain paddy (Suphanburi 1 *indica* variety) was rewetted to a calculated moisture content of 30-33% dry-basis, and kept in a cool storage at a temperature range of 4-6°C for a week. For the rice husk, four initial moisture contents, 11.5, 4.5, 2.5 and 0.6% dry-basis were prepared, the highest value being the equilibrium moisture content at normal temperature. To obtain the desire moisture content of rice husk which is lower than equilibrium value, the rice husk at 11.5% dry-basis was dried overnight using hot air oven at different conditions where the temperatures of 45, 60 and 90°C were required for 4.5, 2.5 and 0.6% dry-basis, respectively.

Before conducting the experiments, paddy was left in the ambient atmosphere until grain temperature was closed to ambient air temperature. Paddy was then mixed with rice husk on the following conditions: the volumetric mixing ratios between rice husk and paddy of 0.8:1, 1.5:1, and 2.0:1 (corresponding to mass ratios of 0.14:1, 0.26:1, and 0.34:1) and the initial rice husk temperatures of 33, 45, 60, and 90°C. The mixture of paddy and rice husk was packed and sealed in the closed insulated plastic vessel. Temperatures of the mixture were measured by K-type thermocouple connected to a Yogokawa data logger with an accuracy of  $\pm 1^\circ\text{C}$ . Each of the closed insulated plastic vessels was opened at drying times of 1, 3, 5 and 7 hours and the mixture was separated by electric fan. The moisture contents of paddy and rice husk were determined by the hot air oven method at 103°C for 72 hours, according to (AOAC 1995). The moisture content of paddy, which was still higher 16.5% dry-basis after desorption process, was then dried by ambient air ventilation until it reached 16.5% dry-basis. Qualities of paddy in terms of head rice yield and whiteness were determined and compared to the reference samples, which were dried by shade drying.

## Results and Discussion

### Change of Temperature

The temperatures of mixture within closed vessels at different temperatures of rice husk were shown in Fig. 1. After mixing, the temperatures within vessels at the beginning were at 30, 33, 35 and 38°C, corresponding to rice husk temperatures of 33, 45, 60 and 90°C, and the increase of temperature was small after that, approximately 2 or 3°C rise. These results imply that the processes mostly occur at isothermal condition.

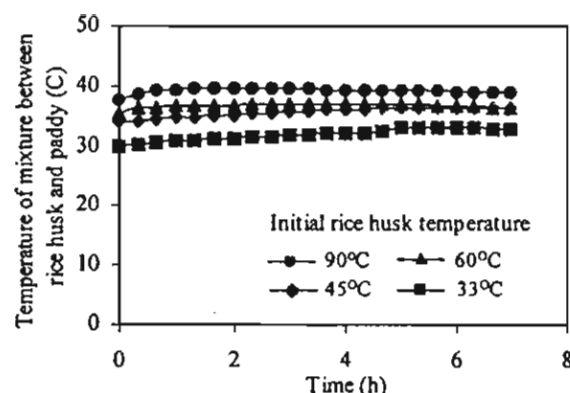


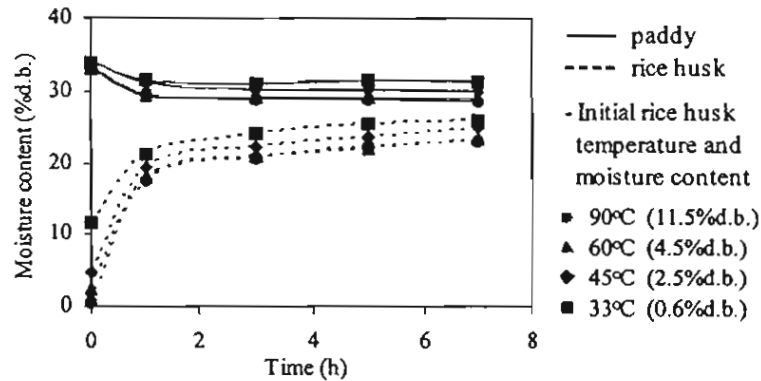
Figure 1. Temperature change of mixture between rice husk and paddy at volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5

#### Effects of Initial Moisture and Temperature of Rice Husk on Paddy Moisture Content

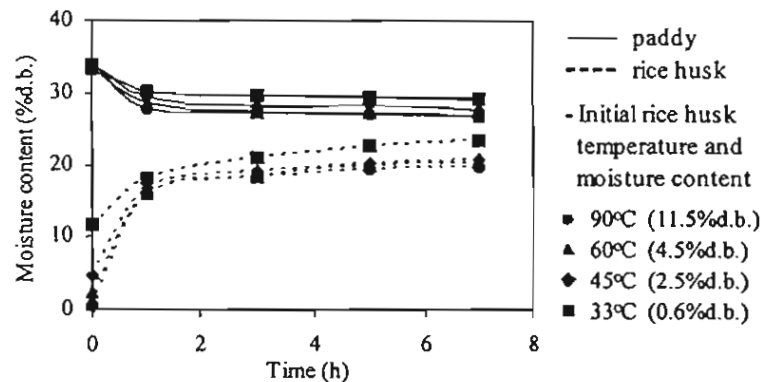
Figure 2 showed the effects of the initial moisture and temperature of rice husk on removal rate of moisture of paddy. Moist paddy, when desorbed using lower moisture content of rice husk, had a faster rate of dehydration than that using higher moisture of rice husk. This was because the larger partial pressure difference of water vapour or, in other words, the larger difference of vapour concentration between rice husk and moist paddy induced the rice husk quickly adsorbing the moisture which was released from the paddy. Such explanation can be illustrated by the case of using rice husk temperatures of 33 and 45°C, corresponding to initial moistures of rice husk of 11.5, 4.5% dry-basis, respectively. When initial moisture content of rice husk was lower i.e. 2.5 (60°C) and 0.6% (90°C) dry-basis, the moisture desorption curves of both cases were almost superimposed, despite higher temperature of rice husk to be employed which correspondingly provides the higher temperature of mixture, and these findings emphasized the less important effect of initial temperature of rice husk on the desorption rate of paddy. Such phenomenon occurring in the simultaneous processes of desorption and adsorption is radically different to that found in drying with hot air where the temperature is a main driving force to accelerate the water movement. The possible explanation of the difference is that the water concentration surrounding the paddy and rice husk within the closed vessel is high, nearly almost saturation, while the low water concentration surrounds the sample throughout the operation for convective drying method where the hot air

flows through the solid bodies. In the desorption-adsorption processes, the limitation of water removal rate in this circumstance is thus governed by the external mass transfer resistance.

As observed from Figure 2, it is interesting to note that the reduction in moisture content of paddy was very rapid at the first 2 hours of drying time and almost nil afterwards whether the initial moisture content of rice husk used in this study was low or high. To get the lower moisture content of paddy, the new rice husk should therefore be replaced in every two hours.



(A) Volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 0.8



(B) Volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5

Figure 2. Moisture change of paddy and rice husk at various initial moistures and temperatures of rice husk

### Effect of Mixing Ratios between Rice Husk and Paddy on Moisture Change

The experimental results shown in Fig. 3 indicated that an increase of mixing ratio from 0.8 to 1.5 resulted in the higher rate of moisture reduction and the subsequent lower final moisture content of paddy. This is due to greater amount of rice husk that provides higher area to adsorb the surrounding water vapour. However, the mixing ratio effect became less important at the mixing ratio beyond 1.5 and this fact might possibly be explained by a couple of reason. Firstly, the moisture movement inside paddy is limited by the mechanisms of internal diffusion although the vapour concentration surrounding the paddy was lower with larger amount of mixing ratio. This behaviour is similar to that found in hot air drying where the increase in air velocity does not affect the drying rate of sample for which the diffusion mechanisms are dominated. Another reason might be because the contact area between rice husk and paddy is not improved as mixing ratio increased beyond 1.5.

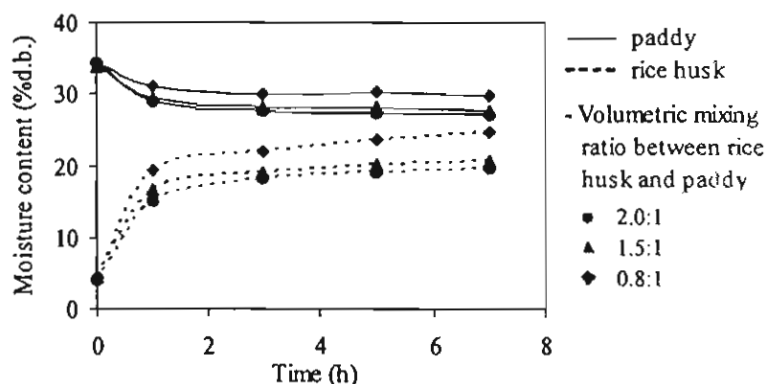


Figure 3. Moisture change of paddy and rice husk at various mixing ratios at initial rice husk temperature of 45 °C

### Head Rice Yield and Whiteness of Paddy

Head rice yield and whiteness obtained from the desorption process at different conditions were shown in Tables I and II, respectively. The head rice yield and whiteness of rice sample were insignificantly different to those found from the reference samples which were dried by shade drying.

**Table I. Head rice yield of rice at various experimental conditions**

<i>Initial rice husk temperature(°C)</i>	<i>Volumetric ratio between rice husk and paddy</i>			<i>Reference</i>
	0.8	1.5	2.0	
33	58.1±0.13	58.5±0.11	58.5±0.15	58.1±0.26
45	57.5±0.36	57.8±0.08	57.9±0.46	
60	58.8±0.44	58.9±0.45	58.9±0.15	59.7±0.05
90	58.5±0.35	59.5±0.21	60.2±0.05	

**Table II. Whiteness of rice at various experimental conditions**

<i>Initial rice husk temperature(°C)</i>	<i>Volumetric ratio between rice husk and paddy</i>			<i>Reference</i>
	0.8	1.5	2.0	
33	55.5±0.46	55.8±0.20	56.2±0.50	56.0±0.21
45	55.4±0.20	56.0±0.57	55.9±0.35	
60	57.2±0.47	58.6±0.42	58.0±0.40	58.4±0.30
90	58.2±0.26	57.6±0.40	57.3±0.42	

### Conclusions

Rice husk used as an adsorbent can reduce moisture from 33% dry-basis to a certain level. The acceleration of desorption process was accomplished by increasing volumetric mixing ratio but not beyond 1.5:1 and reducing the initial moisture content of adsorbent. After 2 hours of operation, the paddy should be separated from the rice husk and then mixed again with the new one. The suitable volumetric mixing ratio was around 1.5:1. The head rice yield and whiteness of paddy dried by this technique were not changed from the reference samples.

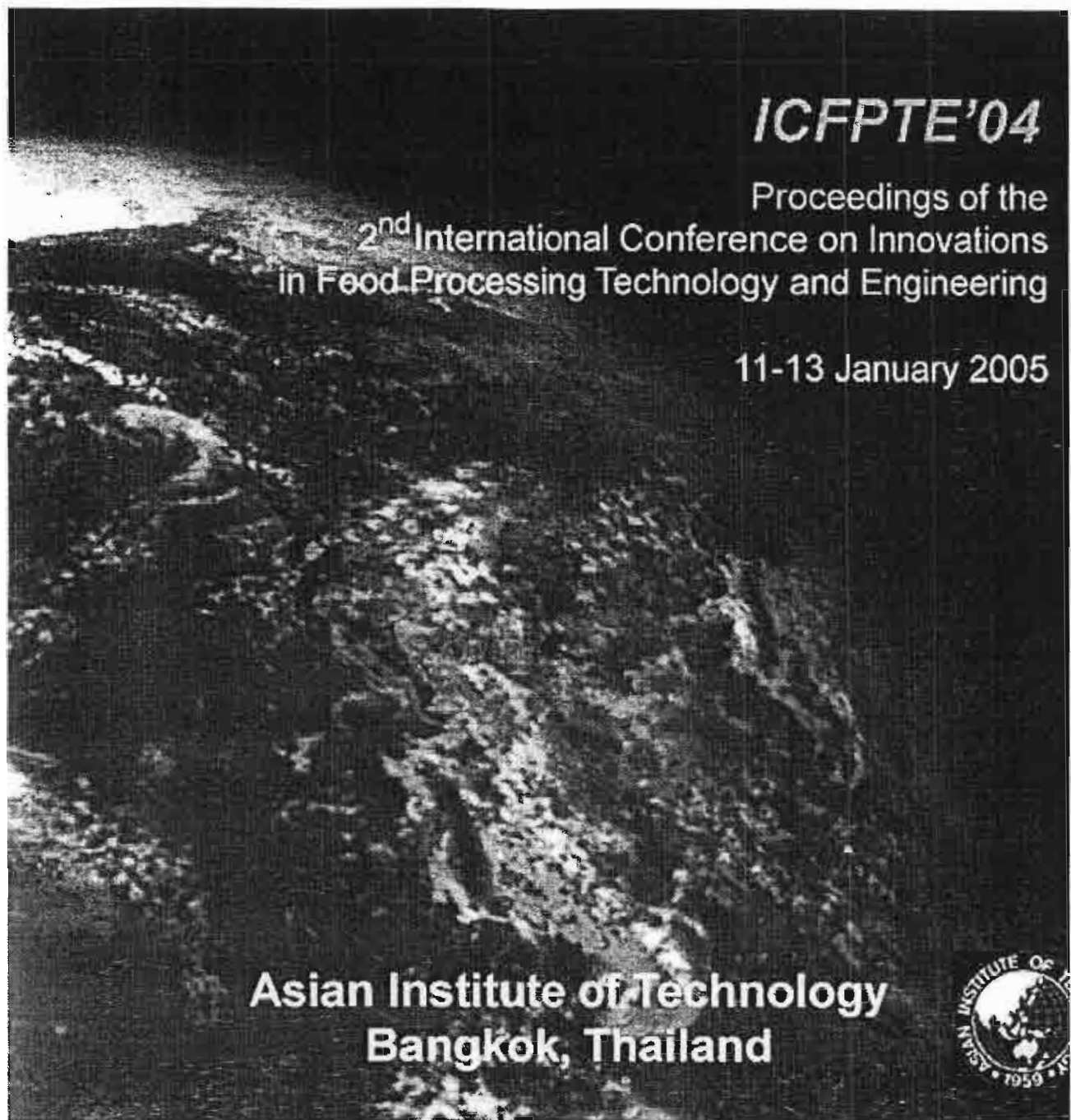
### Acknowledgement

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



## References

- Soponronnarit, S. and Nathakaranakule, A. 1990. Field experience of in-store drying of paddy under tropical climates, The 13<sup>th</sup> Proc. ASEAN Seminar on Grain Postharvest, 183-196. Brunai Darussalam.
- Yamaguchi, S. and Kawasaki, H. 1994. Basic research for rice drying with silica gel, *Drying Technology*. 12(5):1053-1067.
- Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1983. Moisture exchange between corn and the desiccant bentonite in an intimate mixture. *Canadian Agricultural Engineering*. 25(1):139-141.
- Sturton, S.L., Bilanski W.K. and Menzies D.R. 1981. Drying of cereal grains with the desiccant bentonite. *Canadian Agricultural Engineering*. 23:101-103.
- Raghavan, G.S.V., Alikhani, Z., Fanous, M. and Block, E. 1988. Enhanced grain drying by conduction heating using molecular sieves. *Transactions of the ASAE*. 31(4):1289-1294.
- AOAC, 1995. Official methods of analysis 16<sup>th</sup> edn. Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.
- American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, 1993. 1993 ASHRAE Handbook: Fundamentals. Atlanta, GA: ASHRAE, pp. 19.1-19.6.



นางสาว อัจฉราพร นานา

## **DRYING KINETICS AND PHYSICAL PROPERTIES OF DRIED PORK USING TWO-STAGE TECHNIQUES**

Narong Uengkimbuan<sup>1</sup>, Somchart Soponronnarit<sup>1</sup>,  
Somkiat Prachayawarakorn<sup>2</sup> and Adisak Nathkaranakule<sup>1</sup>

<sup>1</sup>School of Energy and Material, <sup>2</sup>Faculty of Engineering  
King Mongkut's University of Technology Thonburi  
Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand

Drying pork using combined techniques would produce superior quality with high value added. The objective of this research is to study the drying kinetics and physical properties of pork dried using two-stage techniques. A drying process consists of superheated steam or hot air drying at a temperature of 150°C in the first stage followed by heat pump drying at a temperature of 50°C. The physical properties studied are color, shrinkage and hardness of dried product. Experiments were conducted at the following conditions: at the first stage drying, samples were dried by superheated steam or hot air from the initial moisture content of 76.5%w.b. to the final moisture contents of 30, 40, 50, and 60%w.b., respectively, and subsequently dried by heat pump dryer at low temperature to the final moisture content of 20%w.b. The analysis of variance was used to quantify the effect of processing methods on the physical properties of dried pork by using the significant level at  $p < 0.05$ . The experimental results show that pork dried using superheated steam at the first stage drying gives lower drying rate in the second stage drying, less shrinkage, more reddish and higher hardness value than that dried using hot air at the first stage. The physical properties of dried product depend on the intermediate moisture content of the drying process where the higher intermediate moisture content results in the lower shrinkage, less reddish and higher hardness value.

**Keywords:** Dehydration, Heat pump, Meat, Quality, Superheated steam

## Introduction

Proteins are fundamental components of all living cells and include many substances, such as enzymes, hormones, and antibodies. They are essential in the diet of animals for the growth and repair of tissue and can be obtained from foods such as meat, fish, eggs, milk, and legumes. Muscles of meat comprise of approximately 75% water. To preserve meat quality, drying is needed. There are many types of drying method such as solar drying, hot air drying, vacuum drying, infrared drying, microwave drying. Recently, superheated steam has been applied to dry the agricultural products and the results shows superior physical properties of dried products.

Superheated steam drying has the following advantages over heated air-drying on account of high energy efficiency, the possibility of re-use of the latent heat of evaporation, better pollution control, absence of oxygen, eliminating the risks of explosions and burning, and high heat transfer coefficient, leading to less drying time (Wimmerstedt, 1994). On the other hand, the disadvantages of the superheated steam drying are that the product temperature is generally higher than 100°C, which may cause damage to heat sensitive products; therefore, using superheated steam as drying medium is more appropriate for drying non-food materials. In the present, superheated steam drying is interesting for food industries by the reason of higher product qualities such as higher porosity and lower shrinkage of products (Moreira. 2001, and Li. et al. 1999).

In our previous work (Uengkimbuan et al. 2003), we found that pork dried using superheated steam gives the high qualities in terms of low shrinkage, more redness value than that dried using hot air at high temperature (about 120 -160°C). However, drying with high temperature for a long time had direct effects on meat product qualities such as loss of nutritional value because of protein denaturation, discoloration, and structure degradation of dried products. To improve the product qualities, Namsanguan et al. (2003, 2004) reported that two-stage drying technique (superheated steam drying followed by heat pump drying) for dried shrimp gave the better qualities of dried products than that dried by only superheated steam drying. By these reasons, two-stage drying (first stage drying with high temperature followed by low temperature at the second stage drying) was applied for this work.

The objectives of this work are to study the drying kinetics and the physical properties of pork dried using two-stage drying. First, pork is dried by superheated steam or hot air dryer to the predetermined moisture content and suddenly dried by heat pump dryer for the second stage drying. In the physical properties, color, shrinkage, and hardness are measured.

## Material and Methods

### Sample preparation

The fresh loin (*m. longissimus dorsi*) muscles of pigs were taken from the local supermarket in Bangkok, Thailand. Then they were frozen for 2 hours and cut into 3 cm x 3 cm x 0.3 cm slices using a slicing machine. In this study, the pork loin muscles were cut perpendicular to the fibre direction to let internal water transfer in the direction parallel to the fibres in order to get high effective diffusion coefficient (Gou, Comaposada, and Arnau 2002, Godsalve et al. 1977, Thorvaldsson and Skjöldebrand 1996).

The moisture contents of the samples were determined by the hot air oven method at 103°C until reaching constant weight, according to AOAC (1995).

### Drying equipment

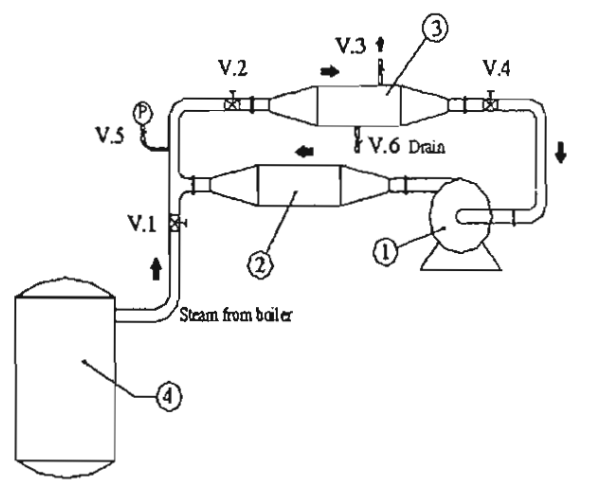


Figure 1 Schematic diagram of superheated steam / hot air dryer

Figure 1 showed a schematic diagram of closed-loop superheated steam/hot air drying system. It consists of a mechanical blower, a superheated unit, a batch dryer, a steam generator, pressure gauges and steam conveying pipe lines. In case of superheated steam dryer, steam generated by the steam generator (No 4) at 1 bar was heated to superheated state when passing through the superheated unit (No. 2) with a heating

capacity of 13.5 kW. The superheated steam was then passed through a sample tray inside the small cabinet dryer with a size of 0.3 m in width  $\times$  0.3 m in depth  $\times$  0.1 m in height (No.3). The steam velocity was fixed at a value of 2.1 m/s. Its pressure inside the drying chamber was operated slightly above atmospheric pressure to prevent air leaked into the system. All quantities of the exhausted steam were eventually re-circulated by the backward-curved blade centrifugal fan (No.1), driven by a 2.2 kW electric motor which was controlled by a mechanical speed controller to obtain the desired air flow rate. Before running the system, hot air was first used for warming up all the units until the temperature reach the drying temperature. Then, superheated steam was fed into the system to avoid water condensation in the pipelines. In case of hot air dryer, steam generator (No.4) was closed by V.1 and hot air in the closed system was used as drying medium.

Second stage drying, a heat pump dryer unit, drying was performed in a closed loop heat pump dryer consisting of a 0.5 kW reciprocating compressor, a 1 kW evaporator, a 1.8 kW internal condenser and a 1.1 kW external condenser. The air temperature and air velocity were set at 50°C and 1.1 m/s, respectively.

### **Drying process**

The prepared samples of loin muscles were continuously dried by two-stage drying process. In the first stage drying, samples were dried using hot air or superheated steam dryer operated at the temperature of 150°C. In this stage, samples were dried from the initial moisture content about 76.5%w.b. to the final moisture content of 30, 40, 50, and 60%w.b. with the drying time of 15, 12, 9, and 6 minutes for superheated steam drying and 14, 12, 9, and 6 minutes for hot air drying, respectively.

The samples dried from the first stage drying were immediately moved to continuously dry by heat pump dryer in the second stage of drying at the drying temperature of 50°C until the final moisture content of the samples were 20%w.b. for testing the physical properties.

### **Color measurement**

The color system that used in this study was CIE system. The color was presented in terms of L, a, and b that indicated the lightness, redness or greenness, and yellowness or blueness, respectively. In this study, color of dried products was measured by a colorimeter (Juki, model no. JP7100p, Japan). The redness was only interested because it could represent the differences in quality between dried and fresh products. The average value of each drying conditions was the mean of 10 samples. Before measuring, the instrument was calibrated to standard black and white tiles.

### **Shrinkage measurement**

Shrinkage of dried products was represented in terms of the reduction of the thickness of dried products reported by Uengkimbuan et al. (2003). It was measured by a vernier caliper. For each drying conditions, the thickness of fifteen samples were measured and used to evaluate the average value.

### **Texture analysis**

Hardness of dried products was used to compare the texture of dried products. It was measured using a Texture Analyzer (Model TA-XT2i, Stable Micro System, Surrey, UK) with a 5 kN load cell. Fifteen samples were measured for each drying conditions and the mean value was determined.

### **Statistical Analysis**

Significance of differences in qualities among dried products in each drying condition was determined by analysis of variance (ANOVA) using the least square difference method (Duncan test). Statistical analysis was carried out with the commercial statistical software package. The differences were considered significant at the  $p < 0.05$  level.

## **Results and Discussion**

### **Drying kinetics**

Figure 2 showed the moisture changes of pork during the second stage drying in the heat pump dryer. The moisture contents at zero hour were the moisture contents of pork after the first-stage drying with superheated steam or hot air. It can be seen that the pork dried with superheated steam resulted in lower drying rate in the second stage than that dried with hot air. The lowering of drying rate for the superheated steam-dried pork is possibly due to the rapid gel network formation of collagen which was induced by strikingly increasing in temperature of product along with increasing moisture content of pork at the early period of first stage drying. This physical behaviour is contrast to that found in hot air drying, where the increase in the product temperature is slower and the loss of product moisture is faster- both phenomena limiting gel formation. When gel matrix is occurred, it can entrap water inside products and resist the diffusion of water from inside to outside of the products during the second stage drying.



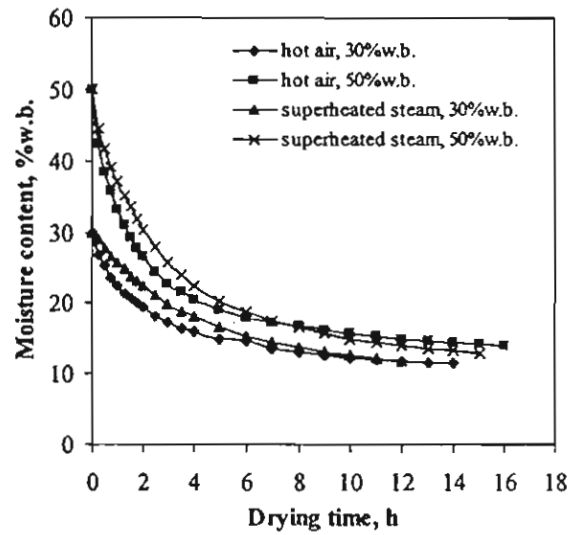


Figure 2 Drying curves of pork dried in the second stage drying with heat pump dryer.

#### Color

Table 1 Redness value of dried products using different two-stage drying conditions

Initial MC for HP (%w.b.)	Redness	
	Hot air	Superheated steam
No Heat Pump Dryer*	7.24 ± 1.84 <sup>a</sup>	12.88 ± 4.03 <sup>a</sup>
30	4.69 ± 2.01 <sup>b</sup>	9.37 ± 3.48 <sup>b</sup>
40	3.57 ± 0.84 <sup>bc</sup>	6.40 ± 3.64 <sup>c</sup>
50	2.54 ± 1.08 <sup>c</sup>	2.65 ± 2.19 <sup>d</sup>
60	3.16 ± 0.81 <sup>bc</sup>	1.39 ± 1.25 <sup>d</sup>

\*No heat pump dryer is defined as only the first stage drying to the final moisture content of 20%w.b.

Means±standard deviation within a column with a common letter are not significantly different. (p<0.05)

Table 1 shows the changes in redness of pork after dried by different two-stage drying conditions. When the single stage drying is used to dry pork from 76.5% w.b. to the final moisture content of 20% w.b., the color of product is more redness for drying with superheated steam than drying with the hot air, although the inlet temperature for both medium is identical. The

higher a-value of the superheated-steam dried pork causes by the combined effects of the higher product temperature and longer drying time, both of which are important factor to the large development of colour.

When the combine drying technique is introduced, the color of dried pork becomes less reddish and the a-value of product dried by superheated steam is still higher than that dried hot air, except for the samples that are dried to moisture contents of 50 and 60% w.b. at which the a-value is not importantly different for pork dried by hot air or superheated steam in the single stage drying. It is noticed from Table 1 that product color, whether pork is dried to the moisture content between 30 and 60% w.b. by using hot air in the first stage, is insignificantly different whereas the color of the superheated steam product is less reddish for sample possessing higher initial moisture content for heat pump.

### Shrinkage

**Table 2 Thickness of dried products using different two-stage drying conditions**

Initial MC for HP (%w.b.)	Thickness (mm)	
	Hot air	Superheated steam
No Heat Pump Dryer*	2.29 ± 0.22 <sup>a</sup>	2.97 ± 0.045 <sup>a</sup>
30	2.25 ± 0.22 <sup>a</sup>	2.97 ± 0.046 <sup>a</sup>
40	2.39 ± 0.26 <sup>b</sup>	2.97 ± 0.046 <sup>a</sup>
50	2.45 ± 0.20 <sup>b</sup>	2.97 ± 0.045 <sup>a</sup>
60	2.68 ± 0.15 <sup>c</sup>	2.97 ± 0.053 <sup>a</sup>

\*No heat pump dryer is defined as only the first stage drying to the final moisture content of 20%w.b.

Means±standard deviation within a column with a common letter are not significantly different (p<0.05)

Table 2 shows the thickness value of pork dried using different drying conditions, indicating that drying pork with superheated steam at the first stage has less shrinkage than drying with hot air. It is also seen that samples dried by superheated steam in the first stage with the different intermediate moisture content are not different in terms of thickness value since the water vapor produced inside the product expands into cells, which subsequently produces a highly porous dried product. The effect of high steam temperature on less product shrinkage was also reported by Li et al. (1999). In case of hot air drying in the first stage, however, thickness value of dried products increases with the increasing of the final moisture content after the first stage drying because of the shorter drying time during the first stage drying and the advantage of heat pump drying at low temperature in maintaining the shape of dried products in the second stage (Namsanguan et al. 2004).

## Hardness

**Table 3** Hardness value of dried products using different two-stage drying conditions

Initial MC for HP (%w.b.)	Hardness (N)	
	Hot air	Superheated steam
No Heat Pump Dryer*	12.82 ± 4.08 <sup>a</sup>	17.42 ± 4.06 <sup>a</sup>
30	13.84 ± 3.66 <sup>ab</sup>	17.04 ± 3.40 <sup>a</sup>
40	15.60 ± 4.48 <sup>ab</sup>	20.53 ± 4.67 <sup>b</sup>
50	16.19 ± 4.75 <sup>bc</sup>	22.37 ± 4.43 <sup>b</sup>
60	20.09 ± 4.79 <sup>c</sup>	23.03 ± 4.79 <sup>b</sup>

\*No heat pump dryer is defined as only the first stage drying to the final moisture content of 20%w.b.

Means ± standard deviation within a column with a common letter are not significantly different. (p < 0.05)

Table 3 shows the hardness value of pork dried using different two-stage drying conditions. It can be clearly seen that pork dried by superheated steam in the first stage drying gives the higher hardness value (the maximum force for breaking products) than that dried by hot air. In addition, the results show that hardness of dried products depends on the final moisture content after the first stage drying or the initial moisture content of the second stage drying. For both drying with superheated steam and hot air in the first stage, hardness value increases with the increasing of the initial moisture content of the second stage because the low intermediate moisture contents provide the higher thermal denaturation of pork muscles due to the longer drying time. However, when the intermediate moisture contents are decreased lower than 40% w.b. for the hot air, hardness values of the dried pork are not significant difference (p > 0.05) from pork dried by only hot air. Similarly, the hardness values of pork dried by only superheated steam are identical to that obtained from the combine technique, where the intermediate moisture level leaving from superheated steam is 30% w.b.

## Conclusion

Two-stage drying techniques, where the first stage is processed with the superheated steam or hot air drying at high temperature followed by heat pump drying at low temperature, are studied. Both drying technique, especially superheated steam followed by heat pump drying, can improve some qualities of dried products. The experimental results indicate that pork dried using superheated steam at the first stage has lower drying rate in the second stage drying, less shrinkage, more reddish and higher hardness value than that dried using hot air at the first stage. The physical properties of dried pork depend on the intermediate moisture content where the higher

intermediate moisture content results in the lower shrinkage, less reddish and higher hardness value.

#### Acknowledgement

The authors would like to express sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support and Department of Food Engineering, King Mongkut's University of Technology, Thonburi, Bangkok, Thailand for a support of a colorimeter, and a texture analyzer.

#### References

- AOAC (1995). Official methods of analysis (16th Ed.) Washington, DC: Association of Official Analytical Chemists, USA.
- Godsalve, E. W., Davis, E. A., and Gordon, J. 1977. Effect of oven conditions and sample treatment on water loss of dry cooked bovine muscles. *Journal of Food Science*. 42: 1325-1330.
- Gou, P., Comaposada, J., and Arnau, J. 2002. Meat pH and meat fibre direction effects on moisture diffusivity in salted ham muscles dried at 5°C. *Meat Science*. 61: 25-31.
- Li, Y.B., Seyed-Yagoobi, J., Moreira, G.R., and Yamsaengsung, R. 1999. Superheated steam impingement drying of tortilla chips. *Drying Technology*, 17(1&2): 191-213.
- Moreira, G.R., 2001. Impingement drying of foods using hot air and superheated steam. *Journal of Food Engineering*, 49: 291-295
- Thorvaldsson, K., and Skjöldebrand, C. 1996. Water transport in meat during reheating. *Journal of Food Engineering*. 29: 13-21
- Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2003. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing two-stage superheated steam and heat pump drying. *Proceedings of the 3<sup>rd</sup> Asia-Pacific Drying Conference, Thailand*, pp.457-467
- Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S., and Soponronnarit, S., 2004. Drying kinetics and quality of shrimp undergoing different two-stage drying processes. *Drying Technology*, 22(4): 759-778
- Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., and Nathkaranakule, A. 2003. Comparative study of pork dried using superheated steam and hot air, *Proceedings of the 3<sup>rd</sup> Asia-Pacific Drying Conference, Thailand*, pp.679-691
- Wimmerstedt, R., 1994, Steam drying: history and future, *Drying'94, Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94) Vol. A., Australia*, pp. 3-14

## **MULTI-PASS DRYING OF PADDY USING RICE HUSK**

**Kittisak Witinantakit<sup>1</sup>, Somkiat Prachayawarakorn, Adisak Nathakaranakule and  
Somchart Soponronnarit**

### **ABSTRACT**

Moisture content of paddy can not be reduced to the safe level by a single-stage drying using rice husk as adsorbent medium because high relative humidity within bin limited its drying rate. To solve this problem, multi-pass drying is applied to achieve the required final moisture content of the material. This research is therefore aimed at studying on multi-pass drying using rice husk to dry paddy from the moisture content of 31.4-32.9% dry-basis to the moisture content of 16.5% dry-basis. Influences of volumetric mixing ratio between rice husk and paddy, bulk density and initial moisture content of rice husk on drying kinetics and quality parameters of paddy in terms of head rice yield and whiteness were investigated. The high-moisture paddy was intimately mixed with rice husk in closed containers. The moist paddy was separated from the rice husk by an electrical fan and it was re-mixed with dry rice husk every 2 hours. The experimental results showed that the moisture content of paddy was reduced to the desire level using low initial moisture content of rice husk and the drying rate of paddy was faster with increasing both volumetric mixing ratio and rice husk density and decrease in initial moisture content of rice husk. Considering dried paddy qualities, the head-rice yield clearly tended to decrease when high temperature of rice husk was used. For quality in terms of whiteness, all experimental conditions can maintain whiteness the same value as the reference samples which were dried by shade drying.

*Keywords: adsorbent, adsorption, dehydration, quality*

### **1. INTRODCUTION**

At present, hot air drying method is widely used in the rice factories. However, the use of high air temperature to remove the water from the grain results in the rice fissure creation and hence, head-rice yield reduction because the moisture gradient inside kernel created during the moisture reduction (Cnossen et al., 2003; Bonazzi et al., 1997 and Tirawanichakul et al., 2004). To minimise the loss of head-rice yield, tempering of dried paddy between each drying stage is used practically (Poomsa-ad et al., 2002 and Steffe et al., 1979). In addition to hot air drying, drying using adsorption technique, by mixing an adsorbent with moist paddy, is an alternative approach to reduce moisture content of the paddy to a certain level. In this process, moisture is removed from the grain by pressure differences between the water vapor at the grain surface and the water vapor in the surrounding. This method does not require heat to remove the moisture from grain and the resulting grain quality, which is usually sensitive to heat, may not be degraded.

According to the literature, several materials i.e. silica gel (Danziger et al., 1972 and Yamaguchi et al., 1994), bentonite (Sturton et al., 1981 and 1983), molecular sieve (Raghavan et al., 1988) and ash (Akpaetok, 1974), are used as desiccant to remove moisture from agricultural products. Mass ratio between desiccants and agro-products and the initial moisture content of the adsorbents and adsorbates (Danziger et al., 1972; Sturton et al. 1981 and 1983; Raghavan et al., 1988 and Yamaguchi et al., 1994) are found to be affected the final moisture content of the products. The optimum value of mass ratio varies from material to material. Moreover, the particle size and temperature of the adsorbent also have influences on the moisture removal (Raghavan et al., 1988).

From the previous work (Witinantakit et al., 2004), a single-stage drying by using rice husk as adsorbent material could not reduce the moisture content of paddy to the safety level for long-term storage even though the low initial moisture content of the rice husk and the high mixing ratio were used. The remaining moisture content is high which is still risk for paddy to be spoiled by either microorganism infection or yellowing-induced grain respiration. Therefore, the objective of this

<sup>1</sup> School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Prachautid Rd.,  
Tungkru, Bangkok 10140, Thailand ([k\\_yong28@yahoo.com](mailto:k_yong28@yahoo.com))

research is to study the effects of mixing ratio between rice husk and paddy, initial moisture content and density of rice husk on moisture changes of paddy in the multi-pass drying process, and to examine qualities of dried paddy in terms of head-rice yield and whiteness.

## **2. MATERIALS AND METHODS**

### **2.1 Materials**

The long grain paddy (Khao Dawk Mali 105, low amylose *indica* variety) was rewetted to a calculated moisture content of 31.4-32.9% d.b., and kept in a cool storage at a temperature range of 4-6°C for a week. For the rice husk, three initial moisture contents (11.8, 5.9 and 0.9% d.b.) were prepared. To obtain the moisture content of rice husk to be lower than the normal value, at which the moisture content of rice husk is equilibrated with the ambient air value, the rice husk at 11.8% d.b. was dried overnight using hot air oven at temperatures of 45 and 90°C, which were then obtained the moisture content of 5.9 and 0.9% d.b., respectively. To prepare the rice husk with density of 160 kg/m<sup>3</sup>, the rice husk with density of 105 kg/m<sup>3</sup> was ground by Los Angeles Abrasion (steel ball 4.5 kg) for 1 hour and then the ground sample was sieved using a screen (500 µm).

### **2.2 Methods**

Before conducting the experiments, the cooled paddy was placed in an ambient environment until its temperatures were closed to the ambient air temperature. Paddy was then mixed with rice husk at the following conditions: the volumetric mixing ratios between rice husk and paddy of 1.5:1 and 2.0:1 (corresponding to mass ratios of 0.26:1 and 0.34:1). An intimate mixture of wet paddy and rice husk was packed and sealed in a closed insulated plastic vessel with an inner diameter of 18 cm, an inner height of 22 cm and insulated thickness of 10 cm. Temperatures of the mixture were measured by K-type thermocouple connected to a Yogokawa data logger with an accuracy of ±1°C. Relative humidities of the air in the airtight plastic vessels were measured by a thermo/hygrometer (Sato SK-110TRH) with an accuracy of ±4%RH. The paddy was separated from the rice husk using an electrical fan and then mixed again with the new rice husk every 2 hours. The moisture contents of paddy and rice husk were determined by the hot air oven method at 103°C for 72 hours, according to AOAC (1995). The final moisture content of paddy which was higher than 16.5% d.b. was then dried by ambient air ventilation. Qualities of paddy in terms of head-rice yield and whiteness were determined and compared to the reference samples, which were gently dried by shade drying. The head-rice yield was defined as the ratio of mass of head-rice obtained from milling to mass of paddy before milling. The whiteness value of rice kernel was determined by using whiteness tester model Kett C-300-3.

## **3. RESULTS AND DISCUSSION**

### **3.1 Temperature and Relative Humidity Change of Mixture between Rice Husk and Paddy**

The temperatures of mixture between rice husk and paddy and relative humidity of the existing air within the closed vessels at different temperatures of rice husk are shown in Figure 1. At the beginning of the experiments, the temperatures within vessels at the beginning were 28, 31.5 and 36°C, corresponding to the initial rice husk temperatures of 33, 45 and 90°C. It was seen from the figure that the change of the mixture temperature in each drying cycle was relatively small (1-3°C). For all experiments, the temperature of the mixtures was found to increase at the early stage of drying and tended to decrease in the later drying cycle. Considering relative humidity of the mixture, it rapidly increased for the first hour of drying cycle and slowly increased for the last hour of the drying cycle. Furthermore, the relative humidity of the mixture had a trend to decrease through the drying process.

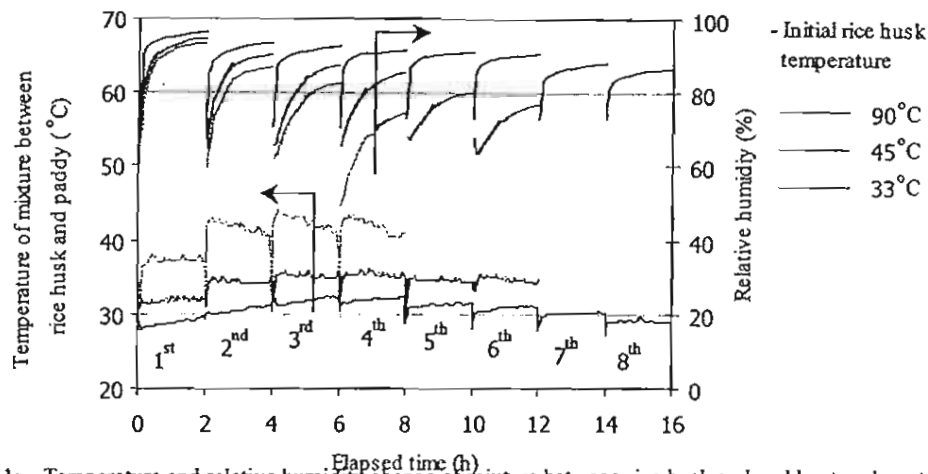
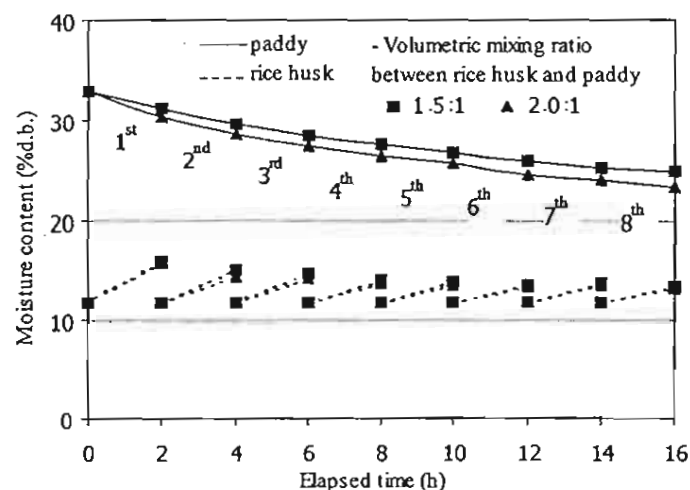


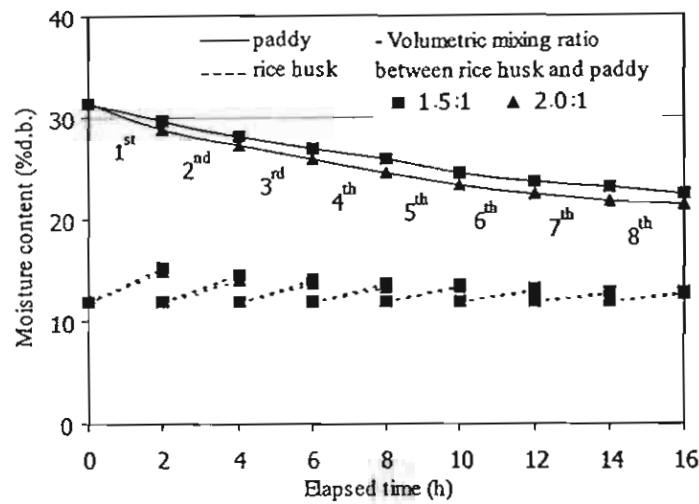
Fig. 1: Temperature and relative humidity change of mixture between rice husk and paddy at volumetric mixing ratio between rice husk and paddy of 1.5 and rice husk density of  $105 \text{ kg/m}^3$

### 3.2 Effect of Volumetric Mixing Ratio on the Moisture Change of Paddy at High Rice Husk Moisture Content

In Fig. 2, the experiments were carried out at the initial rice husk moisture contents of 11.8% d.b. and the volumetric mixing ratios of 1.5 and 2.0. During the experiments, the temperature within the bin was in a narrow range ( $29\text{--}32^\circ\text{C}$ ). The experimental results shown in Figure 2a indicate that after eight times of rice husk replacement, the moisture content of paddy was reduced to 24.7% d.b. for the volumetric mixing ratio of 1.5 and 23.2% d.b. for the volumetric mixing ratio of 2.0. Comparison of figure 2a and 2b showed that the bulk density of rice husk had little effect on moisture reduction of the paddy. The rice husk at high initial moisture content cannot reduce the moisture content of paddy to the desire level. This is due to the fact that the relative humidity of the air within the bin at the beginning of each replacement is in the range of 63 to 74% which is near the water concentration at the rice husk surface, thereby slowly adsorbing the moisture from paddy, in particular, at the 7<sup>th</sup> and 8<sup>th</sup> replacement which show very small reduction of moisture content.



(a) Rice husk bulk density of  $105 \text{ kg/m}^3$



(b) Rice husk bulk density of 160 kg/m<sup>3</sup>

Fig. 2: Moisture changes of paddy and rice husk at rice husk bulk density of 105 and 160 kg/m<sup>3</sup> and initial rice husk moisture content of 11.8%d.b.

### 3.3 Effects of Initial Moisture and Temperature of Rice Husk on Moisture Change of Paddy

To obtain a safe level of paddy moisture content, the low initial rice husk moisture content of 5.9% d.b. and 0.9% d.b. were used in the experiments. Fig. 3 shows the effect of the initial moisture contents of rice husk on the removal rates of paddy moisture content. The experiment results show that using lower moisture content of rice husk resulted in a faster rate of dehydration than that using higher moisture of rice husk. The final moisture contents of paddy were 24.7, 18.1 and 17.3% d.b. for the respective rice husk moisture contents of 11.8, 5.9 and 0.9% d.b.

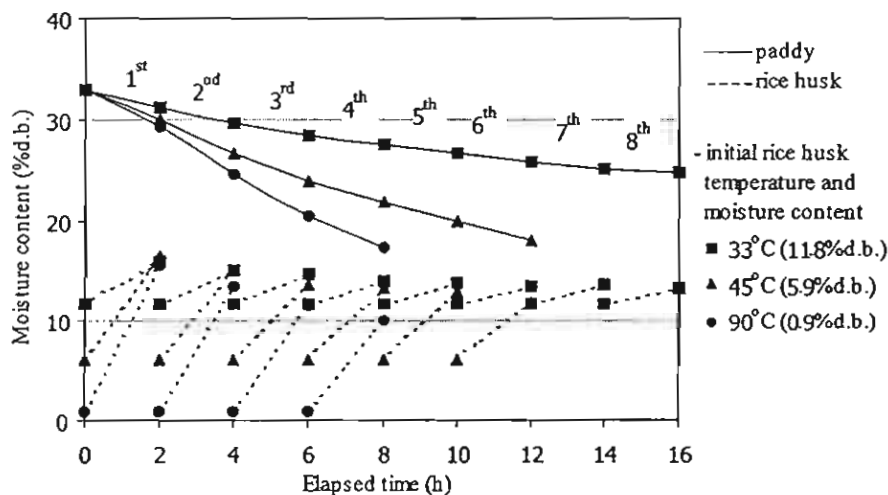


Fig. 3: Effect of rice husk initial moisture content on moisture change of paddy at rice husk bulk density of 105 kg/m<sup>3</sup> and volumetric mixing ratio of 1.5:1



### 3.4 Effects of Volumetric Mixing Ratios and Rice Husk Density on Moisture Change of Paddy

It was found from the Fig. 3 the moisture content of paddy can be reduced to the desire level only with the initial rice husk temperature of 90°C. It required 8-9 hours to finish the drying process. Due to the long drying time for the above case, it is necessary to improve the drying rate, without product quality loss. The drying rate can possibly be accelerated by increasing density of rice husk and the volumetric mixing ratio. Fig. 4 shows that rice husk with bulk densities of 105 and 160 kg/m<sup>3</sup>, with an initial moisture content of rice husk of 0.9% d.b., can reduce the drying time by 1-1.5 hours. The final moisture contents of paddy were 17.3 and 17.1% d.b. for the corresponding rice husk bulk densities of 105 and 160 kg/m<sup>3</sup>.

The effect of volumetric mixing ratio of rice husk to paddy is illustrated in Fig. 5. It represented that there was a small difference between the final moisture contents of paddy for the rice husk-to-paddy ratios of 1.5 and 2.0. The final moisture contents of the paddy were 17.1 and 15.8% d.b. for the corresponding mixing ratios of 1.5 and 2.0.

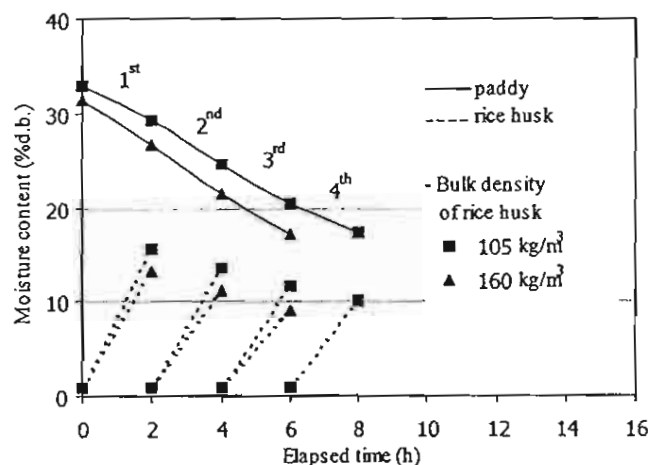


Fig. 4: Effect of bulk density of rice husk on moisture change of paddy at volumetric mixing ratio of 1.5:1 and initial rice husk moisture content of 0.9% d.b.

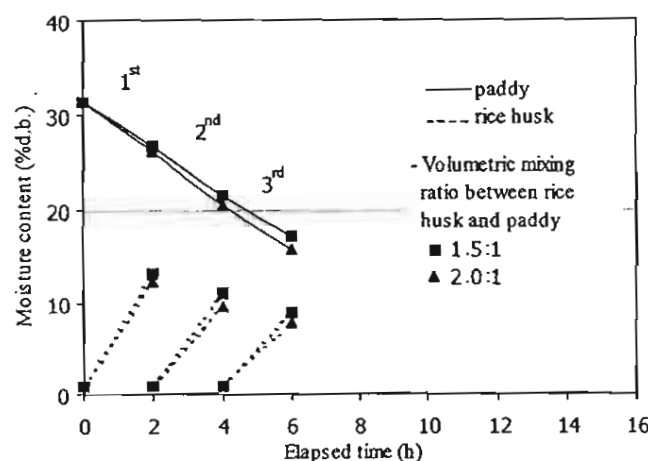


Fig 5: Effect of volumetric mixing ratio on moisture change of paddy at rice husk bulk density of 160 kg/m<sup>3</sup> and initial rice husk moisture content of 0.9% d.b.

### 3.5 Head-Rice Yield and Rice Whiteness

Head-rice yield and whiteness obtained from the multi-pass drying process at different operating conditions are shown in Table I. The results show that initial rice husk temperatures of 33 and 45°C had negligible effect on head rice yield, whereas head rice yield significantly decreased at rice husk temperature of 90°C. The whiteness values of the paddy were in the range of 43.3-45.7, which is insignificantly different from the reference dried by shade drying.

Table I: Head-rice yield and rice whiteness value

Bulk density of rice husk (kg/m <sup>3</sup> )	Volumetric ratio of rice husk to paddy	Initial rice husk temperature (°C)	Final paddy moisture content (%d.b.)	Drying time (h)	Head-rice yield	Rice whiteness
Reference		-	-	-	53.5±0.9	44.7±0.1
105	1.5:1	33	24.7±0.2	16	53.8±1.0	44.7±0.1
		45	18.1±0.2	12	52.2±0.1	45.1±0.1
		90	17.3±0.1	8	50.2±0.4	44.8±0.3
	2.0:1	33	23.2±0.3	16	53.2±1.2	45.4±0.1
		45	17.4±0.2	12	51.0±0.7	45.7±0.2
		90	15.6±0.2	8	45.7±0.7	45.4±0.3
Reference		-	-	-	53.4±0.4	44.3±0.1
160	1.5:1	33	22.4±0.2	16	52.9±0.7	44.3±0.2
		45	17.1±0.2	10	52.6±0.8	44.7±0.4
		90	17.1±0.1	6	48.1±0.4	45.1±0.1
	2.0:1	33	21.3±0.3	16	52.2±0.3	45.1±0.1
		45	16.7±0.1	10	52.5±0.2	44.9±0.6
		90	15.8±0.2	6	41.5±0.2	45.3±0.1

Note: The Initial paddy moisture contents were 32.9±0.1 and 31.4±0.1% d.b. for rice husk bulk density condition of 105 and 160 kg/m<sup>3</sup>.

## 4. CONCLUSIONS

Multi-pass drying of paddy using rice husk as adsorbent were investigated in this study. The faster drying rate and the lower final moisture content of the paddy were accomplished by reducing the initial moisture content of rice husk and increasing density of rice husk and volumetric mixing ratio. The high initial moisture content of rice husk could not reduce the moisture content of paddy to the level for safe storage although the high mixing ratio and density of rice husk were used. The moisture content of paddy can be reduced to the desire level using low initial adsorbent moisture content of 0.9% d.b.. The process required 6-8 hours depending on the density of rice husk used. For qualities of paddy, the head-rice yield clearly tended to decrease when higher initial rice husk temperature was used. The whiteness of the rice sample processed by multi-stage adsorption were insignificantly different from those processed by gently drying. The adsorption process using rice husk as adsorbent is technically feasible to replace the hot air drying for reducing high-moisture paddy.

## ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to express their appreciation to the Thailand Research Fund (TRF) and the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for their financial support and to the Institute of Food Research and Product Development (IFRPD) of Kasetsart University, Thailand, for rice whiteness testing.

## REFERENCES

1. Akpaetok, O.I. (1974). Drying and storage of cowpeas with ashes in air-tight containers. *Journal of Agricultural Engineering Research* 19: 279-287.
2. AOAC (1995). *Official Methods of Analysis*, Association of Official Analytical Chemists. 16<sup>th</sup> Ed; Washington, D.C., USA.
3. Bonazzi, C., M.A. du Peuty and A. Themelin (1997). Influence of drying conditions on the processing quality of rough rice. *Drying Technology* 15(3&4): 1141-1157.
4. Cnossen, A.G., M.J. Jiménez and T.J. Siebenmorgen (2003). Rice fissuring response to high drying and tempering temperatures. *Journal of Food Engineering* 59: 61-69.
5. Danziger, M.T., M.P. Steinberg and A.I. Nelson (1972). Drying of field corn with silica gel. *Transactions of the ASAE* 15(6): 1071-1074.
6. Witinantakit, K., S. Prachayawarakorn, A. Nathakarakakule and S. Soponronnarit (2004). Drying of paddy using rice husk as adsorbent. In CD-Rom Proc. of ICFPTE'04. Asian Institute of Technology. Bangkok. Thailand. 11-13 January 2005. 312-319.
7. Poomsa-ad, N., S. Soponronnarit, S. Prachayawarakorn and A. Terdyothin (2002). Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidisation technique. *Drying Technology* 20: 195-210.
8. Raghavan, G.S.V., Z. Alikhani, M. Fanous and E. Block (1988). Enhanced grain drying by conduction heating using molecular sieves. *Transactions of the ASAE* 31(4): 1289-1294.
9. Steffe, J.F., R.P. Singh and A.S. Bakshi (1979). Influence of tempering time and cooling on rice milling yields and moisture removal. *Transactions of the American Society of Agricultural Engineering* 22: 1214-1218.
10. Sturton, S.L., W.K. Bilanski, and D.R. Menzies (1981). Drying of cereal grains with the desiccant bentonite. *Canadian Agricultural Engineering* 23: 101-103.
11. Sturton, S.L., W.K. Bilanski and D.R. Menzies (1983). Moisture exchange between corn and the desiccant bentonite in an intimate mixture. *Canadian Agricultural Engineering* 25(1): 139-141.
12. Tirawanichakul, S., S. Prachayawarakorn, W. Varanyanond, P. Tungtrakul and S. Soponronnarit (2004). Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy. *Drying Technology* 22(7): 1731-1754.
13. Yamaguchi, S. and H. Kawasaki (1994). Basic research for rice drying with silica gel. *Drying Technology* 12(5): 1053-1067.

## **EFFECT OF DRYING METHODS ON QUALITY OF COOKED RICE**

**Pakorn Luangmalawat<sup>1</sup>, Adisak Natkornkul, Somkiat Prachayawarakorn  
and Somchart Soponronnarit**

### **ABSTRACT**

To obtain a good quality of cooked Thai jasmine rice, this research is thus focused on the study of effect of drying methods i.e. heat pump, hot air, hot air- far infrared drying, heat pump-far infrared drying and two-stage drying on the drying characteristics and the cooked rice quality. Drying temperature was fixed at 55°C for the above-mentioned drying methods, except for the two-stage drying where the first stage was set at a temperature of 110°C followed by the low temperature of 55°C at the later stage. The experimental results showed that the two-stage drying and the hot air-far infrared, as well as heat pump-far infrared provide shorter drying time than the hot air or heat pump alone. The qualities of product i.e. degree of shrinkage and stickiness obtained from the studied drying methods were insignificantly different. The lowest luminosity, but fast rehydration capability of the two-stage-dried product was evident whilst the hardness value was relatively lower.

*Keywords: Instant rice, heat pump, far infrared*

### **1. INTRODUCTION**

Rice is the staple food of over half of the world's population. Approximately 90% of the world's rice is produced and consumed in Asia. Thailand, as one of the leaders in exporting rice, has many varieties of cultivated rice, such as Suphanburi 1, Chainat 1 and Khao Dawk Mali 105. Amongst those, Khao Dawk Mali 105 (KDML), well known as Jasmine Rice for the trade name, is the most popular variety for consumption. KDML 105 when cooked provides the excellent aroma and soft texture. In the present work, KDML is therefore selected to produce the instant rice. The successful or failure of instant rice is dependent on the quality after rehydration. It is inevitable that the freshly cooked rice must be dried to a certain level before packaging. Normally, the moisture content of the product should be less than 10% dry basis.

It is well known that the quality of a dehydrated food product is strongly affected by drying methods and drying processes. Long drying time or high-temperature drying may cause the degradation of food qualities, for example, color, shrinkage, nutritional substances, rehydration capability and microstructure. All these physical and chemical changes absolutely reduce product quality. There are many drying methods such as hot air, heat pump, hot air-Far infrared (FIR), heat pump-FIR, microwave. Any drying methods have the same purpose that is aimed at reducing the water content from products with minimum loss of product quality and maximum throughput. This study deals with the four drying methods i.e. hot air, heat pump, hot air-Far infrared (FIR), heat pump-FIR.

Conventional hot air drying is the most common drying method employed for food dehydration because of the simplest and most economical method. The disadvantages of conventional hot air drying: the slower drying rate as compared to other drying methods and the quality of product, which may be improved by other drying methods. The heat pump drying is similar to the conventional hot air, but it can dry foods at the temperature and relative humidity of drying air being lower than the conventional method. The product which dry with heat pump possesses better qualities i.e. color and smell than the qualities of those dried by conventional hot air dryer (Rukprang et al.,1998). In addition, using heat pump is more economical than the conventional system under a certain drying condition (Teeboonma et al.,2001).

Far infrared irradiation is not entirely a surface heating source, but the energy rather penetrates inside the kernel in a non-contact mode, hence accelerating the moisture movement and

<sup>1</sup> School of Energy and Materials King Mongkut's University of Technology, Thonburi Bangkok Thailand  
(d012051909@mail.dtac.co.th)

reducing moisture gradient within kernel as compared to the hot air. However, the use of FIR alone may not improve the drying rate significantly because the water vapor evaporated from product still exists within drying chamber. To reduce the high level of humidity, the combination of hot air or heat pump with FIR has been adopted in several food processes in order to improve food quality and reduce drying time. Another possible drying method involves with two-stage drying, where the material is dried at high temperature followed by the low temperature.

The selection of the appropriate drying method may affect the final product quality and drying cost. This research is to study the effect of drying method i.e. hot air, heat pump, hot air-FIR, heat pump-FIR and two-stage drying on the drying kinetics of cooked rice and its quality after rehydration. The quality parameters considered i.e. shrinkage and colour hardness and stickiness were quantitatively determined.

## **2. MATERIALS AND METHODS**

### **2.1 Material**

Thai-jasmine rice (low amylose content) was purchased from local supermarket. A 800 g. white rice was washed thoroughly to remove the dust particles after which the filtrated water was poured into the sample with the ratio of 1:1.5 (white rice: water). It was then cooked with electric rice cooker. Cooked rice was washed with cold water to remove the starch adhering to the surface. The moisture content of cooked rice was in the range of 240 to 275% dry basis. The moisture content of each samples were determined by hot air oven at 103°C for 72 hour (AACC, 1995).

### **2.2 Drying procedure**

The laboratory dryer was shown in Fig. 1. The drying chamber has an inner dimension of 0.52 x 0.52 x 0.52 m. and it was insulated with glass wool. The tray, with a size of 0.28x0.33 m, was placed in perpendicular direction to the air flow. The designed tray dryer can operate many configurations i.e. hot air alone, heat pump alone and both combined with far infrared. The infrared heater, with 60 x 120 cm in area was operated at 220 V, with the maximum power of 650 W. The heat pump system consists of a 0.65 W compressor, a 2.0 kW evaporator, a 3.5 kW condenser. The desire drying condition was controlled by two PID controllers, one for the inlet air temperature, and another for the infrared heater. The infrared heater was controlled using the outlet temperature as the controlled signal. It was set at 52°C.

All experiments were operated at fixed air velocity of 0.3 m/s with the amount of cooked rice was 1.4 kg and the drying temperature was set to 55°C except for the two stages drying in which two drying temperatures was utilized. For the hot air alone and hot air-FIR drying, the experiment was operated in open loop where the fresh air flowed through the heating unit and the drying chamber. For the heat pump and heat pump-FIR drying, the operation was in the closed system. For two-stage drying, the air temperature was first set at 110°C for 1 hour and then reduced to 55°C. The temperature of inlet air, outlet air, and the surface of infrared heater was measured continuously (at 2 minute interval) using K-type thermocouple which was connected to data logger (YOKOGAWA, µ1800). The samples were weighted every 30 minutes. The drying experiments were performed until 10% dry basis moisture content was obtained.

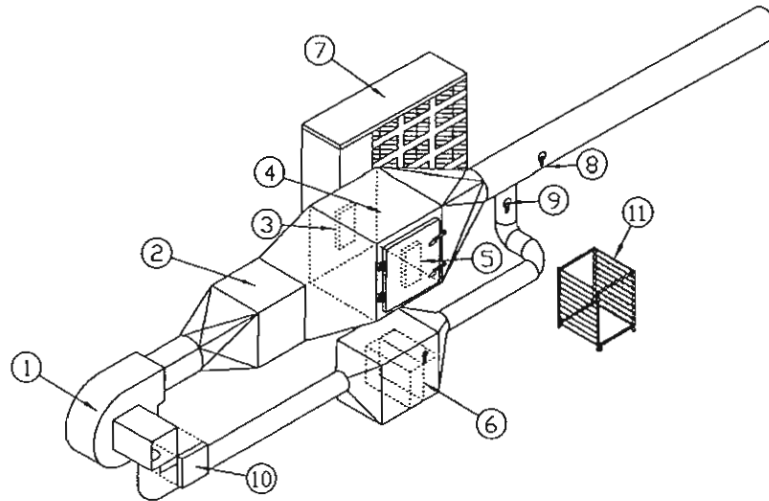


Fig. 1: Schematic diagram of laboratory dryer

1-blower, 2-heater chamber, 3- back FIR, 4-drying chamber, 5-front FIR, 6-evaporator, 7-condensing unit, 8-valve, 9- valve, 10-cover, 11 tray.

## 2.3 Quality evaluation

### 2.3.1 Color

The color of dried cooked rice was measured by a Hunter Lab JUKI colorimeter, JP7100P model. Before each measurement, the colorimeter was calibrated on a standard white tile ( $L^*=93.55$ ,  $b^*=-0.27$ ,  $a^*=0.06$ ). The color of dried cooked rice was expressed as L, a and b (luminosity, redness and yellowness, respectively). For each experiment, five samples were measured and the result was presented the mean value.

### 2.3.2 Shrinkage

Three samples were used for shrinkage measurement. Shrinkage was express in terms of the percentage change of the volume of the original sample volume. Shrinkage of dried cooked rice was calculated by the following equation:

$$\% \text{Shrinkage} = \frac{V_i - V}{V_i} \times 100 \quad (1)$$

where  $V_i$  and  $V$  are the volume of freshly cooked rice and the volume of dried cooked rice, respectively. The average value of the three samples was reported.

### 2.3.3 Texture

The textural properties i.e. hardness and stickiness of cooked rice, which had already been died and rehydrated with hot water at 90°C, were measured using texture analyzer (TA-XT2i). The rehydrated sample was prepared by pouring filtered hot water in the ratio of 1:1.5 (dried sample: water). After 8 min., the sample was removed from the container and rested 4 min for eliminating surface water. The tests were performed with force in compression mode. 6 whole grains were selected and carefully placed under the cylinder type probe (50 mm diameter). The sample was then compressed to 85% strain at a speed of 1 mm/s and the probe was lifted up to the origin at a speed of 10 mm/s. Textural parameters recorded from the test curve were hardness and stickiness. The texture analysis was repeated five times for each drying method. The hardness was defined as the maximum

force that presses on the sample. The stickiness was the force which required for pulling out the test probe from the food material after compression.

#### **2.3.4 Rehydration**

Rehydration ratio was followed by the method proposed by Maskan (2001). The dried samples were manually weighted and loaded (20 g/sample) into a testing container. The experiments were performed by immersing a weighed container with sample into hot water (90°C) for 10 min. At each 2 minutes interval, the container was lifted up and quickly bolted with paper towels 3-4 times in order to remove the surface water as much as possible. The container was weighted again. The rehydration ratio was defined as percentage water gain which was calculated from the sample weight difference before and after rehydration. The rehydration experiments repeated three times.

$$\text{Rehydration Ratio (\%)} = \frac{(W_i - W_d)}{W_d} \times 100 \quad (2)$$

where  $W_d$  is the mass of dried cooked rice before rehydration (g) and  $W_i$  is the mass of dried cooked rice after rehydration (g).

### **3. RESULTS AND DISCUSSION**

#### **3.1 Drying characteristics of cooked rice**

The initial moisture content, final moisture content and others drying parameters from different drying methods are shown in Table 1. The drying characteristic curves of cooked rice dried by various methods are shown in Fig 2. It appears that moisture content of cooked rice was reduced apparently faster in the combine drying methods i.e. hot air-FIR and heat pump-FIR than in the hot air and heat pump alone under similar drying condition. The drying time was reduced by 12 and 28% as compared to the respective methods of the heat pump and hot air. The faster drying rate is credited to the FIR, where the emitted energy is absorbed well by the cooked rice due to presence of water in the material (> 240 % dry basis), thus accelerating movement of moisture from internal to the external surface. For two-stage drying, the high moisture content of cooked rice was dried at 110°C for a certain time before yellow color development, followed with the low temperature of 55°C. The two-stage drying took the shortest drying time, the required time being 180 minutes.

Drying rate curves of cooked rice dried by different drying methods are shown in Fig.3. The presented results were numerically determined by statistical fitting the moisture data with the reasonable exponential function and then by differentiating the equation with respect to time. It is noticed that there was no evidence of the warming-up period for the drying systems associated with FIR, unlike another two systems showing the warming-up period where the drying rate increased at the early drying period and reached a maximum value after which the rate was monotonically decreased. In addition, the drying rate of the material was relatively higher in the combine drying methods than in the heat pump and conventional hot air. These results agree with the moisture reduction as previously shown in Fig. 2. At moisture content below 0.3 decimal dry basis, the drying rate curves are superimposed, implying the insignificant contribution of FIR to the drying rate.

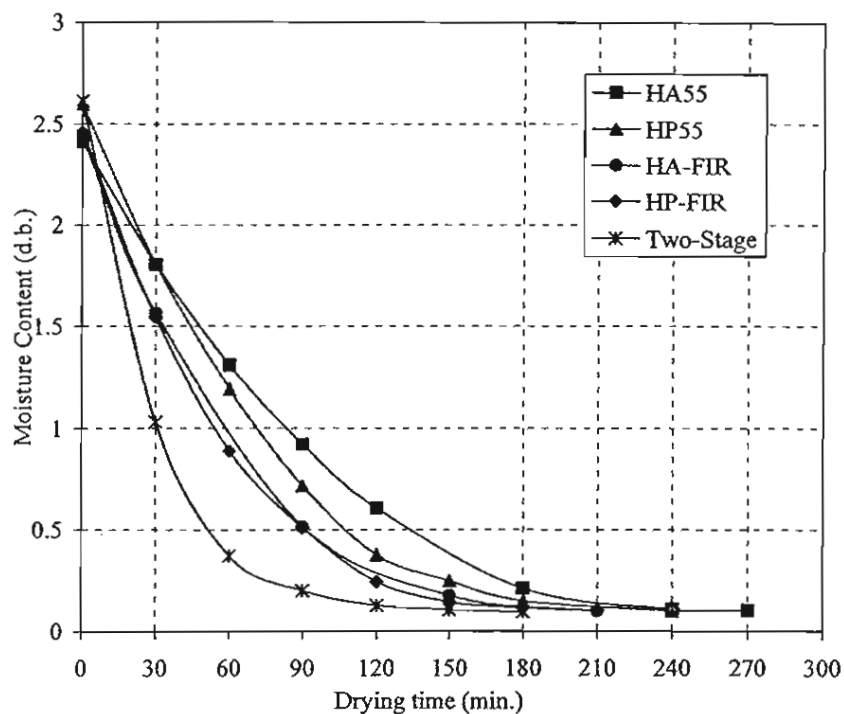


Fig. 2: Drying Characteristics of cooked rice determined from different drying methods.

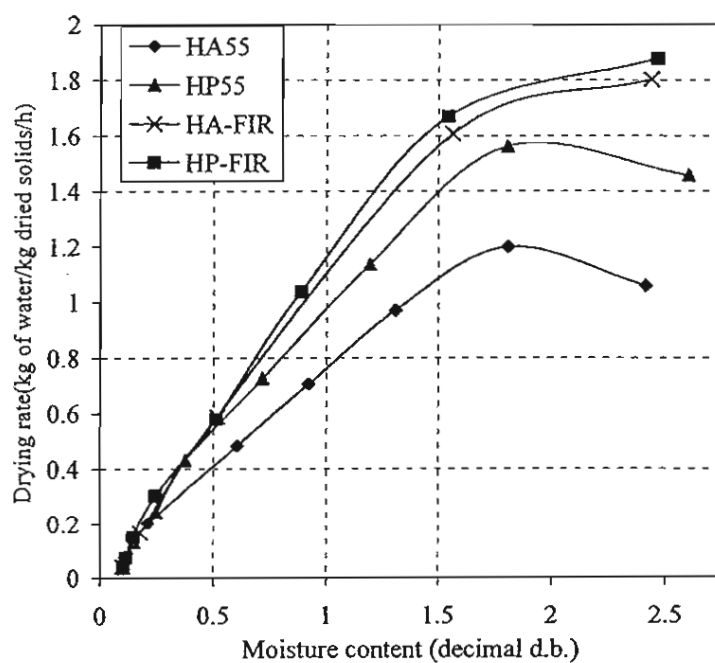


Fig. 3: Drying rate curves of cooked rice



Table 1 Operating conditions for different drying methods

	HA 55	HP 55	HA-FIR	HP-FIR	Two-stage
Initial moisture content (%d.b.)	241.3	260.0	246.1	243.5	261.5
Final moisture content (%d.b.)	10.2	9.8	10.1	9.9	9.5
Inlet-air temperature (°C)	55	55	55	55	110/55
Outlet-air temperature (°C)	51	51	52	53	88/53
Relative humidity within drying chamber (%)	20	18	20	17	2/22
Set point FIR (°C)	-	-	52	52	-
Drying Time (min.)	270	240	210	210	180

### 3.2 Shrinkage

Table 2 shows the volume shrinkage of dried cooked rice. Statistical analysis using Duncan's multiple range test indicates that the volume shrinkage of material is insignificantly affected by the drying methods ( $p>0.05$ ). The value of shrinkage was given in the range of 65.81 to 63.34 percent.

Table 2: Volume shrinkage of dried cooked rice

Drying method	Shrinkage(%)
Hot Air 55	64.91±1.40 <sup>a</sup>
Heat Pump 55	63.34±1.77 <sup>a</sup>
HA - FIR	65.81±0.84 <sup>a</sup>
HP - FIR	63.57±0.70 <sup>a</sup>
Two-stage	63.79±1.27 <sup>a</sup>

Note : the same letter in the same column means insignificant difference ( $p>0.05$ )

### 3.3 Color of dried cooked rice

The result of measuring color of sample is presented specifically the L- and b-values, because of unimportant change of the a-value during drying. Table 3 shows the L- and b-values of cooked rice after drying by different methods. The L-value of sample, presenting the lightness, was highest with HP-FIR whilst the b-value, presenting the yellowness for positive value, was also highest but it was insignificantly different to those dried with the conventional hot air and heat pump. It is interesting to point out that the product color from two-stage drying was not significantly different to those obtained from the above drying methods, except when comparing product color obtained from the HP-FIR which showed brighter.

Table 3: Color of dried cooked rice

	L-value	b-value
Hot Air 55	64.33±0.45 <sup>ab</sup>	10.46±0.18 <sup>ab</sup>
Heat Pump 55	64.07±0.39 <sup>a</sup>	10.49±0.13 <sup>ab</sup>
HA - FIR	64.70±0.30 <sup>b</sup>	10.35±0.13 <sup>a</sup>
HP - FIR	66.00±0.52 <sup>c</sup>	10.69±0.25 <sup>b</sup>
Two stage	64.42±0.65 <sup>ab</sup>	10.38±0.32 <sup>a</sup>

Note: the same letter in the same column means insignificant difference ( $p>0.05$ )

### 3.3 Rehydration capability

The rehydration of cooked rice samples were calculated by Eq. (2) and the results are presented graphically in Fig. 3. The cooked rice dried by the two-stage drying exhibited the fastest rate of rehydration whilst the samples dried by the other techniques involved at low temperature

drying did not show the prominent difference in the rehydration capability. The fast or slow rehydration is associated with the characteristic of material, with more or less porous. The high porous materials allow the faster rehydration. According to these results, it might be possible that the cooked rice dried by the two stages was created the cavities inside the sample during which the rice was dried at the temperature of 110°C.

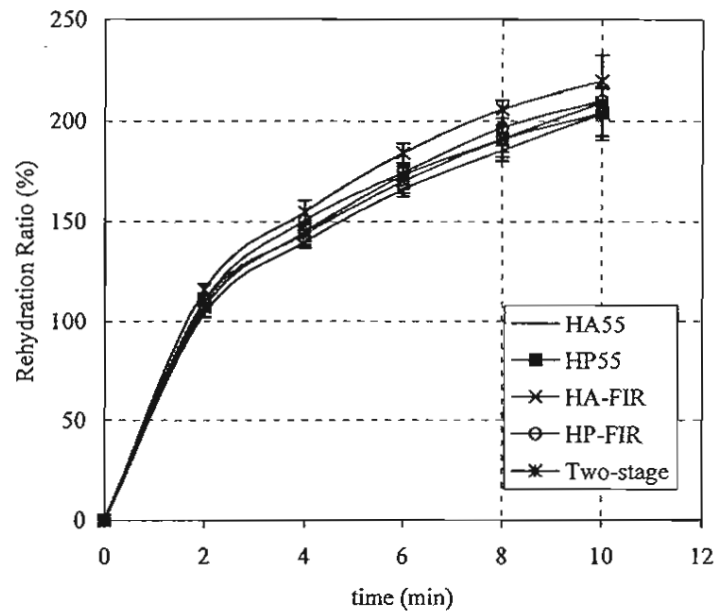


Fig. 4: Rehydration behavior of dried cooked rice at 90°C

### 3.5 Textural properties

Table 4 shows the hardness and stickiness values of dried cooked rice after rehydration. The hardness and stickiness of freshly cooked rice was  $10252 \pm 581$  g and  $-1431 \pm 168$  g, respectively. Loss of water content in the cooked rice using either low- or high- temperature drying causes the modifications of physical structure and starch properties and these physical and physicochemical changes, after rehydration, could not return to the original properties. The significantly lower values of hardness and stickiness of dried samples, as compared to those properties for the freshly cooked rice are evident, the values being in the respective ranges of 7892 to 9143 g and of -604 to -442 g.

Regarding to the drying methods, the way of drying utilizing the heat pump, conventional hot air or both combined with FIR, did not take a significant effect on both physicochemical properties of cooked rice. When two-stage drying was applied, however, the hardness value is prominently lower, especially in comparison with the conventional hot air.

Table 4: Textural properties of dried cooked rice after rehydration

Drying Methods	Hardness(g)	Stickiness(g)
Freshly cooked rice	10252±581 <sup>c</sup>	-1431±168 <sup>a</sup>
HA 55	9143±592 <sup>b</sup>	-524±112 <sup>b</sup>
HP 55	8163±565 <sup>ab</sup>	-596±288 <sup>b</sup>
HA-FIR	8636±630 <sup>ab</sup>	-428±64 <sup>b</sup>
HP-FIR	8843±620 <sup>ab</sup>	-442±89 <sup>b</sup>
Two-stage	7892±570 <sup>a</sup>	-604±260 <sup>b</sup>

Note: the same letter in the same column means insignificant difference ( $p>0.05$ )

#### 4. CONCLUSION

Drying of cooked rice by five drying techniques i.e. heat pump, hot air, hot air-FIR, heat pump-FIR and two stages was investigated in this study. With the first four drying methods involved with low temperature, the combine drying techniques significantly improve on the drying rate of cooked rice, particularly at very high moisture level, whilst the physical and physicochemical qualities of cooked rice obtained by the combine drying methods i.e. color, shrinkage, rehydration capability and textural properties were insignificantly different from those obtained by hot air and heat pump.

The acceleration in drying rate can also be accomplished by two-stage drying method, providing highest drying rate. The dried cooked rice from two-stage drying exhibited fast rehydration capability and slightly lower hardness value than the low-temperature dried product whereas the stickiness, shrinkage and color were comparable.

#### ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to express their appreciation of the Thailand Research Fund(TRF) for financial support and to the Institute of Food Research and Product Development(IFPRD) of Kasetsart University, Thailand, for rice textural testing.

#### REFERENCES

1. AACC (1995). Approved method of the American Association of Cereal Chemists (9<sup>th</sup> ed.) St. Paul, MN.
2. Maskan, M. (2001). Drying, shrinkage and rehydration characteristics of kiwifruit during hot air and microwave drying. *Journal of Food Engineering*. Vol 48. 177-182.
3. Soponronnarit, S., Nathakaranakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T., and Rukprang, P. (1998). Fruit drying using heat pump. *RELIC International Energy Journal* 20(1). 39-53
4. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiasuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W.(2001). Heat Pump Dryer Using HFC 22 and HFC 134a as Refrigerants. *International Energy Journal* 2(2). 67-73

## DRYING KINETICS AND QUALITY OF CARROT DRIED BY FAR-INFRARED RADIATION UNDER VACUUM CONDITION

C. Nimmol<sup>1</sup>, S. Devahastin, T. Swasdisevi, and S. Soponronnarit

### ABSTRACT

Drying of carrot cube by far-infrared radiation (FIR) under vacuum was carried out to investigate the effects of various parameters on the drying kinetics and quality of the dried product. Drying experiments were conducted at the controlled surface temperatures of carrot of 60, 70, and 80°C and absolute pressures of 7 and 10 kPa. The quality of the dried carrot was evaluated in terms of shrinkage, rehydration ability and color. The results showed that the time required for drying decreased with an increase of the controlled surface temperature and a decrease of the drying chamber pressure. A decrease in the controlled surface temperature and an increase in the drying pressure led to an increase in shrinkage and rehydration ability of the dried carrot. However, the influences of the controlled surface temperature and the drying pressure on the redness and lightness of the product were not significant ( $p>0.05$ ).

**Keywords:** Colors, drying, far-infrared, rehydration, shrinkage, surface temperature, vacuum

### 1. INTRODUCTION

Carrot is one of the most commonly consumed vegetables because of its high vitamin and fiber content. Carrot is generally consumed in different forms including a dried form. Conventional hot air is a common method that can be used to dry carrot, however, this method leads to loss of thermal energy, requires more drying time, and causes many undesirable changes of the product. Recently, many other drying alternatives have been proposed and applied to many food products, including carrot. Among these methods is infrared drying in which the energy in the form of electromagnetic wave is absorbed directly by the product. Infrared radiation gives high drying rates leading to considerable energy savings and uniform temperature distributions (Ginzburg, 1969; Sandu, 1986; Ratti and Mujumdar, 1995; Afzal, 1999).

Since most foods and other bio-products are heat-sensitive, it is desirable to dry these products at lower temperatures. Vacuum drying is a method widely used to dry heat-sensitive products in which their qualities are deteriorated at elevated temperatures (Jaya and Das, 2003; Drouzas and Schubert, 1996). In vacuum drying, moisture within the product being dried evaporates at lower temperatures giving better product qualities and faster drying process.

To combine the benefits of the above-mentioned drying techniques, Mongpraneet, et al. (2002a,b) proposed a concept of drying using far-infrared radiation (FIR) under vacuum condition. Their study was carried out at different levels of radiation intensities and operating pressures. They found that the product (welsh onion) temperature increased rapidly with an increase of the radiation intensity leading to higher product temperature. This condition resulted in overheating and burning of the product. To avoid these problems it was suggested that the surface temperature of the product should be used to control the radiation intensities.

The objective of this research was to investigate the effects of various parameters, i.e., absolute pressure of the drying chamber and controlled surface temperature, on the drying kinetics and quality of carrot cube undergoing far-infrared radiation under vacuum (FIR-vacuum drying). In this study, the surface temperature of carrot cube was used to control the operation of a far-infrared heater. Comparison was also made with similar sets of data obtained from low-pressure superheated steam drying (LPSSD) and vacuum drying experiments conducted in the same drying chamber (Devahastin et al., 2004).

<sup>1</sup> School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, 91 Pracha u-tid Road, Bangkok 10140, Thailand (chatchai.nim@poppymail.com)

## 2. MATERIAL AND METHODS

### 2.1 Material

Fresh carrot with an initial moisture content of around 9 kg/kg (d.b.) or about 90% (w.b.) was purchased from a local market and stored in a refrigerator at 4°C. Before starting of each experiment carrot was peeled and cut into 1 cm<sup>3</sup> cubes.

### 2.2 Experimental Set-up

A schematic sketch of the FIR-vacuum dryer used in this study is shown in Fig. 1. The dryer consists of a stainless steel drying chamber with an inner dimension of 45×45×45 cm<sup>3</sup> insulated with rock wool; a liquid ring vacuum pump (Nash, ET32030, Germany), which was used to maintain the vacuum in the drying chamber; and a far-infrared heater (INFRAPARA, 220V/250W), which was used to supply radiative energy to the drying sample. The operation of the far-infrared heater was controlled by the surface temperature of the sample (at about 1 mm below the top surface of the sample). The sample tray was made of a stainless steel screen with a dimension of 12×12 cm<sup>2</sup>. The distance between the far-infrared heater and the sample was maintained at 13 cm. The change of the mass of the sample was detected continuously (at 60 seconds interval) using a load cell (Minebea, Ucg-3 kg, Japan). The temperature of the drying sample was also measured continuously (at 30 seconds interval) using type K thermocouple, which was connected to an expansion board (Omega Engineering, EXP-32, USA). Thermocouple signal were then multiplexed to a data acquisition card (Omega Engineering, CIO-DAS16Jr., USA) installed in a PC LABTECH NOTEBOOK software (version 12.1, Laboratory Technologies Corp., USA) was then used to read and record the temperature data.

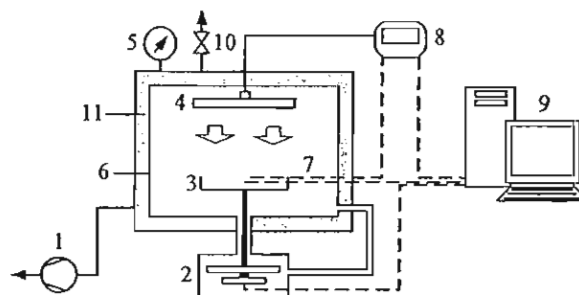


Fig. 1: A schematic sketch of FIR-Vacuum dryer. 1) vacuum pump; 2) load cell; 3) sample tray; 4) far-infrared heater; 5) pressure gauge; 6) drying chamber; 7) thermocouples; 8) temperature controller; 9) pc with data acquisition card; 10) vacuum break-up valve; 11) insulator

### 2.3 Experimental Procedure

Approximately 40 g of prepared carrot cubes (about 35 cubes) was placed on the sample tray. The drying chamber was then sealed tightly. The vacuum pump was switched on to evacuate the drying chamber to the pre-determined operating pressure. The far-infrared heater was also turned on to heat up the sample to the pre-determined controlled surface temperature. The experiments were carried out at the controlled surface temperatures of carrot of 60, 70, and 80°C and absolute pressures of 7 and 10 kPa. The drying experiments were performed until 0.07 kg/kg (d.b.) of moisture content was obtained. All experiments were performed in duplicate.

## 2.4 Shrinkage Measurement

Shrinkage is used as a measure of the quality of many dried agricultural products including carrot. Shrinkage is expressed in terms of the percentage change of the volume of the original sample. Shrinkage of the dried carrot was calculated in this case by the following equation:

$$\%Shrinkage = \left( \frac{V_i - V}{V_i} \right) \times 100 \quad (1)$$

where  $V_i$  and  $V$  are the initial and final volume of carrot sample, respectively. The measurement of the volume was performed using a liquid pycnometer with n-heptene as the working fluid. The average values of 20 samples were reported.

## 2.5 Rehydration Aability

The ability of the dried carrot to reconstitute to its original state when immersing in hot water is measured in terms of the rehydration ratio ( $R$ ). The rehydration ratio, described in terms of the volume ratio, was evaluated by immersing dried carrot in hot water at 100°C for 10 minutes (Devahastin et al., 2004). After 10 minutes the sample was taken out and blotted with paper towel to eliminate excess water on the surface. The volume of the rehydrated and dried samples were measured by a liquid pycnometer with n-heptene as the working fluid. The rehydration ratio of the dried carrot was calculated by the following equation:

$$R = \frac{V_{after}}{V} \quad (2)$$

where  $V_{after}$  and  $V$  are respectively the volume of rehydrated and dried carrot sample. The average values of 20 samples were reported.

## 2.6 Color Measurement

The color changes of the dried samples were measured in a Hunter Lab color system using a colorimeter (Juki, JP7100p, Japan). The color changes, in terms of  $a$  and  $L$  values, were calculated by the following equations:

$$\Delta a = \frac{a - a_i}{a_i} \quad (3)$$

$$\Delta L = \frac{L - L_i}{L_i} \quad (4)$$

where  $a$  and  $L$  are respectively the redness and lightness of the dried carrot, while  $a_i$  and  $L_i$  are the redness and lightness of fresh carrot, respectively. The average values of 20 samples were again reported.

## 2.7 Statistical Analysis

The experimental data were analyzed using an analysis of variance (ANOVA). Duncan's test was used to establish the multiple comparisons of mean values. Mean values were considered significantly different at 95% confidence level ( $p=0.05$ ). A statistical program SPSS (Version 12) was used to perform all statistical calculation.

# 3. RESULTS AND DISCUSSION

## 3.1 Drying Kinetics of Carrot Cubes

The drying times and drying curves of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying are shown in Table 1 and Fig. 2, respectively. Comparisons were also be made with the data of Devahastin et al.

(2004) who dried carrot cube using low-pressure superheated steam drying (LPSSD) and vacuum drying at similar levels of temperature and pressure. It can be seen from Table 1 and Fig. 2 that the drying time decreased with an increase of the controlled surface temperature of carrot and a decrease of the chamber pressure. It is seen again from Table 1 that the drying time of carrot undergoing FIR-vacuum drying was less than those required by LPSSD and vacuum drying at all drying conditions although, in some case, the differences were not much significant, especially when compared with the time required by vacuum drying. This is probably due to the use of rather thick carrot samples (10 mm). Since FIR could not penetrate very far though the sample, the effect of using FIR was not clear when applying it to a thick sample.

Table 1: Drying time of carrot cube at different drying methods and drying conditions

Temperature, °C	Pressure, kPa	Drying times, min		
		FIR-vacuum drying	LPSSD <sup>1</sup>	Vacuum drying <sup>1</sup>
60	10	238	N/A	241
	7	202	389	235
70	10	193	290	223
	7	171	280	205
80	10	154	210	175
	7	130	198	159

<sup>1</sup>Devahastin et al. (2004)

N/A implies that the final moisture of carrot of 0.07 kg/kg (d.b.) was not obtainable at this condition

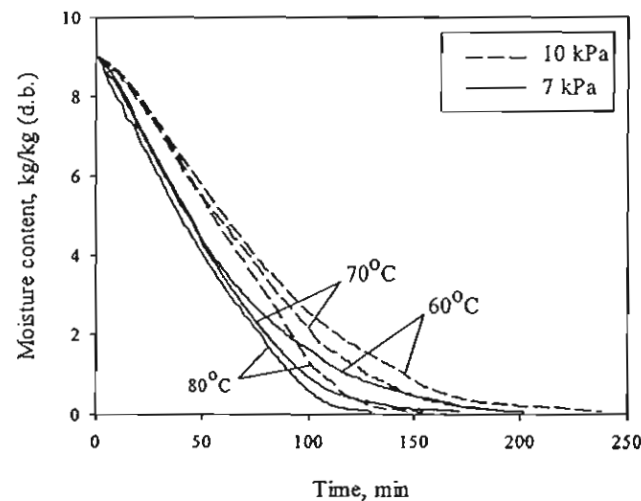


Fig. 2: Drying curves of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions

Comparison of the drying curves presented in Fig. 2 reveals that carrot cubes undergoing FIR-vacuum drying at the same pressure lost their moisture at almost the same rates during the first 70 minutes of drying although their controlled surface temperatures were different. This is due to the fact that carrot cubes were still probably in the constant rate period and hence the surface temperature of carrot was always at a fixed value close to the boiling point of water at the corresponding operating pressure (not at the boiling point since far-infrared heater was presented). Once the surface of carrot started to dry the surface temperature of carrot began to rise and the effect of the different levels of controlled surface temperature became more obvious. During the later stage of drying higher controlled surface temperature resulted in higher rates of moisture reduction, as expected.

Fig. 3 illustrates the temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions. It can be seen from this figure that the temperature of carrot cube,

measured at its center, fell suddenly from its initial value within the first 5 minutes of the process. This is due to the rapid reduction of the chamber pressure, which led to some flash evaporation of surface moisture. After this period the temperature of carrot gradually rose to the pre-determined controlled surface temperature.

It is also observed from Fig. 3 (a) and (b) that the rate of change in the carrot temperature within the first 90 minutes (in the case of drying at 10 kPa) and 75 minutes (in the case of drying at 7 kPa) were nearly the same at any controlled surface temperature. After that the temperature of carrot rose to the desired controlled surface temperature. This is due to the fact that the far-infrared heater was switched on continuously until the controlled surface temperature at each condition was reached. Therefore, the level of radiation experienced by the drying sample was more or less the same in all cases.

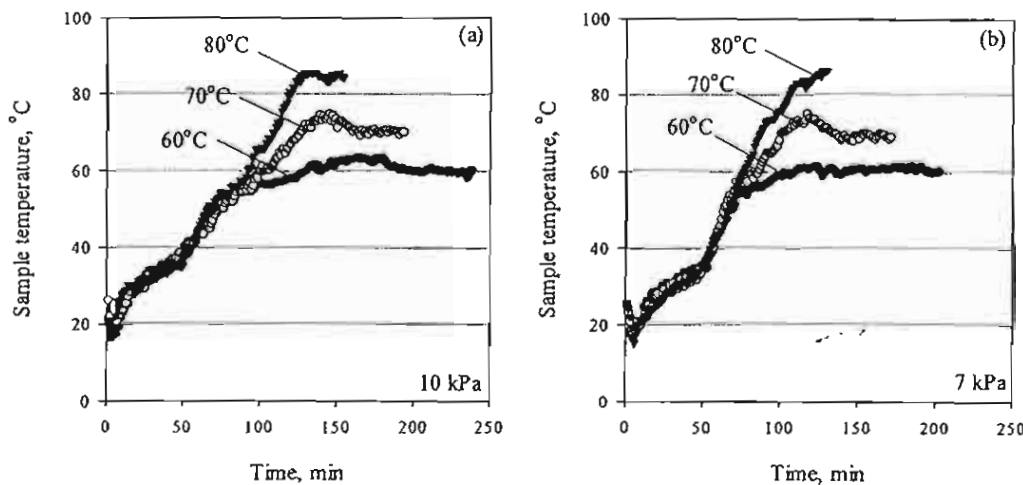


Fig. 3: Temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying conditions

Fig. 4 (a) to (c) depicts the effect of the drying pressure on the temperature evolution of carrot cube at the controlled surface temperature of 60, 70, and 80°C, respectively. As revealed by this figure the temperature of carrot dried at a lower pressure (7 kPa) was slightly lower than at a higher pressure (10 kPa) during the first 60 minutes of the process. This is due to the fact that the drying chamber pressure was the dominant factor influencing the temperature and moisture content of carrot. After 60 minutes the amount of moisture within carrot was smaller and the amount of thermal energy supplied by the far-infrared heater became the main factor influencing the temperature of carrot led to a more rapid increase of the carrot temperature at a lower pressure than at a higher pressure.

### 3.2 Shrinkage of Carrot Cube

Table 2 lists the shrinkage results of dried carrot underwent different drying conditions. It can be seen that shrinkage of dried carrot was higher at the condition of longer drying duration, e.g., at a higher operating pressure or at a lower controlled surface temperature. However, the effect of the drying pressure on the shrinkage of dried carrot at a higher controlled surface temperature was not significant. These results were similar to those reported by Mongpraneet et al. (2002b) who observed that the shrinkage of welsh onion was higher at a lower level of radiation intensities.



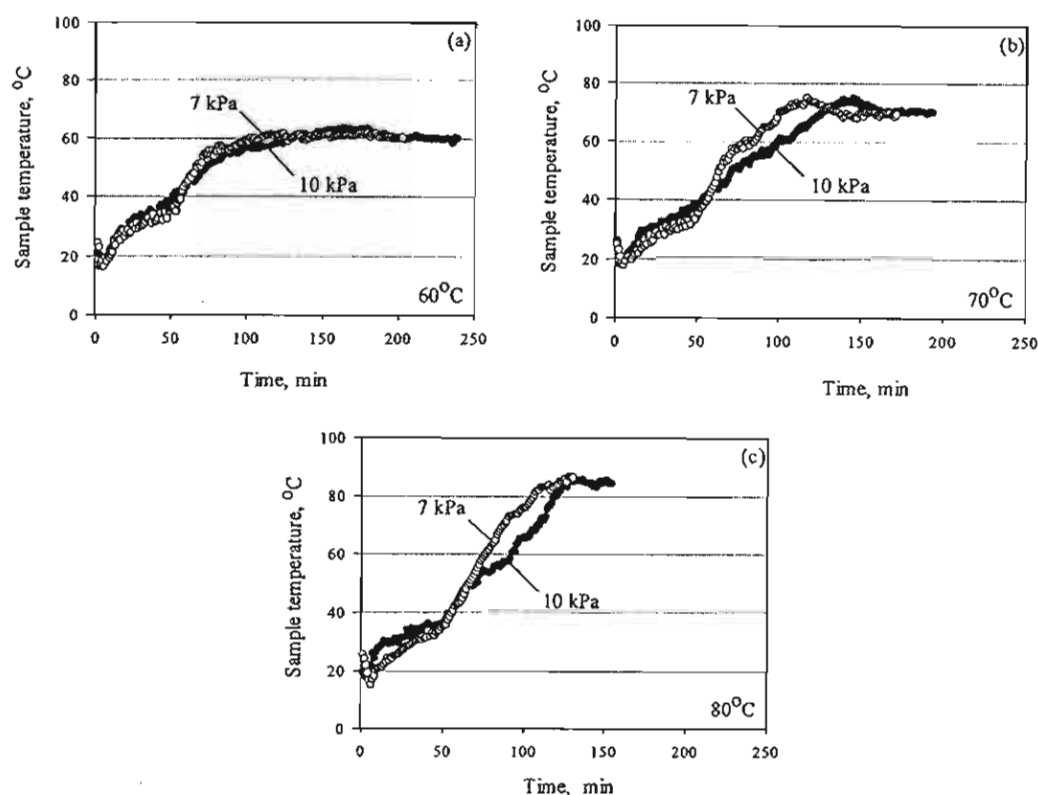


Fig. 4: Temperature evolution of carrot cube undergoing FIR-vacuum drying at different drying chamber pressure

Table 2: Shrinkage and rehydration ratio of dried carrot at different drying conditions<sup>1</sup>

Temperature, °C	Pressure, kPa	Shrinkage, %	Rehydration ratio
60	10	$92.14 \pm 0.22^d$	$4.19 \pm 0.08^d$
	7	$91.87 \pm 0.57^d$	$4.07 \pm 0.14^c$
70	10	$91.40 \pm 0.27^c$	$4.00 \pm 0.11^{bc}$
	7	$91.12 \pm 0.17^b$	$3.93 \pm 0.09^{ab}$
80	10	$90.75 \pm 0.23^{ab}$	$3.88 \pm 0.06^a$
	7	$90.61 \pm 0.60^a$	$3.87 \pm 0.05^a$

<sup>1</sup>Values in the same column with different superscripts means that the values are significantly different ( $p < 0.05$ )

Regarding the effect of different drying methods it was found that the degrees of shrinkage of FIR-vacuum, LPSSD, and vacuum dried carrot were quite similar. However, the shrinkage pattern of carrot dried by FIR-vacuum method was nonuniform as compared with that dried by LPSSD (Devahastin et al., 2004). The photographs of FIR-vacuum dried carrot cubes are depicted in Fig. 5.

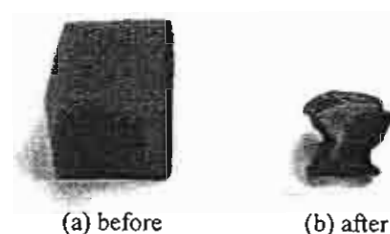


Fig. 5: Photographs of FIR-vacuum dried carrot cube both before and after drying

### 3.3 Rehydration Behavior of Carrot Cube

The rehydration ability of carrot cube underwent different drying conditions, which is expressed in terms of the rehydration ratio is also listed in Table 2. It can be seen that the rehydration ability of dried carrot was lower at the condition of shorter drying, e.g., at a lower drying pressure or at a higher controlled surface temperature. This is due to the fact that at these conditions the temperature of carrot was very high, especially during the later stage of drying. This led to a formation of dense or rigid layers on the surface, which prevented the absorption of water during rehydration. Fig. 6 shows the photographs of FIR-vacuum dried carrot cubes both before and after rehydration.

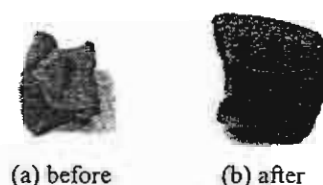


Fig. 6: Photographs of FIR-vacuum dried carrot cube both before and after rehydration

In comparison with LPSSD and vacuum drying (Devahastin et al., 2004) it was observed that the rehydration ability of FIR-vacuum dried carrot was much lower than that of LPSSD and vacuum dried carrot at similar conditions, especially at prolonged drying conditions. This is due to the fact that, in the case of FIR-vacuum drying, dense or rigid layers were formed rapidly compared with the case of LPSSD and vacuum drying.

### 3.4 Colors of Carrot Cube

Table 3 lists the changes of redness and lightness of dried carrot underwent different drying conditions. It was observed that dried carrot was redder than the fresh one for all drying conditions as indicated by the positive values of  $\Delta a$ . This is probably due to an increase of color pigment concentration caused by the moisture removal. It can also be seen from Table 3 that dried carrot was darker than the fresh one for all drying conditions as indicated by the negative values of  $\Delta L$ . However, the effect of the controlled surface temperature and the drying pressure on the redness and lightness of carrot were not significant in all cases. This may probably due to the fact that the ranges of the controlled surface temperature and drying pressure tested were not large enough.

In comparison with LPSSD and vacuum drying (Devahastin et al., 2004) it was found that the results obtained by FIR-vacuum drying were significantly different from LPSSD and vacuum drying. LPSSD yielded dried carrot of redder and lighter colors than those obtained by FIR-vacuum and vacuum drying.

Table 3: Redness and lightness of dried carrot at different drying conditions<sup>1</sup>

Temperature, °C	Pressure, kPa	$\Delta a$	$\Delta L$
60	10	$0.084 \pm 0.008^a$	$-0.088 \pm 0.005^b$
	7	$0.087 \pm 0.007^a$	$-0.087 \pm 0.005^{ab}$
70	10	$0.080 \pm 0.008^a$	$-0.090 \pm 0.006^a$
	7	$0.081 \pm 0.007^a$	$-0.090 \pm 0.007^a$
80	10	$0.080 \pm 0.008^a$	$-0.091 \pm 0.004^a$
	7	$0.080 \pm 0.006^a$	$-0.089 \pm 0.008^a$

<sup>1</sup>Values in the same column with different superscripts means that the values are significantly different ( $p < 0.05$ )

#### 4. CONCLUSIONS

Experiments on FIR-vacuum drying of carrot cube showed that the time required for drying decreased with an increase of the controlled surface temperature and a decrease of the drying chamber pressure. The influence of the controlled surface temperature and drying pressure on the redness and lightness of the dried carrot were not significant. Drying time required to dry carrot by FIR-vacuum drying was lower than that required by LPSSD and vacuum drying. However, LPSSD yielded carrot of higher rehydration ability and redder than that obtained by FIR-vacuum drying. Combination of LPSSD and FIR is suggested in a future study to combine the advantages of these two drying processes.

#### ACKNOWLEDGEMENTS

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

#### REFERENCES

1. Afzal, T.M., Abe, T. and Hikida, Y., 1999, "Energy and Quality Aspects During Combined FIR-Convection Drying of Barley", *Journal of Food Engineering*, Vol. 42, pp. 117-182.
2. Devahastin, S., Suvarnakuta, P., Soponronnarit, S. and Mujumdar, A.S., 2004, "A Comparative Study of Low-Pressure Superheated Steam and Vacuum Drying of a Heat-Sensitive Material", *Drying Technology*, Vol. 22, pp. 1845-1867.
3. Drouzas, A.E. and Schubert, H., 1996, "Microwave Application in Vacuum Drying of Fruits", *Journal of Food Engineering*, Vol. 28, pp. 203-209.
4. Ginzburg, A.S., 1969, "Application of Infrared Radiation in Food Processing", *Chemical and Process Engineering Series*, Leonard Hill, London.
5. Jaya, S. and Das, H., 2003, "A Vacuum Drying Model for Mango Pulp", *Drying Technology*, Vol. 21, pp. 1215-1234.
6. Mongpraneet, S., Abe, T. and Tsurusaki, T., 2002a, "Accelerated Drying of Welsh Onion by Far Infrared Radiation under Vacuum Conditions", *Journal of Food Engineering*, Vol. 55, pp. 147-156.
7. Mongpraneet, S., Abe, T. and Tsurusaki, T., 2002b, "Far Infrared-Vacuum and Convection Drying of Welsh Onion", *Transactions of the ASAE*, Vol. 45, pp. 1529-2535.
8. Ratti, C. and Mujumdar, A.S., 1995, "Infrared Drying", pp. 567-588, in A.S. Mujumdar (Ed.) *Handbook of Industrial Drying: Volume 1*, 2<sup>nd</sup> edition, Marcel Dekker, New York.
9. Sandu, C., 1986, "Infrared Radiative Drying in Food Engineering: A Process Analysis", *Biotechnology Progress*, Vol. 2, pp. 109-119.

## การพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไซ์เบดสำหรับเชื้อเพลิงแกลบ Development of a Vortexing-Fluidized bed Combustor for Rice Husk Fuel

ฐานิย์ เมธิยานันต์<sup>1</sup> นิวัติ พิริะรุ่งโรจน์<sup>1</sup> อติศักดิ์ นาดกรณกุล<sup>2</sup> และ สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์<sup>2</sup>

<sup>1</sup>ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 51 ถ.เชื่อมสัมพันธ์ เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530

โทร 02-9883666 ext. 244 หรือ 09-8160456 E-mail : thanid\_m@yahoo.com<sup>1</sup>

<sup>2</sup>คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.พระยาอุทิส แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10400

โทร 02-4708693-9 ext. 111 E-mail : somchart.sop@kmutt.ac.th<sup>2</sup>

### บทคัดย่อ

เตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไซ์เบด(Vortex-Fluidized Bed Combustor, VFBC) สำหรับเชื้อเพลิงแกลบได้ถูกพัฒนาขึ้นโดยรวมลักษณะของการเผาไหม้วอร์เทคกับฟลูอิดไซ์เบดไว้ด้วยกัน อัตราการป้อนเชื้อเพลิงและอัตราการไหลของอากาศในแต่ละส่วนแตกต่างกันไปในแต่ละการทดลองจากการทดลองพบว่า ขณะที่เกิดการเผาไหม้ห้องเผาไหม้ของเตาเผาจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วนตามลักษณะการเผาไหม้คือ 1) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคขึ้นไปซึ่งมีลักษณะการเผาไหม้แบบวอร์เทค การหมุนวนของอากาศเหนือวงแหวนมีส่วนสำคัญในการช่วยดักจับอนุภาคขนาดใหญ่ที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้หนีออกไปจากเตา และ 2) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ด้านล่างวงแหวนวอร์เทคลงมาซึ่งเกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิดไซ์เบดจะเด่นชัดมากโดยมีการกระจายอุณหภูมิสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาซึ่งทำให้ได้ภาวะความร้อนสูงสุดเท่ากับ  $0.825 \text{ MW}_t/\text{m}^3$  การเกิดฟลูอิดไซ์เชนภายในเตาไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยผสมลงในเบด และปริมาณอากาศส่วนเกินจะส่งผลต่อประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาโดยพบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาจะมีค่าสูงสุดประมาณ 85 % และอุณหภูมิแก๊สร้อนตรงทางออกมีค่าประมาณ  $1,060^\circ\text{C}$  การควบคุมอุณหภูมิภายในเตาเผาไม่ให้เกินกว่า  $1,000^\circ\text{C}$  โดยการปรับอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สามให้เหมาะสมและสุดท้ายพบว่าปริมาณ  $\text{CO}$  และ  $\text{NO}_x$  ที่ปล่อยออกมาจากเตาอยู่ในเกณฑ์ต่ำกว่ามาตรฐานโดยมีค่าไม่เกิน 15 และ 118 ppm ตามลำดับ

### Abstract

Vortexing-Fluidized Bed Combustor (VFBC) for rice husk with combining the features of vortexing-fluidized Bed combustion was developed in this research. Rice husk feed rate and airflow rate of each part were varied from experimental to the other. During combustion process, the experimental result shown that combustion chamber was divided into two categorizes by mechanism of combustion namely 1) combustion chamber occupying above the vortexing ring which vortexing combustor took place. The aggressive swirling of air above vortexing ring

much help in trapping the large unburn partical and preventing partical escaping from the combustor and 2) combustion chamber locating below the vortexing ring which combustor was dominated by fluidized bed combustion resulted by the uniformity of the temperature distribution across the chamber. This efficient space utilization offered the highest thermal load of combustor that is  $0.825 \text{ MW}_t/\text{m}^3$ . Moreover, no any inert material was necessary to mix in to the bed for promoting fluidization. It was also found that the excess air directly affected on thermal efficiency and with 110% excess air gave the highest thermal efficiency of 85% and combustion gas temperature at the exit was around  $1,060^\circ\text{C}$ . To control temperatures inside the combustor to not exceed  $1,000^\circ\text{C}$ , the thirdly air could be supplied with appropriate airflow rate. Finally, the amount of  $\text{CO}$  and  $\text{NO}_x$  were less than 15 and 118 ppm, respectively, which were considerably lower than the acceptable standard level.

### 1. บทนำ

เนื่องจากในแต่ละปีอุตสาหกรรมโรงสีข้าวอุตสาหกรรมแปรรูปอาหารสัตว์มีความต้องการพลังงานความร้อนไปใช้ในกระบวนการผลิตเป็นจำนวนมาก เช่น ใช้ในการอบแห้ง ผลิดินเอน เป็นต้น ซึ่งทำให้มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูงและประเทศต้องนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศเข้ามาใช้จำนวนมากจึงได้มีผู้ประกอบการหลายรายภายในประเทศผลิตเตาเผาไหม้ที่ใช้เชื้อเพลิงจากชีวมวล เช่น แกลบ ชังข้าวโพดเป็นต้นเพื่อใช้กับอุตสาหกรรมดังกล่าวโดยเตาที่ผลิตขึ้นภายในประเทศ ได้แก่เตาเผาไหม้แบบปล่องควันและตะแกรงเอียง และเตาเผาไหม้ไซโคลนซึ่งเตาเผาไหม้ไซโคลน [1] การเผาไหม้โดยใช้หลักการของการไหลวนหรือการไหลแบบวอร์เทคได้เป็นที่รู้จักกันแพร่หลายมาหลายทศวรรษแล้ว ซึ่งนอกจากทำหน้าที่ผลิตความร้อนแล้วยังทำหน้าที่ดักเก็บไม่ให้หลุดลอยออกไปพร้อมกับแก๊สเผาไหม้ด้วย ต่อมาได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [2, 3, 4] สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิดไซ์เบดก็ได้มีการพัฒนามานานแล้วเช่นกัน ส่วนใหญ่จะใช้กับเชื้อเพลิงถ่านหินเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าแต่ก็มีการ

<sup>1</sup>Corresponding author

นำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวลเช่นกัน [5, 6, 7] แต่เนื่องจากเชื้อเพลิงชีวมวลส่วนใหญ่จะมีรูปร่างที่ไม่เป็นทรงกลมและมีความหนาแน่นต่ำเช่น แกลบ ชี้อย่อย เป็นต้น ทำให้ยากต่อการทำให้เกิดฟลูอิดิเซชัน จึงมีความจำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยที่ไม่ทำปฏิกิริยาออกซิเดชันจำพวกทรายซิลิกา อลูมินา ผสมลงในเบดในอัตราส่วนที่เหมาะสม [5, 8] อย่างไรก็ตามการผสมวัสดุเฉื่อยเหล่านี้ลงไปจะทำให้ความดันตกคร่อมห้องเผาไหม้มีค่าสูงมากจำเป็นต้องใช้พัดลมขนาดใหญ่ทำให้สิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าในส่วนนี้สูง และเมื่อประมาณ 10 กว่าปีมานี้ ได้มีการพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิดิเซชันซึ่งใช้กับถ่านหินบด และเป็นเตาชนิดที่ป้อนเชื้อเพลิงเข้าทางด้านล่างของเบด [9, 10, 11] และได้มีการพัฒนาขึ้นโดยมีการเพิ่มอากาศส่วนที่สอง ซึ่งถูกฉีดเข้าไปในแนวสัมผัสในบริเวณ free board โดยจะทำให้เกิดการหมุนวนของแก๊สเผาไหม้และอนุภาคขึ้นในบริเวณ free board การฉีดอากาศส่วนที่สองสามารถทำได้ที่ระดับความสูงต่างๆ ของตัวเตา ผลของการเกิดวอร์เทจจากการฉีดอากาศเข้าไปในแนวสัมผัสนี้จะทำให้สามารถดักอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้หลุดลอยออกไปจากเตาและยังทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคเชื้อเพลิง ระหว่างบริเวณเบดด้านล่างกับบริเวณที่เกิดวอร์เทจใน free board ส่งผลให้สามารถลดความสูงของเตาฟลูอิดิเซชันได้ งานวิจัยเหล่านี้ [9, 10, 11] คล้ายคลึงกับ U.S. Patent no. 4,867,079 [17] ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว ซึ่งเตาเผาไหม้ฟลูอิดิเซชันที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลในประเทศไทยยังไม่มีการผลิตขายแต่ในต่างประเทศได้มีการทำวิจัยในห้องปฏิบัติการพบว่าจุดเด่นที่น่าสนใจอยู่หลายประการซึ่งสามารถนำข้อมูลมาเปรียบเทียบกับเตาเผาไหม้ไฮโคลนได้ดังแสดงในตารางข้างล่างดังนี้

ตารางที่ 1 เปรียบเทียบลักษณะและคุณสมบัติของเตาเผาไหม้ไฮโคลนและฟลูอิดิเซชัน [4, 5]

เตาเผาฟลูอิดิเซชัน	เตาเผาไฮโคลน
1 ค่าภาระความร้อนเตาประมาณ 1 MW/m <sup>3</sup>	1 ค่าภาระความร้อนเตาประมาณ 0.34 MW/m <sup>3</sup>
2 อัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของเตา (H/D) ประมาณ 13	2 H/D มีค่าประมาณ 2.5
3 ประสิทธิภาพการเผาไหม้อยู่ในช่วง 80-95%	3 ประสิทธิภาพการเผาไหม้อยู่ในช่วง 65-80%
4 ต้องใช้วัสดุเฉื่อย จำพวกซิลิกา อลูมินา เป็นต้น ผสมลงในเบด	4 ไม่ต้องใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงในเบด
5 เข้าสามารถลอยออกไปพร้อมกับอากาศร้อนที่ท่อทางออก	5 ต้องมีระบบลำเลียงทางกลในการลำเลียงเข้าออกจากเตา

และเมื่อไม่นานมานี้ได้มีการศึกษาพฤติกรรมการไหลของแก๊ส-อนุภาคภายในเตาเผาไหม้วอร์เทจพบว่าบริเวณใกล้ผนังเตาอากาศที่จะมีการไหลในทิศทางลง(สู่ด้านล่างเตา)ซึ่งจะทำให้เกิดการหมุนเวียนของอนุภาคภายในเตา และมีส่วนสำคัญให้ residence time นานขึ้น [12]

## 2. ขั้นตอนการออกแบบเตาเผาเตาเผาไหม้วอร์เทจ-ฟลูอิดิเซชัน (Vortex-Fluidized Bed Combustor, VFBC)

จากผลการศึกษาพฤติกรรมของอากาศ-แก๊สภายในเตาเผาไหม้จำลอง[13]แสดงให้เห็นถึงแนวโน้มที่สามารถจะนำหลักการดังกล่าวไปใช้กับเตาเผาไหม้วอร์เทจ-ฟลูอิดิเซชัน(Vortex-fluidized bed combustion, VFBC)จริงได้จึงได้นำข้อมูลจากการศึกษาในช่วงต้นมาใช้เป็นแนวทางในการออกแบบเตาเผา VFBC ในระดับห้องปฏิบัติการ ซึ่งเตาเผา VFBC เป็นเตาเผาที่ถูกออกแบบมาเพื่อรวมเอาลักษณะเด่นของเตาเผาแบบไฮโคลนและเตาเผาแบบฟลูอิดิเซชันเข้าด้วยกันโดยเตาเผา VFBC มีขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางภายในเตาเผาเท่ากับ 40 cm สูง 110 cm ดังแสดงในรูปที่ 1a และสามารถแบ่งเตาเผาออกเป็น 2 ส่วน ตามลักษณะรูปร่างของเตาดังแสดงในรูปที่ 1a ส่วนที่หนึ่งรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกระบอกและส่วนที่สองรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกรวยทรงแปดโดยบริเวณปลายกรวยถูกตัดเพื่อติดตั้งแผ่นกระจายอากาศ(Air Distributor)สำหรับอากาศส่วนที่สอง

อากาศที่ถูกใช้ในการเผาไหม้แก๊สภายในเตาเผา VFBC สามารถแบ่งออกได้เป็น 3 ส่วนดังแสดงในรูปที่ 1b คือ 1)อากาศส่วนที่หนึ่ง (Primary Air)คืออากาศที่นำแก๊สเข้าสู่เตาเผาซึ่งจะถูกป้อนในแนว Tangential ทางด้านบนของห้องเผาไหม้แบบทรงกระบอก เพื่อทำให้เกิดการหมุนวนของอากาศและแก๊สแบบวอร์เทจ 2)อากาศส่วนที่สอง (Secondary Air)จะถูกจ่ายผ่านแผ่นกระจายลมเข้าสู่เตาเผา VFBC ที่บริเวณด้านที่ด้านล่างของห้องเผาไหม้ที่มีลักษณะเป็นทรงกรวยทรงแปดทำให้เกิดพฤติกรรมแบบฟลูอิดิเซชันทั้งในบริเวณของห้องเผาไหม้ที่อยู่ถัดจากวงแหวนวอร์เทจลงมา โดยรูปร่างของเตาเผาแบบทรงกรวยทรงแปดจะช่วยทำให้แก๊สลอยตัวได้ง่ายและอนุภาคในเบดมีสภาพหมุนเวียนทั่วถึงโดยไม่ต้องใช้วัสดุเฉื่อยมาผสมลงในเบด และ3)อากาศส่วนที่สาม (Thirdly Air)จะเป็นอากาศที่ถูกจ่ายในแนว Tangential ที่ตำแหน่งด้านข้างเตาเผาแบบทรงกระบอกในระดับความสูงเท่ากับ 55 cm. เพื่อลดอุณหภูมิในห้องเผาไหม้ที่เกิดการเผาไหม้แบบฟลูอิดิเซชัน

## 3. วิธีการทดลอง แบ่งออกเป็น 2 ส่วนหลักๆ คือ

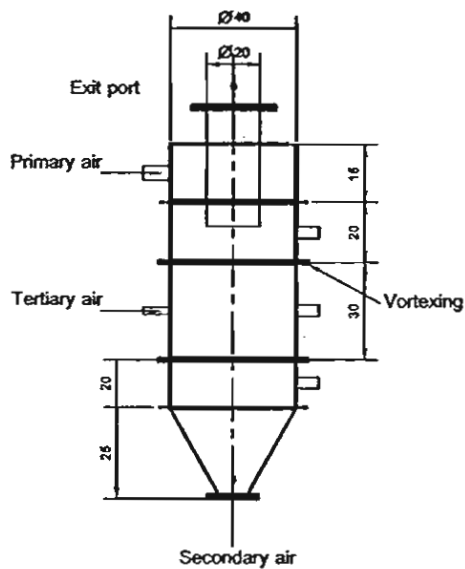
### 3.1 การทดลองเบื้องต้นเพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานของ

#### เตาเผา VFBC

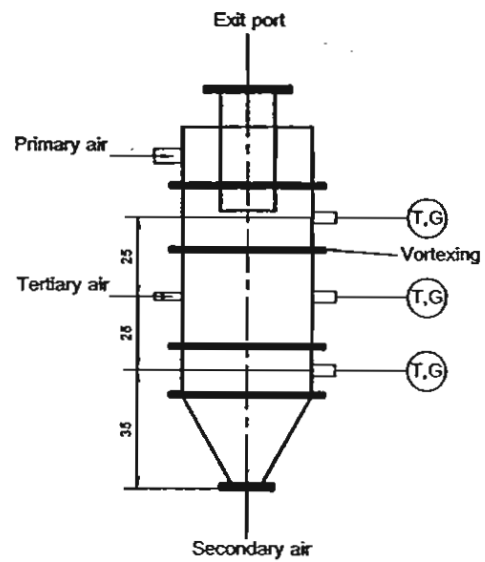
เตรียมอุปกรณ์การทดลองดังแสดงในรูปที่ 2 ทำการติดเตาเผาโดยใช้แก๊สเป็นเชื้อเพลิงแก๊สและอุณหภูมิภายในห้องเผาไหม้ประมาณ 600 °C จึงเริ่มทำการทดลอง

1. ปรับอัตราการไหลของอากาศและแก๊สให้สอดคล้องกับเงื่อนไขการทดลองที่ 1-6 ในตารางที่ 2 ในการทดลองจะใช้ Blower 2 ตัว ตัวละ 2.2 kW ในการวัดอัตราการไหลของอากาศใช้ออร์ฟิซมิเตอร์ซึ่งถูกปรับเทียบจาก Hot wire anemometer ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้ และสามารถควบคุมอัตราการทำงานของแก๊สโดยใช้ frequency inverter ที่ใช้ควบคุมความเร็วรอบของ Motor ในการป้อนแก๊ส

2. เริ่มบันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งท่อทางออกเตาเผา VFBC ทุก 5 นาทีจนครบ 120 นาที โดยใช้ Thermocouple type K และใช้ Indicator ซึ่งมีความละเอียด  $\pm 1^{\circ}$

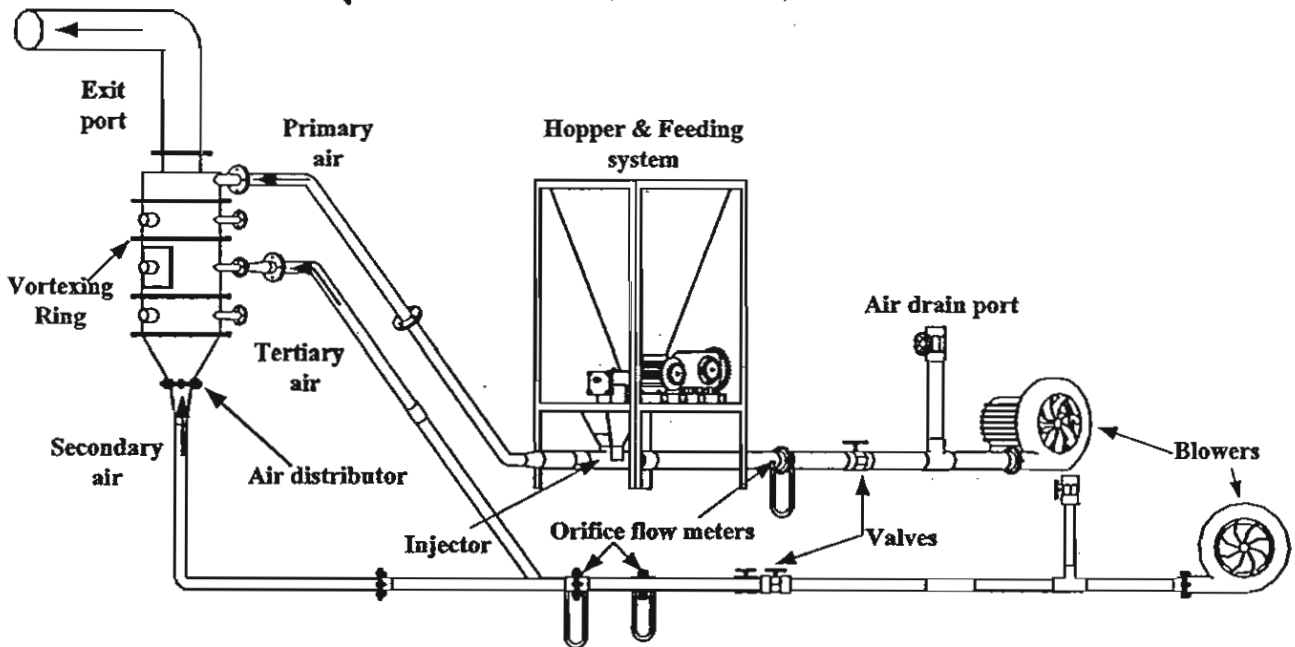


(a) Dimensions of VFBC



(b) Temperature (T) and combustion gas component (G) measure positions

รูปที่ 1 Dimensions and Temperature measure positions of VFBC



รูปที่ 2 Schematic diagram of the overall experimental set-up of VFBC

### 3.2 การศึกษาผลของปริมาณอากาศส่วนที่สามต่อสมรรถนะของ VFBC

(อุปกรณ์การทดลองเป็นชุดเดียวกับชุดศึกษาการทดลองเบื้องต้น เพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานของเตาเผา VFBC)

1. การปรับอัตราการไหลของแก๊สและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขการทดลองที่ 7-10 ในตารางที่ 2

2. เริ่มบันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่ง  $Y = 0.35$  m โดยอ้างอิงตำแหน่ง

ความสูงจากแผ่นกระจายลม (Air distributor) ที่ตำแหน่ง  $r/R = 0.05, 0.1, 0.15, 0.2, 0.25, 0.3, 0.35, 0.4, 0.45, 0.5, 0.55, 0.6, 0.65, 0.7, 0.75, 0.8, 0.85, 0.9, 0.95$  และ  $1.0$  เกือบที่ได้จากการเผาไหม้

3. บันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่งทางออกและตรวจวัดองค์ประกอบของแก๊สที่เกิดจากการเผาไหม้โดยใช้เครื่อง Gas analyzer รุ่น GA-40T plus

4. ทำการทดลองซ้ำข้อ 2-3 โดยบันทึกอุณหภูมิที่ตำแหน่ง  $Y = 0.60$  m และ  $0.85$  m ตามลำดับ

ตารางที่ 2 The operation condition of VFBC

		The preliminary study of VFBC operation condition						The study of the effects of thirdly airflow on performance of VFBC			
Run No.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Specific Rice husk feed rate	(kg/h-m <sup>3</sup> )	160	187	213	240	240	240	240	240	240	240
Primary air											
Flow rate	(m <sup>3</sup> /min)	2.75	2.75	2.75	2.2	2.33	2.75	2.08	2.08	2.08	2.08
Velocity	(m/s)	22.7	22.7	22.7	18.2	19.2	22.7	17	17	17	17
Secondary air											
Flow rate	(m <sup>3</sup> /min)	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.85	0.85	0.85	0.85
Velocity	(m/s)	2	2	2	2	2	2	1.75	1.75	1.75	1.75
Thirdly air											
Flow rate	(m <sup>3</sup> /min)	-	-	-	-	-	-	-	0.37	0.76	1.124
Velocity	(m/s)	-	-	-	-	-	-	-	12.34	25	37.01
Excess air	(%)	110	170	138	77	85	110	70	90	110	130

ตารางที่ 3 แสดงสมรรถนะในการวัดปริมาณแก๊สเสียของ

Gas analyzer รุ่น GA-40T plus

Gas	Range
O <sub>2</sub>	0 - 20.9%
CO <sub>2</sub>	0 - 50%
CO	0 - 4,000 ppm
NO <sub>x</sub>	0 - 5,000 ppm
SO <sub>2</sub>	0 - 5,000 ppm

ประสิทธิภาพเชิงความร้อน( $\eta_{th}$ )ของเตาเผาได้ด้วยสมการดังนี้

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_a (c_{p,a} T_e - c_{p,a} T_i)}{\dot{m}_f HHV} \quad (1)$$

เมื่อ

- $\dot{m}_a$  = อัตราการไหลของอากาศ, kg/s
- $\dot{m}_f$  = อัตราการป้อนเชื้อเพลิงแกลบ, kg/s
- $c_{p,a}, c_{p,f}$  = ค่าความจุความร้อนของแก๊สเสียและอากาศที่เข้าเตาเผาใหม่
- $HHV$  = ค่าความร้อนสูงของแกลบ = 14.5 MJ/kg
- $T_e$  = อุณหภูมิแก๊สเสียที่ตำแหน่งทางออกของ VFBC
- $T_i$  = อุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งทางเข้าของ VFBC

โดยกำหนดให้  $c_{p,g}$  ที่ตำแหน่งทางออกเท่ากับ  $c_{p,a}$  ที่มีอุณหภูมิแก๊สเสีย

#### 4. ผลการทดลอง

เนื่องจากงานวิจัยนี้เป็นงานวิจัยเบื้องต้นดังนั้นเพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานที่เหมาะสมของเตาเผา VFBC จึงได้กำหนดเงื่อนไขทดลองออกเป็น 6 เงื่อนไขโดยเปลี่ยนอัตราการไหลของแกลบและอากาศต่างๆ กันดังแสดงในตารางที่ 2 เงื่อนไขการทดลองที่ 1-6

#### 4.1 การทดลองเบื้องต้นเพื่อให้รู้ถึงเงื่อนไขการทำงานของเตาเผา VFBC

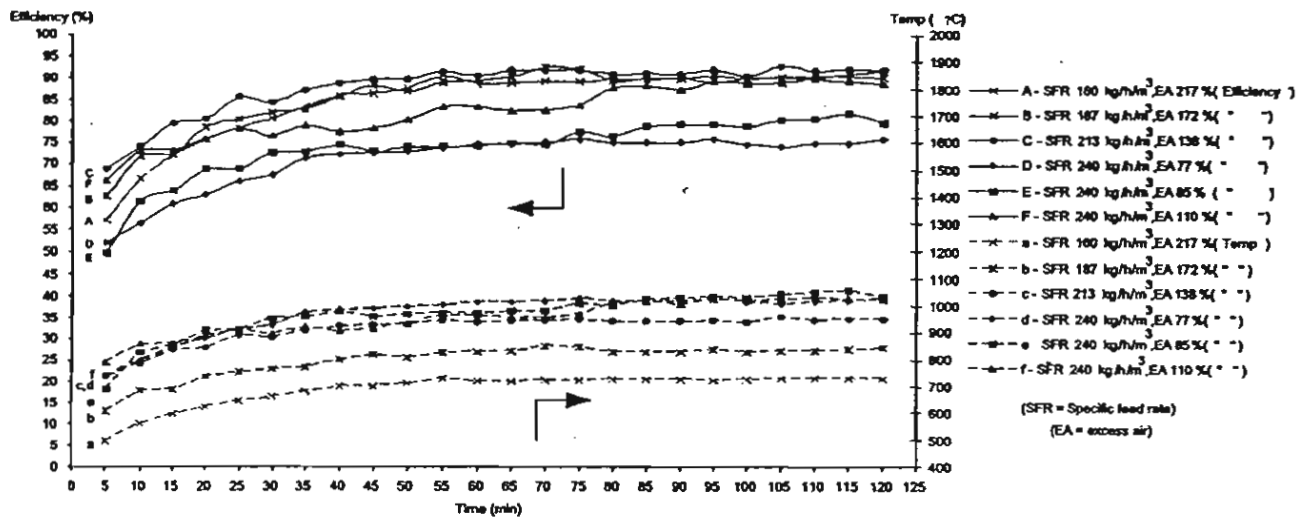
จากผลการทดลองสามารถสรุปในประเด็นสำคัญได้ดังนี้

4.1.1 จากการสังเกตการเผาไหม้ผ่านช่องมองของเตาเผา VFBC พบว่าการเกิดฟลูอิดไชน์เซชันจะครอบคลุมบริเวณตั้งแต่ด้านล่างของเตาเผา VFBC จนถึงบริเวณที่เป็นที่คั่งของวงแหวนวอร์เทกซ์(Vortexing ring)ซึ่งการเกิดฟลูอิดไชน์เซชันของแก๊สเผาไหม้กับอนุภาคภายในของเตาเผาจะสอดคล้องกับการเกิดฟลูอิดไชน์เซชันของอากาศ-แกลบในกรณีเตาเผาใหม่จำลอง[13]

4.1.2 การเกิดฟลูอิดไชน์เซชันภายในเตาเผา VFBC ไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเชื้อเพลิงฟอสซิลหรือลูมินาลงไปในเบดเหมือนเช่นในเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดโดยทั่วไป

4.1.3 เตาเผา VFBC สามารถทำอัตราการทำป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ (SFR) ได้ 240 kg/h/m<sup>3</sup> ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 110% เมื่อคำนวณเป็นค่าการะความร้อนของเตา(โดยกำหนดให้ HHV ของแกลบ = 14.5 MJ/kg)ที่  $\eta_{th}$  87% จะมีภาระความร้อนเท่ากับ 0.84 MW<sub>th</sub>/m<sup>3</sup> ซึ่งความจริงอาจสามารถป้อนเชื้อเพลิงด้วยอัตราที่มากกว่านี้ได้ถ้าเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินให้มากขึ้นโดยการจ่ายอากาศส่วนที่สามเข้าไปในเตา จากการทดลองจะได้ว่า SFR ที่เตาเผา VFBC ทำได้มีค่าใกล้เคียงกับของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดสำหรับเชื้อเพลิงชีวมวลซึ่ง SFR มีค่าประมาณ 265 kg/h/m<sup>3</sup> [5] และสูงกว่าที่เตาเผาไหม้ไฮโดรเจนที่ผลิตขายอยู่ภายในประเทศทำได้ ซึ่ง SFR มีค่าสูงสุดประมาณ 110 kg/h/m<sup>3</sup>

4.1.4 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตา( $\eta_{th}$ )ในกรณีที่ทำ SFR เท่ากับ 240 kg/h/m<sup>3</sup> (กรณี F ในรูปที่ 3)พบว่าค่า  $\eta_{th}$  จะเพิ่มขึ้นไปตามเวลาที่เตาทำงานโดยจะเริ่มคงที่เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 90 นาที (และเป็นจริงสำหรับในกรณีอื่นๆ ด้วย)โดย  $\eta_{th}$  จะมีค่าประมาณ 87% ซึ่งถึงแม้จะต่ำกว่าในกรณีของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชน์เบดซึ่ง  $\eta_{th}$  มีค่าในช่วง 90-95% แต่ก็สูงกว่าของเตาไฮโดรเจนมากซึ่ง  $\eta_{th}$  มีค่าประมาณ 65-80%



รูปที่ 3 The variation of thermal efficiency of VFBC and exhaust gas temperature with various of rice husk feed rate and excess air

4.1.5 อุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงเวลา 30 นาทีแรกของการทดลอง และจากนั้นอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิก็จะเริ่มลดน้อยลงจนกระทั่งเข้าสู่สภาวะคงตัว โดยอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้จะมีอุณหภูมิประมาณ  $900^{\circ}\text{C}$  ในเวลาเพียง 20 นาที และถึง  $1000^{\circ}\text{C}$  ในเวลาประมาณ 80 นาที (ดูกรณี f ในรูปที่ 3)

4.1.6 ในกรณีที่ค่า SFR  $240\text{ kg/hm}^3$  ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน (EA) 110% ซึ่งเตาที่ออกจากเตาเผามีขนาดเล็กและเสียค่าป้อนขาวซึ่งแสดงให้เห็นถึงประสิทธิภาพในการเปลี่ยนคาร์บอนในเชื้อเพลิงไปเป็นแก๊สเผาไหม้(carbon conversion efficiency)ได้ดีซึ่งมีสาเหตุจากทฤษฎีแบบวอร์เทคที่รุนแรงในบริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนทำหน้าที่ดักอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ทำให้ไม่ให้ออกมาหลุดออกจากเตาเผา VFBC ได้ซึ่งสอดคล้องกับพฤติกรรมของการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไรส์แบบจำลอง [13]

จากผลการทดลองข้างต้นจึงได้เลือกเงื่อนไขที่ทำให้เตาเผา VFBC ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาสูงสุดคือที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะสูงสุด(SFR)เท่ากับ  $240\text{ kg/hm}^3$  (กรณี F ในรูปที่ 3) โดยใช้เป็นเงื่อนไขที่มีการใช้อากาศส่วนที่สาม

## 4.2 การกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผา VFBC

ในการทดลองนี้กำหนดอัตราการไหลของเชื้อเพลิงจำเพาะ  $240\text{ kg/hm}^3$  และทำการเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศส่วนที่สามดังแสดงในเงื่อนไขการทดลองที่ 7-10 ในตารางที่ 2

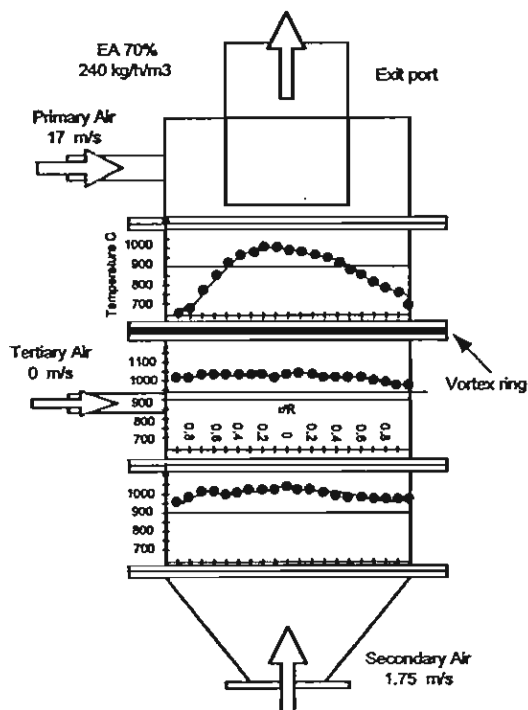
การกระจายอุณหภูมิภายใน VFBC สามารถแบ่งออกเป็นสองบริเวณคือ 1) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคพบว่าการกระจายอุณหภูมิของทั้ง 4 เงื่อนไขดังแสดงในรูปที่ 4(a-d) การกระจายอุณหภูมิที่คล้ายคลึงกันเป็นรูปพาราโบลาคว่ำ โดยบริเวณขอบผนังจะมีอุณหภูมิต่ำเนื่องจากใกล้ตำแหน่งที่จ่ายอากาศส่วนที่หนึ่งและส่วนบริเวณแกนกลางของเตาเผาจะมีอุณหภูมิสูงเนื่องจากเป็นบริเวณที่แก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไหลผ่านเพื่อเข้าสู่ห้องเตาที่อยู่ด้านบนของเตาเผา 2) คือบริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคพบว่

ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 70%, 90% และ 110% มีการกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้เกิดขึ้นอย่างความสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาที่ความสูงเท่ากับ 0.35 m. และ 0.55 m. ดังแสดงในรูปที่ 4(a-c) ซึ่งสะท้อนให้เห็นการเผาไหม้แบบฟลูอิดไรส์เบคส์ภายในเตาที่ระดับความสูงดังกล่าวที่ทั้งอากาศและอนุภาคมีการเคลื่อนที่แบบไม่มีทิศทางแน่นอน(Random movement)และส่งผลให้สามารถเผาไหม้เชื้อเพลิงที่อัตราการป้อนเชื้อเพลิงจำเพาะ (SFR)  $240\text{ kg/hm}^3$  ได้ซึ่งสอดคล้องกับพฤติกรรมของการเคลื่อนที่ของอากาศภายในเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไรส์เบคส์แบบจำลอง [14] สำหรับที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 130% ดังแสดงในรูปที่ 4d อุณหภูมิบริเวณผนังจะต่ำกว่าที่บริเวณอื่นภายในเตาเผาค่อนข้างมากสาเหตุมาจากการจ่ายอากาศส่วนที่สามในบริเวณนี้มากเกินไปจนทำให้เกิดการสูญเสียความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไปกับการทำให้ไอน้ำในอากาศมีอุณหภูมิสูงขึ้น สำหรับอุณหภูมิเฉลี่ยภายในเตาเผาบริเวณที่ถัดจากวงแหวนวอร์เทคลงมาพบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 70% จะมีอุณหภูมิเฉลี่ยสูงสุดอยู่ในช่วง  $990\text{--}1,025^{\circ}\text{C}$  และเมื่อเพิ่มปริมาณอากาศส่วนเกินเป็น 90% และ 110% จะมีอุณหภูมิเฉลี่ยต่ำกว่า  $1,000^{\circ}\text{C}$  โดยมีค่าในช่วง  $930\text{--}975^{\circ}\text{C}$  โดยที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน(EA) 110% จะให้ประสิทธิภาพเชิงความร้อน ( $\eta_p$ ) สูงสุดเท่ากับ 85% (กรณี C รูปที่ 5) และพบว่าอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ตรงทางออกของเตามีอุณหภูมิเฉลี่ยเท่ากับ  $1,060^{\circ}\text{C}$

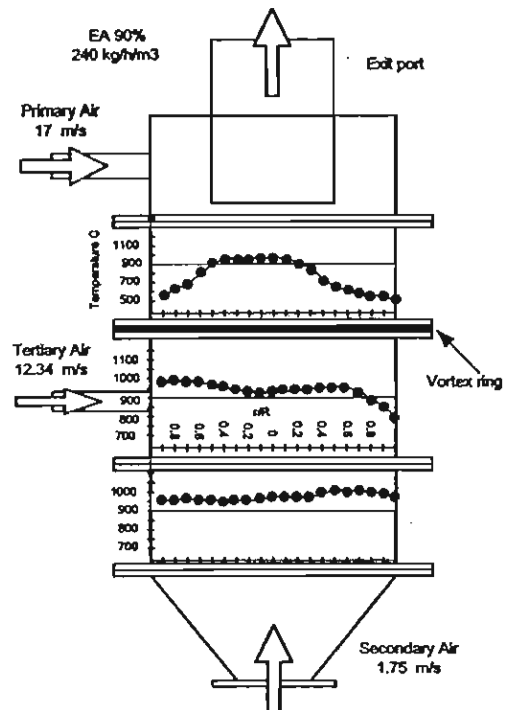
## 4.3 สมรรถนะของเตา VFBC

4.3.1 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนและการกระจายความร้อนของเตาประสิทธิภาพเป็นดัชนีที่ใช้บอกความคุ้มค่าของการใช้พลังงานจากเชื้อเพลิง ส่วนการกระจายความร้อนของเตาซึ่งมีหน่วยเป็น  $\text{MW}_p/\text{m}^3$  เป็นตัวบ่งบอกถึงความคุ้มค่าในการใช้พื้นที่ภายในเตาโดยในทางเศรษฐศาสตร์แล้วค่าการกระจายความร้อนของเตาจะแปรผกผันกับเงินทุนในการก่อสร้าง ดังนั้นในการประเมินสมรรถนะของเตาต้องพิจารณาจากดัชนีทั้งสองตัวไปพร้อมๆ กัน จากรูปที่ 3 และ 5 พบว่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน

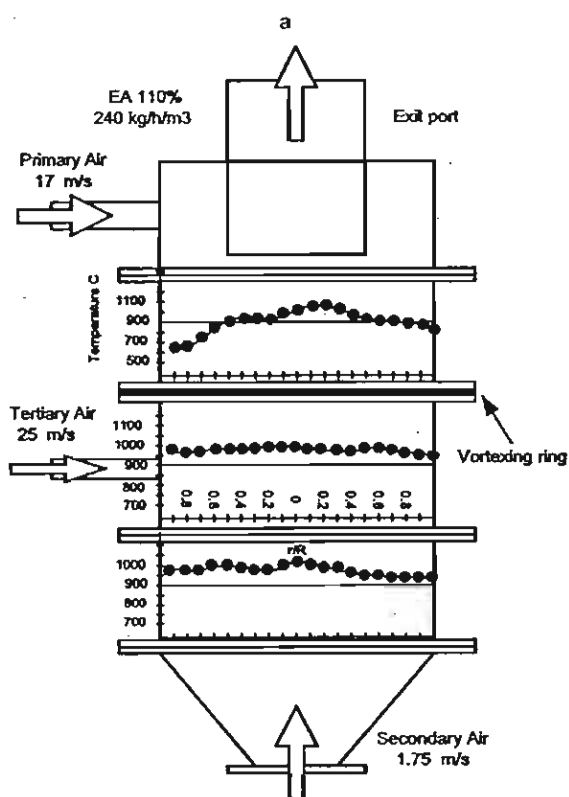




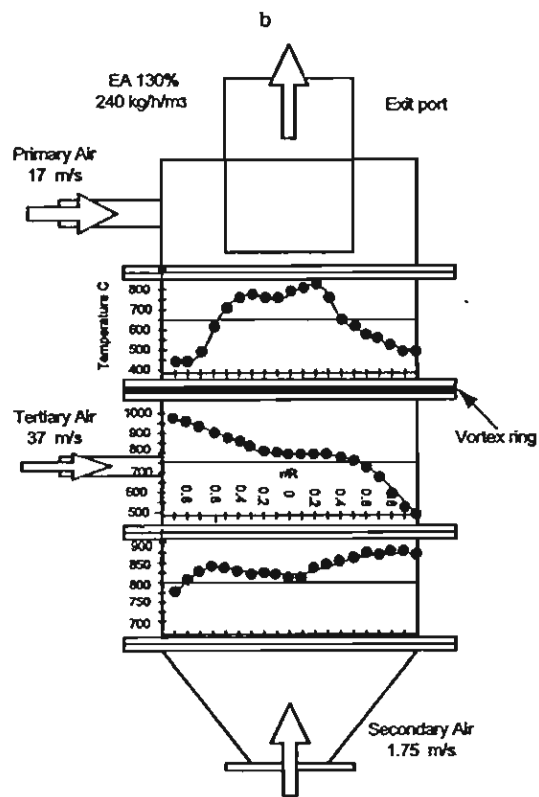
Without tertiary air,  
Excess air = 70%(run no.7)



Thirdly airflow fraction = 0.11,  
Excess air = 90%(run no.8)

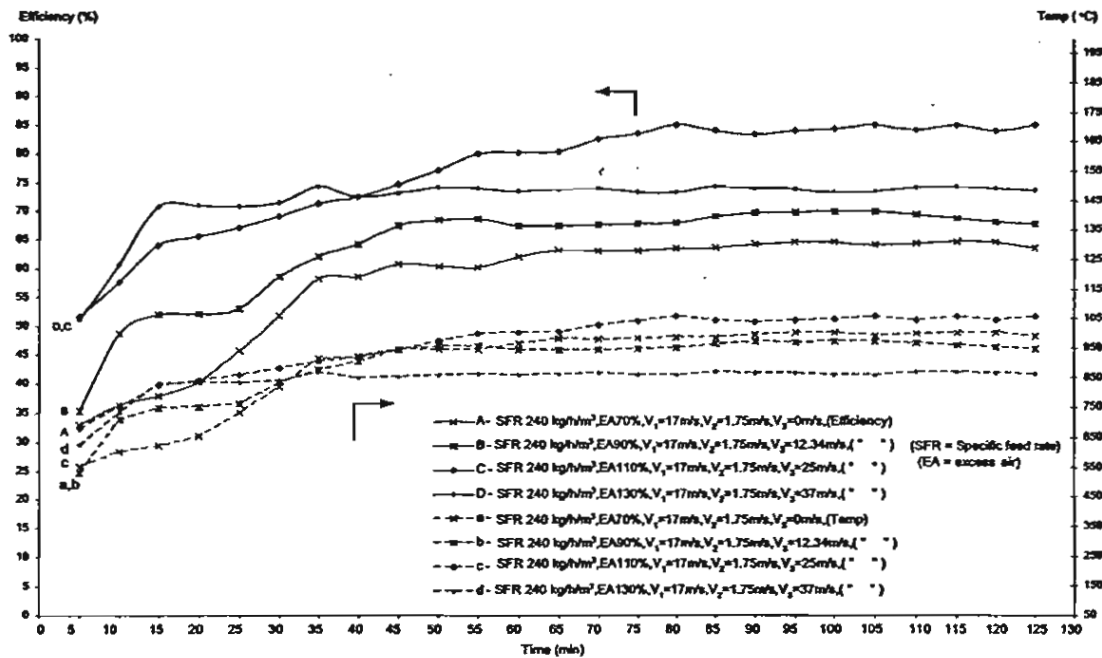


Thirdly airflow fraction = 0.21,  
Excess air = 110%(run no.9)

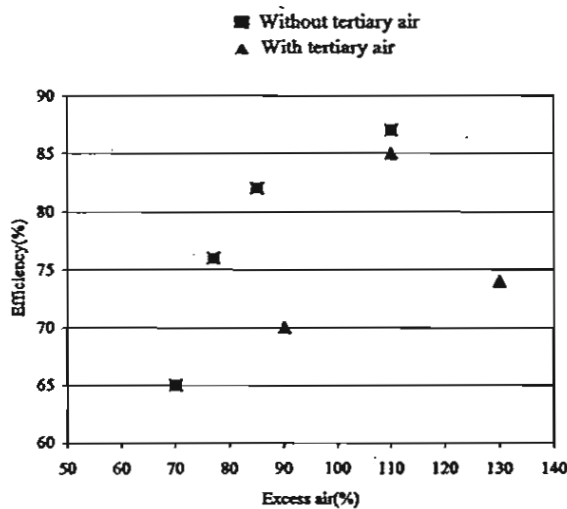


Thirdly airflow fraction = 0.28,  
Excess air = 130%(run no.10)

Figure 4 Temperature distribution inside VFBC



รูปที่ 5 แสดงการกระจายอุณหภูมิและประสิทธิภาพเชิงความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ภายในเตาเผาแบบวอร์เทค-ฟลูอิโดเบด(VFBC)



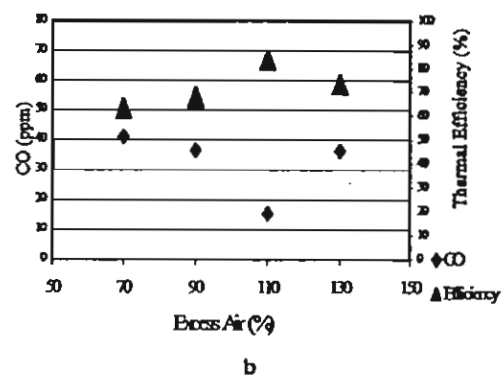
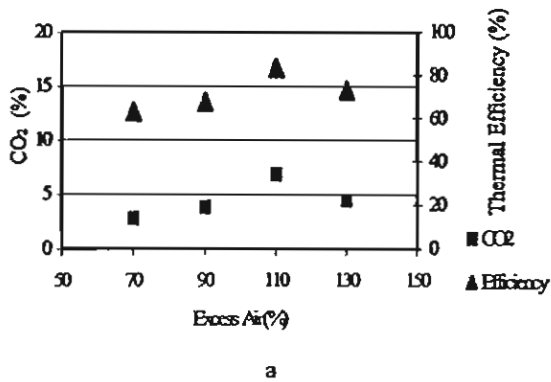
รูปที่ 6 The effect of excess air on thermal efficiency  
(SFR = 240 kg/h-m<sup>3</sup>)

110%  $\eta_{th}$  จะมีค่าสูงสุดประมาณ 85-87 % โดยมีค่าภาระความร้อนเตาเท่ากับอยู่ในช่วง 0.83-0.84 MW<sub>th</sub>/m<sup>3</sup> (คำนวณโดยใช้ค่า HHV ของ แกลบเท่ากับ 14.5 MJ/kg) ซึ่งทั้งค่า  $\eta_{th}$  และภาระความร้อนของเตาเผา VFBC ใกล้เคียงกับของเตาเผาไหม้ฟลูอิโดเบด [5] และสูงกว่าเตาเผา ไชโคลน [4] จากการทดลองเบื้องต้นที่ไม่มีการใช้อากาศส่วนที่สาม (เงื่อนไขการทดลองที่ 1-6) และการทดลองที่มีการเพิ่มอากาศส่วนที่สาม เข้าไป (เงื่อนไขการทดลองที่ 7-10) พบว่า  $\eta_{th}$  จะแปรผันตรงกับปริมาณ อากาศส่วนเกิน โดยการใช้หรือไม่ใช้อากาศส่วนที่สามจะไม่มีผล  $\eta_{th}$  ซึ่งดูได้จากกราฟรูปที่ 6 แต่การใช้อากาศส่วนที่สามจะมีผลต่อการ

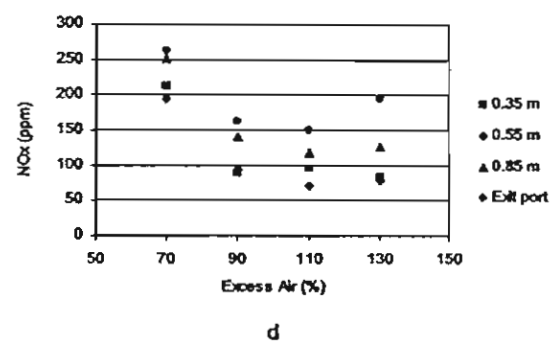
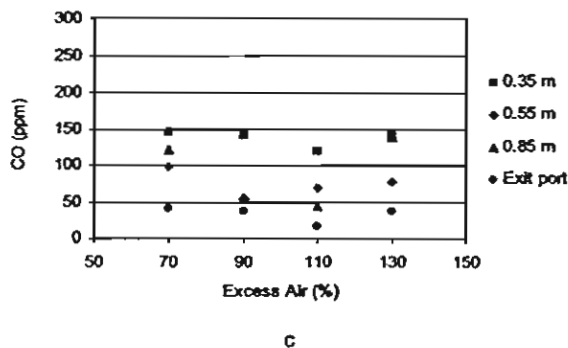
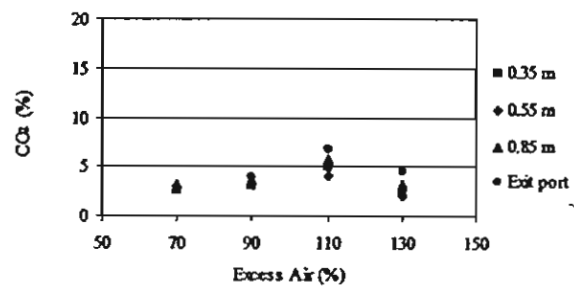
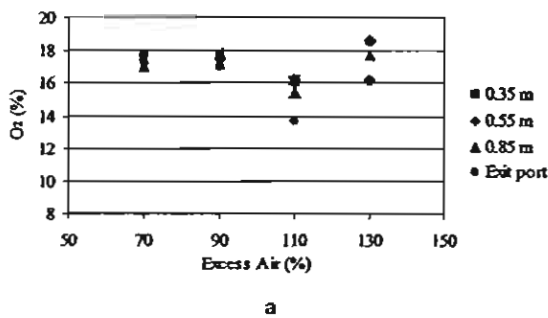
ควบคุมอุณหภูมิสูงสุดที่เกิดขึ้นภายในเตาไม่ให้เป็น 1,000 °C ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณอากาศส่วนเกินและ  $\eta_{th}$  ที่การไหล จำเพาะเท่ากับ 240 kg/h-m<sup>3</sup> แสดงในรูปที่ 6 ซึ่งจะพบว่าในช่วงแรก  $\eta_{th}$  จะเพิ่มขึ้นตามประปริมาณอากาศส่วนเกินและหลังจากปริมาณ อากาศส่วนเกินมากกว่า 110% ค่า  $\eta_{th}$  จะลดลง ซึ่งอธิบายได้ว่าใน ช่วงแรกที่มีการใช้ปริมาณอากาศเกินน้อยความปั่นป่วน (Turbulence) ที่ เกิดจากความเร็วของอากาศภายในเตาไม่มากพอที่จะทำให้หลายชั้นฟิล์ม ของเตาที่ปกคลุมพื้นผิวอนุภาคของแข็งที่ยังเผาไหม้ไม่หมดทำให้ O<sub>2</sub> แพร่ไปทำปฏิกิริยากับธาตุคาร์บอนที่พื้นผิวอนุภาคได้น้อยการเผาไหม้ จึงไม่ค่อยสมบูรณ์และเมื่อมีความเร็วของอากาศเพิ่มมากขึ้นการเผา ไหม้ก็จะสมบูรณ์ขึ้นจนกระทั่งได้ประสิทธิภาพสูงสุดประมาณ 85-87% ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% และจากนั้นถ้าเพิ่มปริมาณอากาศ ส่วนเกินเพิ่มขึ้นไปอีกจะทำให้ต้องสูญเสียความร้อนส่วนหนึ่งกับการทำ ให้ไนโตรเจนในอากาศเผาไหม้มีอุณหภูมิสูงขึ้นเท่ากับอุณหภูมิใน เตาเผาผลก็คืออุณหภูมิในเตาจะต่ำลง (ดังแสดงในรูปที่ 4d) ทำให้เกิด ปฏิกิริยาออกซิเดชันไม่ดีพอจึงทำให้  $\eta_{th}$  ต่ำลง

#### 4.4 องค์ประกอบของแก๊สเสีย

จากการทดลองพบว่า CO<sub>2</sub> และ CO ที่เกิดขึ้นจะสัมพันธ์โดยตรง กับปริมาณอากาศส่วนเกินและประสิทธิภาพของเตาจึงแสดงในรูปที่ 7(a,b) โดยถ้าใช้ปริมาณอากาศส่วนเกินที่เหมาะสม (EA = 110%) จะทำ ให้การเผาไหม้เกิดขึ้นโดยสมบูรณ์และส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของเตาสูง ( $\eta_{th}$  = 87 %) และเกิดปริมาณ CO<sub>2</sub> ในสัดส่วนที่สูงในขณะที่ยังมีส่วน ปริมาณของ CO จะมีค่าน้อยที่ประสิทธิภาพเตาสูงสุด ปริมาณ CO และ ค่า NO<sub>x</sub> จะมีค่าน้อยที่สุดเท่ากับ 15 ppm และ 118 ppm ซึ่งต่ำกว่า



รูปที่ 7 Thermal efficiency (%)



รูปที่ 8 ปริมาณแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกของเตาเผา VFBC

เกณฑ์ประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อมกำหนดปริมาณ O<sub>2</sub> ส่วนเกินในแก๊สเสียที่ออกมาจากเตา (รูปที่ 8a) จะแปรผันตรงกับ  $\eta_{th}$  โดยที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 70% จะมีค่า  $\eta_{th}$  ต่ำที่สุดจึงมีปริมาณ O<sub>2</sub> ส่วนเกินเหลืออยู่ในแก๊สเสียมากที่สุดประมาณ 17% ในขณะที่ถ้าใช้ปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% ค่า  $\eta_{th}$  จะมีค่าสูงสุดทำให้ O<sub>2</sub> ถูกใช้ไปในการเผาไหม้มาก ปริมาณ O<sub>2</sub> ที่ออกมากับแก๊สเสียตรงทางออกจึงเหลือน้อยที่สุดประมาณ 13.6% การเปลี่ยนแปลงปริมาณแก๊ส CO<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub> และ NO<sub>x</sub> ตามระดับความสูงของเตาแสดงในรูปที่ 8(b-d) โดยพบว่าปริมาณ CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> และ NO<sub>x</sub> ยังไม่สามารถสรุปได้ว่ามีความสัมพันธ์อย่างใดกับความสูงของเตา เฉพาะ CO เท่านั้นที่พบว่าที่ทุกปริมาณอากาศส่วนเกินค่า CO จะเกิดขึ้นมากที่สุดที่ระดับความสูง 0.35 m. เพราะปริมาณอนุภาคที่ยังเผาไหม้ไม่หมดซึ่งมากองรวมกันเป็นเบดที่บริเวณด้านล่างเตามีปริมาณมากเมื่อ

เทียบกับปริมาณอากาศส่วนที่สองที่จ่ายจากด้านล่างทำให้การเผาไหม้ยังไม่สมบูรณ์

## 5. สรุปผลการทดลอง

ในการวิจัยนี้ได้มุ่งเน้นการพัฒนาเตาเผาไหม้วอร์เทค-ฟลูอิดไคเบคสำหรับเชื้อเพลิงแกลบซึ่งสามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

1. เตาเผา VFBC สามารถรวมพฤติกรรมกลไกของอากาศและแกลบแบบวอร์เทคและฟลูอิดไคเบคขณะที่เกิดการเผาไหม้ได้ซึ่งสังเกตได้จากการกระจายอุณหภูมิภายในเตาที่สามารถแบ่งออกเป็นสองบริเวณคือ 1) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนวอร์เทคโดยมีลักษณะการกระจายอุณหภูมิคล้ายรูปพาราโบลาคว่ำแสดงให้เห็นถึงพฤติกรรมกลไกของแกลบแบบวอร์เทคและ 2) บริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่ต่ำกว่าวงแหวนวอร์เทคการกระจายอุณหภูมิของแก๊สเผาไหม้เกิดขึ้นอย่าง

ความสม่ำเสมอตลอดพื้นที่หน้าตัดเตาแสดงให้เห็นถึงพฤติกรรมกาไหลแบบฟลูอิดไรเซชัน

2 จากการรวมพฤติกรรมการเผาไหม้แบบวอร์เทกและฟลูอิดไรเซชันที่เกิดขึ้นจะทำให้เกิดการเผาไหม้ตลอดทั่วทั้งพื้นที่หน้าตัดของเตาเผา VFBC ทำให้ VFBC สามารถผลิตภาระความร้อนจำเพาะได้สูงสุด  $0.825 \text{ MW/m}^3$  ที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 85% และปริมาณอากาศส่วนเกิน 110% โดยอุณหภูมิแก๊สเผาไหม้ที่ทางออกประมาณ  $1,060^\circ\text{C}$

3 การเกิดฟลูอิดไรเซชันภายในเตาไม่จำเป็นต้องผสมวัสดุเฉื่อยจำพวกทรายซิลิกา หรือลูมินา ลงไปในเบด

4 วงแหวนวอร์จะช่วยให้ความเร็วในการหมุนวนมากขึ้นและบริเวณห้องเผาไหม้ที่อยู่เหนือวงแหวนจะมีการเคลื่อนที่หมุนวนอย่างรุนแรงคักกลับที่มีน้ำหนักมากจะไม่สามารถเคลื่อนที่ออกจากเตาเผาได้จึงทำให้ได้ซีเถ้าที่ออกจากเตาเผา VFBC ที่เล็กละเอียดที่มีสีดำปนขาว

5 ประสิทธิภาพเชิงความร้อนจะแปรผันตรงกับปริมาณอากาศส่วนเกิน โดยปริมาณอากาศส่วนเกินจะไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของเตาครบเท่าที่ปริมาณอากาศส่วนเกินมีค่าเหมาะสม แต่อากาศส่วนเกินสามจะมีผลต่อการควบคุมอุณหภูมิสูงสุดภายในเตาไม่ให้เป็น  $1,000^\circ\text{C}$

6 ปริมาณ  $\text{CO}_2$   $\text{CO}$  และ  $\text{O}_2$  สอดคล้องกับปริมาณอากาศส่วนเกินและประสิทธิภาพของเตาโดยที่ประสิทธิภาพเชิงความร้อนเท่ากับ 85% จะให้  $\text{CO}$  จะมีค่าน้อยที่สุดเท่ากับ 15 ppm และ  $\text{NO} = 118 \text{ ppm}$  ซึ่งเป็นต่ำกว่าประกาศกระทรวงวิทยาศาสตร์เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อมกำหนด

## 6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัยและคุณวิบูลย์ เทเพนทร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยวที่กรุณาให้คำแนะนำต่องานวิจัยนี้

## เอกสารอ้างอิง

- [1] A.k. Gupta, Lilley D.G and Syred N. "Swirl Flows. Abacus Press", Tunbridge Wells, England, 1984
- [2] R. Singh, Maheshwari R.C and Ojha T.P. "Development of a Husk Fired Furnace", Journal of Agricultural Engineering Research, 1980, Vol,25, pp.119-120.
- [3] J.A. Tumambig. "Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying", National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984, pp.197-214
- [4] S. Soponronnarit, Swasdiwee T, Wetchacama S, Shujinda A and Srisawat B. "Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying", International Energy Journal, 2000, Vol 1, No 2, pp.67-75
- [5] E. Natarajan, Nordin A and Rao A.N. "Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor", Biomass and Bioenergy, Vol 14, No 5/6, pp.533-546

- [6] J. Werther, Saenger M, Hartge E.U, Ogada T and Siagi Z. "Combustion of Agricultural residues", Progress in Energy and Combustion Science, 2000, Vol 26, No1, pp.1-27
- [7] L. Arnesto, Bahillo A, Veljonen k, Cabanillas A and Otero J. "Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2002, Vol 23, No 3, pp 171-179
- [8] T.R. Rao and Bheemarasetti J.V. Ram. "Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands", Energy, 2000, Vol 26, No 6, pp.633-644
- [9] G. Yang and Nieh S. "Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed", Powder Technology, 1987, Vol 50, pp.121-131
- [10] G. Yang and Nieh S. "On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds", Powder Technology, 1989, Vol 57, pp.171-179
- [11] S. Nigh, Yang G, Zhu A.Q and Zhao C.S. "Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model", Powder Technology, 1992, Vol 69, pp. 139-146
- [12] S. Nieh and Zhang J. "Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor", Powder Technology, 2000, Vol 122, pp.70-78
- [13] T. Madhiyanon, Piriyarungroj N, Nathakarannakule A and Soponronnarit S. "A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior Cold Model. In Proc", the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> March 2003, pp.332-343
- [14] Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"
- [15] Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"
- [16] Becker et al, Patent Number: 4,881,476. "Cyclone Reactor with Internal Separation and Axial Recirculation"
- [17] Shang et al, Patent Number: 4,867,079. "Combustor with Multistage Internal Vortices"

## การผลิตเชื้อเพลิงแข็งจากชีเลื้อยโดยเทคนิคเอ็กสตรูชัน Solid Fuel Producing From Sawdust By Extrusion Technique

ธานิดย์ เมธิยานนท์<sup>1</sup> เมธี ไบงาม<sup>2</sup> และ สมชาติ ไสภณเรณู<sup>3</sup>

ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร

<sup>1,2</sup> 51 ถนนเชื่อมสัมพันธ์ แขวงกระทุ่มราย เขตหนองจอก กรุงเทพฯ 10530

<sup>3</sup> คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนพระยาอุทิศ กรุงเทพฯ 10140

โทร 0-2988-3666 ต่อ 244 โทรสาร 0-2988-3666 ต่อ 241 E-mail: thanid@mut.ac.th<sup>1</sup>, methsee@mut.ac.th<sup>2</sup>

### บทคัดย่อ

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ เป็นการศึกษาการออกแบบและสร้างเครื่องผลิตเชื้อเพลิงแข็งจากชีเลื้อยโดยเทคนิคเอ็กสตรูชันจากวัสดุเหลือใช้ทางการเกษตรและอุตสาหกรรม ในงานวิจัยนี้ได้ใช้ชีเลื้อยสามชนิดเป็นวัตถุดิบในการทดลองคือ ชีเลื้อยไม้ยางพารา ชีเลื้อยไม้ยาง และชีเลื้อยไม้แดง การออกแบบสกรูได้จากการประยุกต์ทฤษฎีการขนถ่ายอนุภาคของแข็ง โดยพิจารณาผลของความดันที่แปรเปลี่ยนไปตามความหนาแน่นของอนุภาค ในระหว่างกระบวนการอัดรีดจากผลการทดลองพบว่า อัตราการผลิตจริงลดลงจากที่กำหนดไว้เนื่องจากข้อจำกัดในการกำหนดพารามิเตอร์บางตัวที่จำเป็นในการออกแบบปัจจัยที่ส่งผลต่อการผลิตได้แก่ ความเร็วรอบสกรู อุณหภูมิผิวแบบพิมพ์ และความชื้นเริ่มต้นของวัสดุ จากผลการทดลองพบว่าค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแข็งที่ผลิตได้อยู่ในช่วง 18.20 - 20.5 MJ/kg มีความหนาแน่นอยู่ในช่วง 1050 - 1470 kg/m<sup>3</sup> ความแข็งแรงต่อการทนความเค้นอัดอยู่ในช่วง 1.27 - 1.73 MPa ในด้านของการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงแข็ง พบว่าสิ้นเปลืองพลังงานป้อนรวมเท่ากับ 0.9 MJ/kg โดยมีค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน เท่ากับ 0.3 บาท/กิโลกรัม

### Abstract

The objective of this research is designing and constructing an extruder for producing solid fuel from agricultural and industrial waste. The sawdust of rubber *Xylocarpus kerrii* Craib & Hutch, *Dipterocarpus alatus* Roxb and rubber wood were selected as tested materials. The application of theory of solid particle transporting is screw with accounting for the variation of pressure with density of material during extrusion was developed for screw designing to meet a required product output. However, the calculated and actual outputs were different due to constrain of specifying some necessary parameters in design. The experimental result show that the speed of screw, surface temperature of barrel and initial moisture content were the main factor that effected to the output rates. The thermal and physical properties of the briquettes were as follows: HHV 18.20-20.5

MJ/kg, density 1050-1470 kg/m<sup>3</sup> and max compressive strength 1.27-1.73 Mpa. In terms of energy consumption, it was found that the specific primary energy consumption was around 0.9 MJ/kg with corresponding to operating cost of 0.3 Bath/kg.

### 1. บทนำ

ในปัจจุบันพลังงานทดแทนเป็นสิ่งจำเป็นอย่างยิ่ง เชื้อเพลิงแข็งซึ่งเป็นอีกทางเลือกหนึ่งที่น่าสนใจได้ โดยเชื้อเพลิงแข็งซึ่งได้ผลิตจากชีวมวลที่เหลือใช้จากการเกษตรและอุตสาหกรรม เช่น แกลบ, ชีเลื้อย, กะลาปาล์ม, กะลามะพร้าว, เศษถ่านหิน ฯลฯ จากการนำส่วนผสมของกะลาปาล์ม และใยจากเปลือกปาล์มมาทดสอบอัดเป็นเชื้อเพลิงแข็ง พบว่าเชื้อเพลิงแข็งซึ่งได้กล่าวให้มีความร้อนประมาณ 16.4 MJ/kg โดยเชื้อเพลิงแข็งซึ่งได้กล่าวสามารถทนต่อความเค้นอัดได้  $2.56 \times 10^3$  MPa [1] สำหรับกะลาปาล์มที่เหลือใช้และฟางข้าวสาลี ชีวมวลทั้งสองชนิดสามารถนำมาทำเป็นเชื้อเพลิงแข็งได้โดยไม่ต้องใช้ตัวประสานเพราะวัสดุทั้งสองชนิดมีลักษณะเป็นตัวยึดประสานอยู่แล้ว ซึ่งความดันในการอัดแข็งเชื้อเพลิงมีผลต่อความหนาแน่นที่เกิดขึ้น นอกจากนี้ยังพบว่าความดันและความชื้นเริ่มต้นในการผลิตเชื้อเพลิงแข็งมีผลต่อ ความเค้นอัดและความเค้นอัดที่เชื้อเพลิงแข็งทนได้โดยพบว่าสามารถทนความเค้นอัดได้ 38.2 MPa สำหรับฟางข้าวสาลีที่ความชื้น 22.0 % และทนต่อความเค้นอัดได้ 22.4 MPa [3] และจากการนำเศษถ่านหินที่เหลือจากอุตสาหกรรมเหมืองถ่านหินมาอัดเป็นเชื้อเพลิงแข็งโดยใช้ Hydrogen peroxide และ Phosphoric acid เป็นตัวประสาน โดยทดสอบคุณสมบัติทางกายภาพในการคงสภาพรูปร่างเชื้อเพลิงแข็งโดยไม่แตกหักจากการเก็บรักษา หรือจากการขนส่ง ซึ่งจากการทดสอบพบว่าถ่านหินอัดแข็งทนต่อความเค้นอัดได้ถึง 28 Mpa [6] จากงานวิจัยที่กล่าวมาข้างต้นทั้งหมดกระบวนการอัดขึ้นรูปเป็นเชื้อเพลิงแข็งด้วยระบบไฮดรอลิกส์ซึ่งเป็นกระบวนการผลิตที่ไม่ต่อเนื่อง เมื่อเทียบกับการอัดรีดขึ้นรูปด้วยสกรู ในการออกแบบสกรูที่ใช้ลำเลียงในอุตสาหกรรมผลิตอาหารผงได้ประยุกต์ใช้แบบจำลองของ Darnell and Mol ช่วยในการออกแบบสกรู [4] ซึ่งหลักการเดียวกันนี้ได้นำมาประยุกต์ใช้กับงานวิจัยนี้ในการออกแบบสกรูอัดรีด

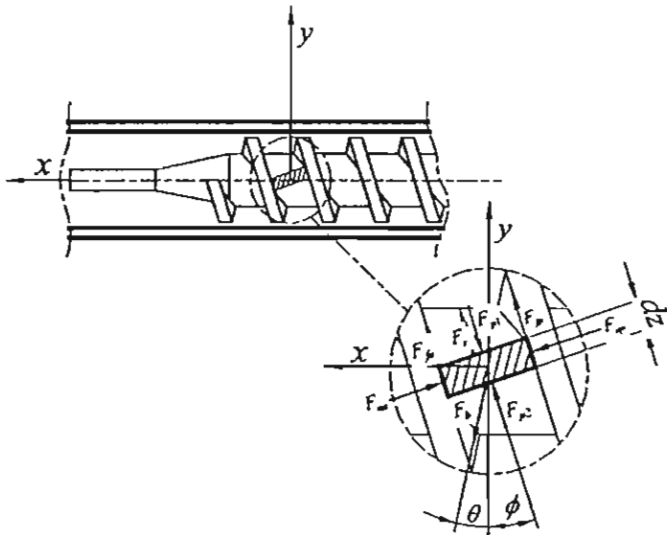
<sup>1</sup>Corresponding author

จากงานวิจัยที่ผ่านมาการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งมักใช้วิธีการอัดขึ้นรูปด้วยระบบไฮดรอลิกส์ ซึ่งยุ่งยากต่อการออกแบบให้ทำงานอย่าง ต่อเนื่อง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นไปที่การออกแบบ พัฒนาเครื่องอัดเชื้อเพลิงแท่งแข็งโดยเทคนิคเอกซทรูชันซึ่งเป็นกระบวนการผลิตที่ต่อเนื่อง เพื่อให้เหมาะสมกับอุตสาหกรรมในครัวเรือน

## 2. การออกแบบสกรู

### 2.1 การอัดรีด (Extrusion)

การหาอัตราการผลิตของอนุภาคคำนวณได้จากการสมดุลแรงต่างๆที่กระทำบนเบคอนุภาค ดังแสดงในรูปที่ 1 แรงทั้งหมดที่กระทำต่อเบคเกิดจากแรงเสียดทาน และแรงเนื่องจากความต่างของความดันภายในเบค



รูปที่ 1 แรงที่กระทำบนเบค

พิจารณาการสมดุลแรงที่กระทำระหว่างเบค, อนุภาค กับ สกรูดังต่อไปนี้ [5,6]

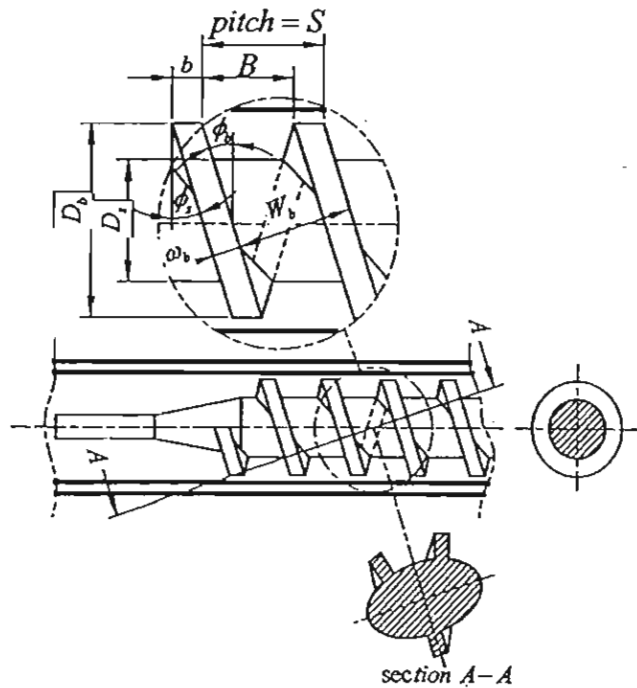
สมดุลแรง;  $\sum F_x = 0$

$$F_{bx} - (F_{p1} - F_{p1})_x - (F_{m1} - F_{m1})_x + F_{p1} + F_{p2} + F_{p3} = 0 \quad (1)$$

สมดุลทอร์ก  $\sum M_x = 0$ ;

$$F_{bx} \frac{D_b}{2} - (F_{p1} - F_{p1})_x \frac{D_m}{2} - (F_{m1} - F_{m1})_x \frac{D_m}{2} - F_{p1} \frac{D_m}{2} - F_{p2} \frac{D_m}{2} - F_{p3} \frac{D_m}{2} = 0 \quad (2)$$

จากการสมดุลแรง และโมเมนต์ ตามสมการ (1),(2) ทำให้สามารถหาแรงลัพธ์ ซึ่งเป็นแรงเสียดทานที่เบคอนุภาคกระทำกับผิว Barrel ( $F_b$ ) และเป็นแรงขับเคลื่อน (driving force) ให้อนุภาคเคลื่อนตัวไปข้างหน้าได้ ซึ่งสามารถ หาผลเฉลยของสมการข้างบน โดยคำนวณตามรูปทรงเรขาคณิตของสกรูได้ตามสมการ (3)



รูปที่ 2 รูปตัดขวางของสกรูคั่นแนว A-A

กำหนดให้สกรูอยู่กับที่ และ barrel หมุนรอบแกนสกรู แรงและสัญลักษณ์ต่างๆ ตามรูปที่ 1, 2 และ 3 มีความหมายดังนี้

$F_r$  = แรงเสียดทานระหว่าง เบคอนุภาคกับฐานสกรู

$F_m$  = แรงดึงดูดระหว่างเบคอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่รับอนุภาคเข้ามา (active flight flank)

$F_{p1}$  = แรงดึงดูดระหว่างเบคอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่ส่งอนุภาคออกไป (passive flight flank)

$F_{p2}$  = แรงเสียดทานระหว่างเบคอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่รับอนุภาคเข้ามา

$F_{p3}$  = แรงเสียดทานระหว่างเบคอนุภาคกับด้านข้างของเกลียวที่ส่งอนุภาคออกไป

$F_{p4}$  = แรงเนื่องจากความดันที่ระยะใด ๆ

$F_{p5}$  = แรงเนื่องจากความดันที่ระยะ  $Z + dZ$

$\bar{V}_b$  = ความเร็วของ barrel

$\bar{V}_m$  = ความเร็วของเบคอนุภาคในทิศทาง Z (ตามแนวร่องสกรู)

$\Delta \bar{V}$  = ผลต่างระหว่าง  $\bar{V}_b$  และ  $\bar{V}_m$

$\phi_r$  = มุมเกลียว

$\phi_m$  = มุมเกลียวเฉลี่ย

$\theta$  = มุมขนถ่ายเบคอนุภาค

$D_b$  = เส้นผ่านศูนย์กลาง barrel

$D_r$  = เส้นผ่านศูนย์กลางสกรู

$D_m$  = เส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ยของร่องสกรู

$P_0$  = ความดันที่ตำแหน่งเริ่มต้น  $Z = 0$

$P_1$  = ความดันที่ตำแหน่งเกลียวที่อยู่ถัดไป

มุมขนถ่ายอนุภาคที่เหมาะสมแสดงไว้ตามสมการต่อไปนี้

$$\theta = \arcsin \left[ \frac{(1 + K^2 - M^2)^{1/2} - KM}{1 + K^2} \right] \quad (3)$$

โดยที่

$$K = \frac{D_m (\sin \phi_m + f_s \cos \phi_m)}{D_b (\cos \phi_m - f_s \sin \phi_m)} \quad (4)$$

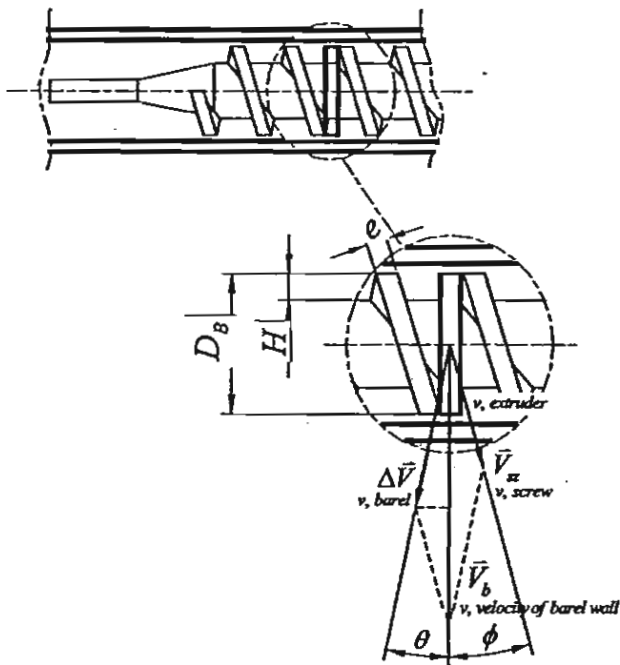
และ

$$M = M_1 + M_2 + M_3 \quad (5)$$

$$M_1 = \frac{2Hf_s}{W_b f_b} \sin \phi_b \left( K + \frac{D_m}{D_b} \cotan \phi_m \right) \quad (6)$$

$$M_2 = \frac{W_s f_s}{W_b f_b} \sin \phi_b \left( K + \frac{D_m}{D_b} \cotan \phi_b \right) \quad (7)$$

$$M_3 = \frac{W_m H}{W_b z_b f_b} \sin \phi_m \left( K + \frac{D_m}{D_b} \cotan \phi_m \right) \ln \frac{P_1}{P_0} \quad (8)$$



รูปที่ 3 โค้ดแกรมความเร็วของสกรู

จากโค้ดแกรมของความเร็วตามที่ได้แสดงในรูปที่ 3 สามารถเขียนความสัมพันธ์ ระหว่างความเร็วได้ว่า

$$\Delta V = \bar{V}_b - \bar{V}_s \quad (9)$$

เนื่องจากอนุภาคจะเคลื่อนที่ได้โดยการถูของ Barrel ดังนั้นแรง  $F_t$  จะอยู่ในทิศทางของ  $\Delta V$  และก่อให้เกิดมุมขนถ่ายเบคอนุภาค ( $\theta$ ) ถ้าทราบค่ามุม  $\theta$  ขนาดความเร็วของเบคอนุภาค  $V_s$  สามารถหาได้ดังนี้

$$V_s = V_b \frac{\sin \theta}{\sin(\theta + \phi)} \quad (10)$$

จากกฎของ Cosine พหุนามของ  $\Delta V$  จากรูปที่ 3 ได้ดังนี้

$$\Delta V = \sqrt{V_b^2 + V_s^2 - 2V_b V_s \cos \phi} \quad (11)$$

เมื่อทราบค่าความเร็วของเบคอนุภาค  $V_s$  สามารถหาอัตราการขนถ่ายเชิงมวลของอนุภาคได้ดังนี้

$$\dot{M}_s = \rho H p W V_s = \rho H W p V_b \frac{\sin \theta}{\sin(\theta + \phi)} \quad (12)$$

ในการหาเทอม  $P_1/P_0$  ในสมการ (8) จำเป็นต้องทราบความสัมพันธ์ระหว่างความหนาแน่น และความดันในการอัดรีดซึ่งเขียนในรูปความสัมพันธ์ได้ดังสมการ (13) ดังนี้

$$\rho = f(P) \quad (13)$$

ความสัมพันธ์ในสมการที่ (13) จะได้จากผลการทดลองเท่านั้น จากสมการ (3) - (13) เราสามารถคำนวณหาลักษณะทางเรขาคณิตของรูปแบบสกรูอัดได้ด้วยวิธีการทำซ้ำ (Iteration) โดยเริ่มต้นกำหนดอัตราการผลิตของเชื้อเพลิงแท่งแข็ง และความหนาแน่นของเชื้อเพลิงหลังการอัดรีด ซึ่งการกำหนดอัตราการผลิตนี้จะขึ้นอยู่กับต้นกำเนิดที่นำมาผลิต และชนิดของชีวมวลที่นำมาเป็นวัตถุดิบในการทำเชื้อเพลิงแท่งแข็ง จากนั้นทำการสมมุติค่าความลึกร่องเกลียวเริ่มต้นในแต่ละช่วงพิทช์ แล้วคำนวณหาอัตราการไหลของชีวมวลในแต่ละร่องเกลียว ถ้าผลการคำนวณอัตราการไหลไม่ได้ค่าเท่ากับที่กำหนดไว้เริ่มต้น ให้ทำการเปลี่ยนค่าความลึกร่องเกลียวใหม่ แล้วคำนวณซ้ำตามขั้นตอนเดิมจนกว่าจะได้อัตราการไหลตามต้องการ จากนั้นปรับค่าความลึกร่องเกลียวของเกลียวถัดไปจนกว่าจะถึงเกลียวสุดท้าย ซึ่งจะได้ค่าความหนาแน่นตามต้องการ ในการคำนวณจะได้อัตราการไหลของเชื้อเพลิงเท่ากับ 0.54 kg/min

### 3. วิธีการทดลอง

3.1 เตรียมวัสดุและอุปกรณ์ที่จะใช้ในการทดลอง

3.2 เปิด heater เพื่อทำการอุ่นเครื่องให้ถึงอุณหภูมิที่พร้อมที่จะทำงาน

3.3 ทำการเดินเครื่องตัวเปล่า เพื่อทดสอบการทำงาน และปรับตั้งอุณหภูมิผิวแบบพิมพ์อัดรีด (Die)

3.4 ปรับความเร็วรอบของสกรูตามความเหมาะสมแต่ละชนิดของแบบพิมพ์อัดรีด (Die)

3.5 นำชีวมวล (ขี้เลื่อย) ที่ผ่านคัดแยกขนาด และตรวจสอบความชื้นแล้วใส่ลงในถังลำเลียง (Hopper)

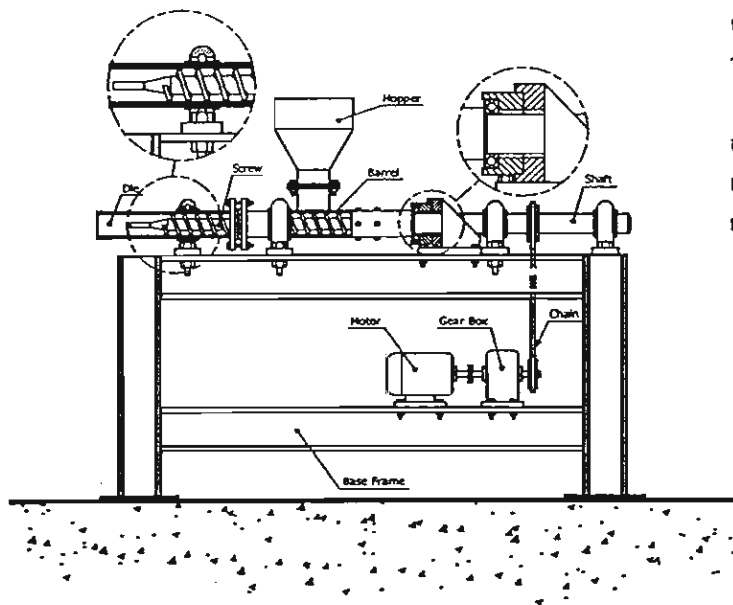
3.6 นำภาชนะมารองชีวมวลที่ยังไม่เป็นแท่ง

3.7 รอจนกว่าเครื่องเริ่มที่จะอัดเชื้อเพลิงแท่งออกมาอย่างต่อเนื่อง ทำการบันทึกผลการทดลองที่ได้ของอุณหภูมิดังกล่าวลงในตาราง

3.8 ทำการเพิ่มอุณหภูมิผิวแบบพิมพ์อัคริค แล้วทำการบันทึกผล

3.9 เมื่อบันทึกผลการทดลองชีวมวลชนิดแรกเสร็จแล้ว ให้นำชีวมวลอีกชนิดมาใส่ในถังลำเลียง (Hopper) เพื่อทำการทดลองต่อไป

3.10 ทำการเปลี่ยนชนิดชีวมวลจนครบ และเก็บผลการทดลองซ้ำ



รูปที่ 4 Schematic Diagram ของเครื่องอัดรีดสกรูเดี่ยว

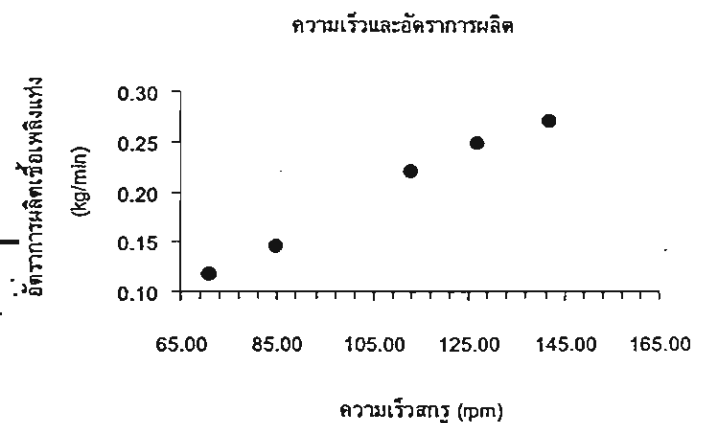
#### 4. ผลการทดลอง

##### 4.1 อัตราการผลิตเชื้อเพลิงแก๊สแข็ง

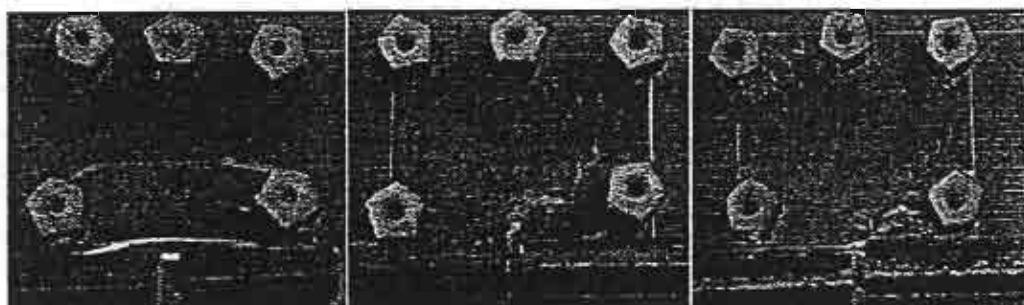
จากการทดลองพบว่าที่เงื่อนไขใกล้เคียงกับเงื่อนไขที่ใช้ออกแบบสกรู อัตราการผลิตเชื้อเพลิงแก๊สแข็งอยู่ที่ประมาณ 0.27 kg/min ซึ่งแตกต่างจากที่ออกแบบไว้คือ 0.54 kg/min สาเหตุของความคลาดเคลื่อนเนื่องจาก

4.1.1 ความสัมพันธ์ระหว่างความดันกับความหนาแน่นที่ใช้ในการคำนวณเบื้องต้นเป็นของกะลาปาล์มและใบเปลือกแต่ที่ใช้ในงานวิจัยนี้วัสดุที่ใช้เป็นขี้เลื่อย [1]

4.1.2 สัมประสิทธิ์ความเสียดทานของสกรู และแบบพิมพ์อัคริค สมมุติให้คงที่ตลอดช่วงความยาวสกรูซึ่งในความจริงแล้วความดันเปลี่ยนไปในแต่ละช่วงสกรูตามความหนาแน่น ดังนั้นสัมประสิทธิ์ความเสียดทานก็ต้องเปลี่ยนแปลงตามไปด้วย



รูปที่ 5. ความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วรอบสกรู และ อัตราการผลิต



(A)

(B)

(C)

รูปที่ 6. แสดงเชื้อเพลิงแก๊สแข็งที่ผ่านกรรมวิธีอัดรีด (A) ขี้เลื่อยไม่ยางพารา (B) ขี้เลื่อยไม่ยาง (C) ขี้เลื่อยไม้แดง



(A)

(B)

(C)

รูปที่ 7. (A) เชื้อเพลิงแก๊สแข็งก่อนการทดสอบ (B) เชื้อเพลิงแก๊สแข็งขณะทดสอบความเค้นอัดด้วย UTM (C) ชิ้นงานที่ผ่านการทดสอบแล้ว



4.1.3 จากผลการทดลองพบว่า อัตราการผลิตเชื้อเพลิงแห้งแข็งแปรผันโดยตรงกับความเร็วรอบสกรู ซึ่งได้จากการทดลองในรูปแบบที่ 5 โดยจะเห็นว่าความสัมพันธ์ดังกล่าวใกล้เคียงกับความสัมพันธ์เชิงเส้น

#### 4.2 อุณหภูมิที่ผิวแบบพิมพ์ และความชื้นเริ่มต้นที่เหมาะสม

จากการทดลองอัตราเชื้อเพลิงแห้งแข็งพบว่าความชื้นที่เหมาะสมในการอัดรีดมีค่าเท่ากับ 11 - 14% และอุณหภูมิแบบพิมพ์ที่เหมาะสมมีค่าเท่ากับ 230 - 250 °C

4.2.1 เมื่อทดลองอัดรีดเชื้อเพลิงแห้งแข็งที่อุณหภูมิต่ำกว่า 230 °C พบว่าชีเลื่อยจะติดที่ตัวแบบพิมพ์ และไม่สามารถอัดเป็นแท่งได้ เพราะอุณหภูมิที่ตัวสกรูไม่ถึงอุณหภูมิที่ลิกนินหลอมละลาย

4.2.2 ในการอัดรีดเชื้อเพลิงแห้งแข็งเมื่อให้ความร้อนที่ผิวแบบพิมพ์มากพอจนลิกนินในตัวชีเลื่อยหลอมละลายและช่วยเชื่อมประสานให้ชีเลื่อยเกาะตัวกัน และที่ผิวของเชื้อเพลิงแห้งแข็งจะไหม้ ซึ่งคาร์บอนที่อยู่บริเวณผิวแห้งเชื้อเพลิงจะมีคุณสมบัติคล้ายสารหล่อลื่นจึงทำให้เชื้อเพลิงแห้งแข็งอัดรีดออกได้อย่างต่อเนื่อง

4.2.3 เมื่อชีเลื่อยมีความชื้นมากเกินไปจะทำให้ขณะอัดรีดผ่านแบบพิมพ์ชีเลื่อยมีลักษณะบานออกไม่เกาะกันเป็นแท่งเนื่องจากความร้อนส่วนใหญ่ถูกใช้ไปในการระเหยไอน้ำในตัวสกรูมากกว่าที่จะใช้ในการหลอมละลายลิกนินทำให้อุณหภูมิของตัวสกรูไม่ถึงอุณหภูมิหลอมละลายของลิกนิน แต่ถ้าความชื้นน้อยมากแต่ชีเลื่อยที่ออกมาจะยังคงมีลักษณะเป็นผลชีเลื่อย

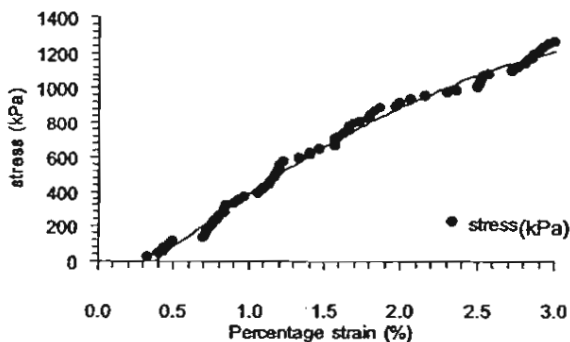
#### 4.3 ความหนาแน่นของเชื้อเพลิงแห้งแข็ง

จากการทดลองหาความหนาแน่นของเชื้อเพลิงแห้งแข็งพบว่าเชื้อเพลิงแห้งแข็งไม้ยาง ไม้ยางพารา ไม้แดง มีความหนาแน่น 1050 - 1140, 1117 และ 1470 kg/m<sup>3</sup> ตามลำดับ

#### 4.4 ความทนทานต่อความเค้นอัดของเชื้อเพลิงแห้งแข็ง

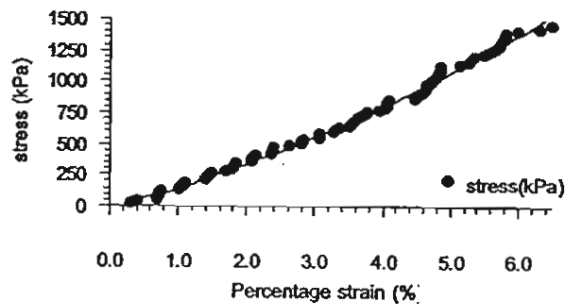
จากการทดลองหาค่าความทนทานของเชื้อเพลิงคือความเค้นอัดสูงสุดที่เชื้อเพลิงแห้งแข็งทนได้ จากรูปที่ 7 - 9 พบว่าเชื้อเพลิงแห้งแข็งไม้ยางพาราทนต่อความเค้นอัดได้ 1.27 MPa เชื้อเพลิงแห้งแข็งไม้ยางทนต่อความเค้นอัดได้ 1.43 MPa เชื้อเพลิงแห้งแข็งไม้แดงทนต่อความเค้นอัดได้ 1.73 MPa

ค่า Compressive Stress ของไม้ยางพารา



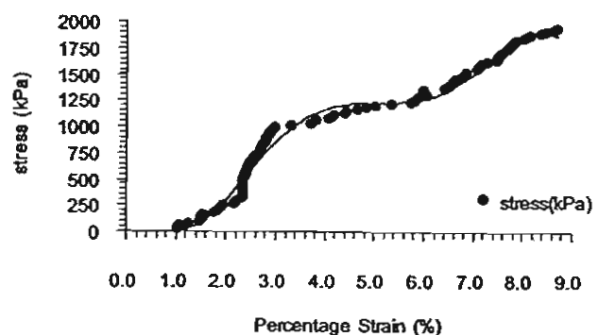
รูปที่ 8. กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเค้นกับความเครียดของเชื้อเพลิงแห้งไม้ยางพารา

ค่า Compressive Stress ของไม้ยาง



รูปที่ 9. กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเค้นกับความเครียดของเชื้อเพลิงแห้งไม้ยาง

ค่า Compressive stress ของไม้แดง



รูปที่ 10. กราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเค้นกับความเครียดของเชื้อเพลิงแห้งไม้ยางแดง

#### 4.5 ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงแห้งแข็ง

ค่าความร้อน คือ พลังงานหรือปริมาณความร้อนที่ได้รับจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงอย่างสมบูรณ์แล้วปล่อยให้ผลผลิตจากการเผาไหม้เย็นตัวลงจนกลับไปสู่ที่สภาวะเริ่มต้น ค่าความร้อนของชีเลื่อยที่ได้จาก Bom Calorimeter มีค่าประมาณ 19.3 - 21.0 MJ/kg ดังนั้น และจากผลการทดลองหาค่าความร้อนของชีเลื่อยแต่ละชนิดได้ผลดังนี้คือชีเลื่อยไม้แดงมีค่าความร้อน 20.5 MJ/kg ชีเลื่อยไม้ยางมีค่าความร้อน 19.34 MJ/kg และชีเลื่อยไม้ยางพารามีค่าความร้อน 18.20 MJ/kg

#### 4.6 พลังงานจำเพาะในการผลิตเชื้อเพลิงแห้ง และต้นทุนการผลิต

อัตราการผลิตสูงสุดที่เครื่องผลิตเชื้อเพลิงแห้งแข็งผลิตได้ คือ 0.27 Kg/min โดยต้นทุนพลังงานไฟฟ้าหลักมาจาก มอเตอร์ โดยไม่คิดอุปกรณ์ให้ความร้อน (Heater) เพราะในทางปฏิบัติการให้ความร้อนในการผลิตเชื้อเพลิงแห้งแข็งนั้น จะใช้ตัวมันเองในการให้ความร้อนสามารถหาพลังงานทุกยูนิต (พลังงานไฟฟ้า) ที่ใช้ในการผลิตเท่ากับ 0.36 MJ/kg และเมื่อคิดเป็นพลังงานปฏิกิริยาโดยใช้ค่า Conversion factor เท่ากับ 2.6 จะได้พลังงานปฏิกิริยาเท่ากับ 0.9 MJ/kg โดยมีค่า Operating Cost เท่ากับ 0.3 บาท/kg จะเห็นว่าพลังงานที่ใช้ในการผลิตเชื้อเพลิงแห้งแข็งมีค่าน้อยกว่าพลังงานที่ได้จากเชื้อเพลิงแห้งแข็งมาก จึงน่าจะมีการคุ้มทุนที่จะผลิต

## 5. สรุป

ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งจากซีเลื่อยไม้ยางพารา ซีเลื่อยไม้ยาง และซีเลื่อยไม้แดง พบว่ามีปัจจัยสำคัญหลายประการต่อการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งคือ อุณหภูมิแบบพิมพ์ ความเร็วรอบมอเตอร์ และความชื้น โดยออกแบบอัตราการผลิตไว้ที่ 0.54 kg/min แต่อัตราการผลิตจริงจากการทดลองได้เท่ากับ 0.27 kg/min ค่าความเค้นอัดตั้งกล่าวก็ขึ้นอยู่กับชนิดของซีเลื่อยที่นำมาผลิตด้วยโดยพบว่าเชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางพาราทนต่อความเค้นอัดได้ 1.27 MPa เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางทนต่อความเค้นอัดได้ 1.43 MPa เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้แดงทนต่อความเค้นอัดได้ 1.73 MPa และหลังจากผ่านการอัดรีดแล้วเชื้อเพลิงแท่งแข็งของซีเลื่อยไม้แต่ละชนิดมีค่าความหนาแน่นดังนี้ เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางพารามีความหนาแน่น 1117 kg/m<sup>3</sup> เชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้ยางมีความหนาแน่น 1050 -1140 kg/m<sup>3</sup> และเชื้อเพลิงแท่งแข็งไม้แดงมีความหนาแน่น 1470 kg/m<sup>3</sup> ซึ่งการนำซีเลื่อยของไม้แต่ละชนิดมาผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งก็ให้ค่าความร้อนที่แตกต่างกัน ค่าความร้อนของซีเลื่อยไม้แต่ละชนิดเป็นผลดังนี้ ก็คือซีเลื่อยไม้แดงมีค่าความร้อน 20.5 MJ/kg ซีเลื่อยไม้ยางมีค่าความร้อน 19.34 MJ/kg และซีเลื่อยไม้ยางพารามีค่าความร้อน 18.20 MJ/kg

ในการนำซีเลื่อยไม้แต่ละชนิดมาผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งในเชิงพาณิชย์ยังต้องคำนึงถึงค่าต้นทุนค่าในการผลิตโดยในงานวิจัยฉบับนี้ได้แสดงให้เห็นแล้วว่าพลังงานปฏิกิริยาที่ใช้ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งใช้เพียง 0.9 MJ/kg โดยมีค่า operating cost มีค่าเท่ากับ 0.3 บาท/kg ซึ่งแสดงถึงความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ ในการผลิตเชื้อเพลิงแท่งแข็งด้วยเทคนิคอัดรีดขึ้นรูป

## 6. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย

## เอกสารอ้างอิง

- [1] Z.Husain \*, Zainac Z., Abdullah Z., "Briquetting of palm fiber and shell from the processing of palm nuts to palm oil" Biomass and Bioenergy, 2002, Vol.22, PP505-509
- [2] M.C. Mayoral, Izquierdo M.T., Blesa M.J., Andres J.M., Rubio B., Miranda J.L., "DSC study of curing in smokeless briquetting", Thermochemica Acta, 2001, Vol.371, PP41-44
- [3] A. Demirbas, Sahin A., "Evaluation of biomass residue Briquetting waste paper and wheat straw mixtures", Fuel Processing Technology, 1998, Vol.55, PP175-183
- [4] X. Weert, Lawrence C.J., Adams M.J., Briscoe B.J., "Screw extrusion of food poders: prediction and performance" Chemical Engineering Science, 2001, Vol.56, PP33-49
- [5] R. Chris, "Polymer Extrusion" Hanser Publishers, Munich Vienna New York

- [6] P.Henry, Pradeep K., Agarwal P., Richard S., "Improving form coke briquette strength" Fuel Processing Technology, 2002, Vol.79, PP83-92

## การอบแห้งเมล็ดพืชที่อุณหภูมิสูงโดยเทคนิคสเปาต์เตดเบดที่สามารถปรับเปลี่ยนอัตราการไหลอากาศเข้าดาวนคัมเมอร์ได้

### High Temperature Spouted Bed Grain Drying with Various Downcomer – Airflow

ธานิดย์ เมธิยานนท์<sup>1</sup> สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์<sup>2</sup>

<sup>1</sup>ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ถนนจอก กรุงเทพฯ 10530

<sup>2</sup>คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ปิ่นเกล้า กรุงเทพฯ 10140

โทร: 0-29883655 ต่อ 224 แฟกซ์: 0-29883655 ต่อ 241 E-mail: thanid\_m@yahoo.com, thanid@mut.ac.th

#### บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเชิงการทดลองเพื่อศึกษาผลกระทบของอัตราการไหลอากาศเข้าดาวนคัมเมอร์ต่อคุณสมบัติของการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิสูงและคุณภาพการขัดสี โดยได้ทดลองอบแห้งเมล็ดข้าวเปลือกแบบเป็นวาล์วในเครื่องอบแห้งสเปาต์เตดแบบสองมิติ โดยใช้อุณหภูมิตั้งแต่ 110, 130 และ 150 °C ตามลำดับ และในแต่ละระดับอุณหภูมิอบแห้งเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนคัมเมอร์จะปรับเปลี่ยนระหว่าง 0-30% จากผลการทดลองพบว่าการถ่ายเทมวลเกิดขึ้นในดาวนคัมเมอร์ ซึ่งเป็นผลมาจากความร้อนที่สะสมอยู่ในเมล็ดข้าวเปลือกในขณะที่อยู่ในช่วงการให้ความร้อนและการอบแห้งในบริเวณสเปาต์ทำให้เกิดปรากฏการณ์ evaporative cooling ในบริเวณดาวนคัมเมอร์และมีส่วนทำให้เกิดลักษณะของกราฟอบแห้งค่อนข้างอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น นอกจากนี้ยังพบว่าอัตราการอบแห้งจะสัมพันธ์โดยตรงกับปริมาณอากาศที่ไหลเข้าดาวนคัมเมอร์ การรักษาค่าคุณภาพข้าวเปลือกในด้านของปริมาณข้าวคืนให้อยู่ในเกณฑ์ ความชื้นที่ลดลงไม่ควรเกิน 5 และ 8 %d.b. สำหรับความชื้นเริ่มต้น 27 และ 35 %d.b. ตามลำดับ สำหรับความยาวของข้าวหลังการอบแห้ง พบว่าอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ การใช้พลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้งค่อนข้างคงที่ในทุกช่วงของความชื้นที่ลดลง โดยมีค่าประมาณ 5.5 MJ/kg water evap. และสุดท้ายเมื่อเปรียบเทียบกับวิธีการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบด พบว่าอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรห้องอบโดยเทคนิคสเปาต์เตดสูงกว่าการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบด ในขณะที่ความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน และคุณภาพการขัดสีจะให้ผลลัพธ์ใกล้เคียงกัน

#### Abstract

This research is an experimental study to investigate the effects of downcomer – air flow rate on the kinetics of high temperature paddy drying and milling quality. All experiments

were conducted in two – dimensional spouted bed batch dryer under high drying temperatures of 110, 130 and 150 °C. The percentage of downcomer – airflow of 0, 10, 20, and 30 % were varied for each of drying temperatures. It was found that the existence of moisture transfer was also taken place in the downcomer which was resulted from heat accumulated in paddy during intensive heating and drying period in the spout and resulted in the presence of evaporative cooling phenomenon in the downcomer. Moisture transfer in both regions attributed to almost linearity of drying curves which drying rate directly related to the amount of downcomer – airflow. The experimental results indicated that the high temperature can be used to dry paddy without any affecting on milling quality as long as moisture reduction not more than 5 and 8 %d.b. for approximate initial moisture content of 27 and 35 %d.b. respectively. The thermal energy consumption was almost the same for any level of moisture decrease and was around 5.5 MJ/kg water evap. Finally in comparing with fluidized bed drying it was found that spouted bed drying offers more benefit than the former in drying rate per unit volume of dryer whilst thermal energy consumption and milling quality were comparable with fluidized bed drying.

#### 1. บทนำ

การรวมสองคุณลักษณะทางไฮโดรไดนามิกส์ได้แก่ การขนถ่ายแบบพาหะลม (pneumatic transport) ในบริเวณสเปาต์ ซึ่งมีการถ่ายเทความร้อนและมวลสูงกับการเคลื่อนที่ในลักษณะของเบด (moving bed) ในบริเวณดาวนคัมเมอร์ซึ่งช่วยให้เมล็ดพืชมีโอกาสดกตัว (tempering) จากการอบแห้งเป็นลักษณะเด่นของการอบแห้งแบบสเปาต์เตดเบด เครื่องอบแห้งสเปาต์เตดแบบสองมิติได้ถูกนำเสนอขึ้นเป็นครั้งแรก

<sup>1</sup> Corresponding author

โดย Mujumdar [1] ซึ่งต่อมา Kalwar และคณะ [2] และ Karwar & Raghavan [3, 4] ได้ศึกษาการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบสองมิติชนิดมีแผ่นกัน (draft plates) ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าสมการการอบแห้งเป็นไปตามรูปแบบสมการของ Page ซึ่งไม่พบว่ามีช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ในระหว่างการทดลอง อย่างไรก็ตามในการศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกแบบวงโคจรโดย Wetchakama และคณะ [5] Ngugen [6] และ Ngugen และคณะ [7] พบผลลัพธ์ที่แตกต่างไป กล่าวคือความสัมพันธ์ของการเปลี่ยนแปลงความชื้นเทียบกับเวลาค่อนข้างจะอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น และในภายหลัง Madhyanon และคณะ [8] ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งเมล็ดพืชแบบวงโคจรในเครื่องอบแห้งสเป็คเตเบคโดยได้พิจารณาผลกระทบจากการถ่ายเทความร้อนและมวลในบริเวณสเป็คเตเบคและความชื้นเมล็ดพืชแยกจากกันแต่ส่งผลถึงกันและได้พบว่าการอบแห้งเมล็ดพืชโดยเทคนิคสเป็คเตเบคจะให้อัตราการอบแห้งค่อนข้างคงที่และมีการถ่ายเทมวล (ความชื้น) เกิดขึ้นทั้งบริเวณสเป็คเตเบคและความชื้นเมล็ดพืช นอกจากนี้ในด้านอัตราการอบแห้ง Tulasidas และคณะ [9] พบว่าขึ้นอยู่กับความสูงเบดในความชื้นเมล็ดพืชโดยทั้งอัตราการอบแห้งและสัมประสิทธิ์การแพร่ความร้อนจะเพิ่มขึ้นเมื่อความสูงเบดลดลงซึ่งเป็นผลมาจากเวลาในหนึ่งวัฏจักรการเคลื่อนที่ของเมล็ดพืชน้อยลงทำให้เวลาที่จะได้รับความร้อนในบริเวณสเป็คเตเบคซึ่งมีการถ่ายเทความร้อนสูงมากขึ้น สำหรับคุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีในส่วนของปริมาณข้าวคืน (head rice yield) Ngugen และคณะ [7] พบว่าสามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงมาได้อย่างต่อเนื่องโดยปริมาณข้าวคืนยังคงอยู่ในเกณฑ์ดีตรงเท่าที่ความชื้นของข้าวเปลือกโดยประมาณไม่ต่ำกว่า 18 % d.b. และสามารถใช้อุณหภูมิอบแห้งได้สูงถึง 160 °C ในการพัฒนาเครื่องอบแห้งสเป็คเตเบคไปสู่ภาคอุตสาหกรรม Madhyanon และคณะ [10] ได้พัฒนาเครื่องอบแห้งสเป็คเตเบคต้นแบบในระดับอุตสาหกรรมโดยสามารถอบแห้งข้าวเปลือกได้อย่างต่อเนื่องด้วยกำลังผลิตสูงสุด 3,500 kg/h ซึ่งพบว่าการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะประมาณ 4 – 7 MJ/kg water evap. โดยใช้เปอร์เซ็นต์อากาศเวียนกลับ 60 – 70 % ซึ่งต่อมา Madhyanon และคณะ [11] ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งแบบต่อเนื่องโดยทดสอบความถูกต้องของแบบจำลองกับข้อมูลการทดลองของเครื่องอบแห้งสเป็คเตเบคต้นแบบในระดับอุตสาหกรรมพบว่าสามารถทำนาย kinetics ของการอบแห้งได้ดี

จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาผลของการจ่ายอากาศเข้าบริเวณความชื้นเมล็ดพืชที่ปริมาณอากาศค่าต่างๆกันต่อ kinetics ของการอบแห้งและคุณภาพข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง นอกจากนี้จะได้เข้าใจถึงกลไกการถ่ายเทมวล (ความชื้น) ที่เกิดขึ้นในความชื้นเมล็ดพืชว่าส่งผลอย่างไรต่อการลดความชื้นโดยรวมของข้าวเปลือก

## 2. วิธีการทดลอง

ในการทดลองใช้ข้าวเปลือกเป็นวัสดุอบแห้ง เครื่องอบแห้งแบบสเป็คเตเบคแบบสองมิติซึ่งใช้การอบแห้งแบบวงโคจรพร้อมอุปกรณ์อื่นๆแสดงในรูปที่ 1 ส่วนบนของเครื่องอบแห้งประกอบด้วยผนังในแนวตั้งและส่วนล่างจะประกอบด้วยผนังในแนวลาดเอียง โดยด้านหน้าของ

ห้องอบจะเป็นกระจกใสทนความร้อนเพื่อให้มองเห็นลักษณะการเคลื่อนตัวของเมล็ดพืชได้ ผนังเอียงทำมุม 60° กับแนวราบ ช่องอากาศเข้าด้านล่างของเครื่องอบมีขนาดกว้าง x ยาว เท่ากับ 30 mm x 84 mm ทางด้านล่างของเครื่องอบแห้งจะมีทางเข้าของอากาศอยู่สามช่องคือ 1) ช่องเข้าอากาศตรงกลางสำหรับจ่ายอากาศเข้าสเป็คเตเบค 2) และ 3) เป็นท่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 1" สำหรับจ่ายอากาศให้ความชื้นเมล็ดพืชทั้งสองด้าน การทำความร้อนให้อากาศใช้ขดลวดไฟฟ้าจำนวน 6 ชุด โดยมีกำลังไฟฟ้าชุดละ 1.5 kW (รวมเท่ากับ 9 kW) การควบคุมอุณหภูมิใช้ชุดควบคุมอุณหภูมิแบบ P.I.D. สามารถควบคุมอุณหภูมิให้อยู่ในช่วง  $\pm 1^{\circ}\text{C}$  จากค่าที่ตั้งไว้ การบันทึกอุณหภูมิใช้ data logger และ temperature indicator มีพิสัยความถูกต้อง  $\pm 1^{\circ}\text{C}$  สำหรับการควบคุมอัตราการไหลของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งซึ่งมีอุณหภูมิสูงใช้ orifice meter ร่วมกับวาล์ว และสำหรับอากาศที่ออกจากห้องอบแห้งที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า 90 °C จะวัดความเร็วอากาศด้วย hot wire anemometer มีความละเอียด  $\pm 0.3\text{ m/s}$  ด้านสูงกว่า 90 °C ใช้ Pitot-static tube ร่วมกับ U-tube manometer ในการควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์พัดลมใช้เครื่องปรับความเร็วรอบ (frequency inverter) การหาความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกใช้วิธีชั่งน้ำหนักพร้อมกับการให้ความร้อนในตู้อบที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 72 h สำหรับเครื่องชั่งน้ำหนักที่ใช้เป็นเครื่องชั่งน้ำหนักอิเล็กทรอนิกส์ที่มีความละเอียด  $\pm 0.0001\text{ g}$  ชั่งน้ำหนักได้สูงสุด 200 g สำหรับการหาปริมาณข้าวคืนเป็นไปตามมาตรฐานของสถาบันวิจัยข้าวและความขาวของข้าวใช้ kettmeter โดยในทุกเงื่อนไขการทดลองจะใช้ข้าวเปลือกจำนวน 6 kg โดยเมื่อใส่ลงในห้องอบแห้งแล้วจะได้ความสูงเบดประมาณ 0.72 m

## 3. ผลการทดลองและวิจารณ์

เพื่อศึกษาผลของอุณหภูมิอบแห้งและสัดส่วนปริมาณอากาศเข้าความชื้นเมล็ดพืชต่อ kinetics ของการอบแห้ง ในการทดลองจึงได้ปรับเปลี่ยนอุณหภูมิอบแห้งที่ 3 ระดับ คือ 110°C 130°C และ 150°C ตามลำดับ โดยในแต่ละระดับอุณหภูมิจะเปลี่ยนค่าเปอร์เซ็นต์ปริมาณอากาศเข้าความชื้นเมล็ดพืชต่อปริมาณอากาศทั้งหมดที่เข้าห้องอบแห้งนี้คือ 0% 10% 20% และ 30% ตามลำดับ ในแต่ละการทดลองความเร็วในการเคลื่อนตัวของเมล็ดข้าวเปลือกในความชื้นเมล็ดพืชอยู่ในช่วง 1.25 – 1.5 cm/s และเปอร์เซ็นต์ส่วนของอากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่อยู่ในช่วง 67 – 74% ปริมาณข้าวเปลือกที่ใช้เท่ากับ 6 kg

### 3.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศ และเมล็ดข้าวเปลือกในระบบอบแห้ง

สำหรับค่าต่างๆที่ได้บันทึกอุณหภูมิแสดงไว้ในรูปที่ 1 จากผลการทดลองพบว่าที่ระดับอุณหภูมิอบแห้งต่างๆกันโดยมีสัดส่วนอากาศเข้าความชื้นเมล็ดพืชเดียวกัน แนวโน้มของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ค่าหนึ่งค่าๆในระบบอบแห้งมีความคล้ายคลึงกัน จากรูปที่ 2 (a - d) พบว่าความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิอากาศขาเข้าและออกจากห้องอบแห้ง (เส้นกราฟ (1) กับ (3)) จะมากในช่วง 6 นาทีแรกของการอบแห้ง จากนั้นความแตกต่างของอุณหภูมิทั้งสองไม่ค่อยเปลี่ยนแปลง

มากนักในช่วงที่เหลือของการอบแห้ง ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่าในกระบวนการอบแห้งถ้าไม่คิดความร้อนสูญเสีย ความร้อนที่ได้จากอากาศส่วนใหญ่จะถูกนำไปใช้ในการระเหยความชื้นในวัสดุโดยความร้อนส่วนที่เหลือจะถูกใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิให้กับวัสดุ แต่ในการทดลองพบว่าการลดลงของความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกค่อนข้างจะคงที่เมื่อเทียบกับเวลา ดังนั้นหลังจากประมาณ 6 นาทีไปแล้วความแตกต่างของอุณหภูมิขาเข้าและออกจากห้องอบแห้งจึงไม่มากนัก แต่ที่แตกต่างกันอยู่บ้างก็เนื่องจากอุณหภูมิเมล็ดพืช (ตำแหน่ง 4, 5 และ 6) สูงขึ้นตามเวลาทำให้อัตราการถ่ายเทความร้อนลดลง นอกจากนี้จากรูปที่ 2 ยังสังเกตได้ว่าความแตกต่างของอุณหภูมิขาเข้าและออกจากห้องอบแห้งจะน้อยที่สุดในกรณีเปอร์เซ็นต์ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 0% และจะมากที่สุดในการณ์ 30% ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองในด้านการลดลงของความชื้นที่พบว่าอัตราการอบแห้งจะแปรผันโดยตรงกับปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ ดังนั้นปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์น้อยอัตราการอบแห้งจะต่ำ ความร้อนที่ถูกดึงออกมาจากอากาศอบแห้งจึงน้อยเมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งที่มีอัตราการอบแห้งสูงเนื่องจากใช้ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์สูง

อีกประการที่สำคัญที่สังเกตได้จากผลการทดลองในรูปที่ 2 คือการเปรียบเทียบอุณหภูมิในบริเวณดาวนั้คัมเมอร์ทั้งสามตำแหน่งคือ ตำแหน่งบน (4) กลาง (5) และล่าง (6) ของดาวนั้คัมเมอร์ซึ่งคาดว่าน่าจะเป็นอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือก (จากงานวิจัยของ Madhiyanon และคณะ [8] ที่ทำนายกลั่นเคี้ยวของการอบแห้งโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ พบว่าที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ประมาณ 25% อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์จะเข้าสู่ภาวะสมดุลทางความร้อนกับเมล็ดพืชที่ระยะประมาณเพียง 2 - 3 cm นับจากทางเข้าอากาศ) พบว่าเมื่อเมล็ดข้าวเปลือกเคลื่อนตัวจากตำแหน่ง (4) ลงสู่ตำแหน่ง (5) ของดาวนั้คัมเมอร์อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกจะลดลงทุกเงื่อนไขของปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ ซึ่งสาเหตุน่าจะมาจากปรากฏการณ์ evaporative cooling ที่ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกเย็นตัวลงเมื่อมีการระเหยความชื้นออกไปโดยใช้ความร้อนที่สะสมอยู่ภายในเมล็ดข้าวเปลือกเอง โดยสามารถยืนยันได้จากผลการทดลองที่ศึกษาการเปลี่ยนแปลงความชื้นในดาวนั้คัมเมอร์ (หัวข้อ 3.3) ซึ่งพบว่าเมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นลดลง นอกจากนั้นการพิจารณาจากเส้นกราฟอุณหภูมิตำแหน่งกลาง (5) และล่าง (6) ยังพบว่ายิ่งปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์มากอุณหภูมิที่ตำแหน่งกลาง (5) และล่าง (6) จะเข้าใกล้กันมากขึ้น ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณความร้อนที่ได้รับมากขึ้นจากปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์สูงขึ้นทำให้ตำแหน่งล่าง (6) มีอุณหภูมิขยับสูงขึ้นอย่างไรก็ตามทั้งตำแหน่งกลาง (5) และล่าง (6) ก็ยังคงต่ำกว่าตำแหน่งบน (4)

### 3.2 ลักษณะของกราฟอบแห้ง

ในรูปที่ 3 เป็นผลมาจากการศึกษาการเปลี่ยนแปลงความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกเทียบกับเวลาที่อุณหภูมิอบแห้งและปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ต่าง ๆ กัน จากลักษณะของเส้นกราฟอบแห้งในทุกเงื่อนไขการทดลองที่อุณหภูมิอบแห้งและปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ต่างกันพบว่าความสัมพันธ์ของความชื้นกับเวลาค่อนข้างจะอยู่ใน

รูปความสัมพันธ์เชิงเส้น หรือกล่าวอีกนัยหนึ่งได้ว่าอัตราการอบแห้งค่อนข้างคงที่ซึ่งสอดคล้องกับผลงานวิจัยที่ผ่านมาของ Madhiyanon และคณะ [11] Ngugen [6,7] และ Wetchacama และคณะ [5] ซึ่งลักษณะการเปลี่ยนแปลงความชื้นดังกล่าวแตกต่างอย่างเด่นชัดกับการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดซึ่งความชื้นจะลดลงอย่างรวดเร็วในตอนต้นของการอบแห้งและจะค่อย ๆ ชะลอตัวลงในช่วงกลางและท้ายของการอบแห้งโดยกราฟการอบแห้งมีลักษณะเป็นกราฟเอ็กสโพเนนเชียล จากรูปที่ 3 พบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 0% และ 10% จะได้อัตราการอบแห้งมาก แต่ที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 20% และ 30% อัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้ง 130°C และ 150°C ใกล้เคียงกัน(รูปที่ 3c และ 3d) แต่ก็ยังคงสูงกว่าอัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้ง 110°C

### 3.3 การลดลงของความชื้นในบริเวณดาวนั้คัมเมอร์

จากผลการทำนายของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้นโดย Madhiyanon และคณะ [8] พบว่าขณะที่เมล็ดพืชในดาวนั้คัมเมอร์เคลื่อนตัวจากตำแหน่งลงสู่ด้านล่างความชื้นของเมล็ดพืชจะลดลงซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองดังแสดงในรูปที่ 4 โดยการลดลงของความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกในแต่ละรอบที่เมล็ดข้าวเปลือกวนกลับเข้าไปในดาวนั้คัมเมอร์อยู่ในช่วงประมาณ 0.2 - 0.6 %d.b. โดยที่แต่ละปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์การลดลงของความชื้นในดาวนั้คัมเมอร์ไม่ค่อยแตกต่างกัน การลดลงของความชื้นในดาวนั้คัมเมอร์เป็นผลมาจาก evaporative cooling มากกว่าการเกิดจากการกลไกการอบแห้ง(ดังได้กล่าวมาแล้วในหัวข้อ 3.1)โดยอาศัยอากาศในดาวนั้คัมเมอร์เป็นตัวกลางพาความชื้นออกไปจากห้องอบแห้ง สำหรับการทดลองที่ไม่ได้จงใจจ่ายอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ (รูปที่ 4 (a)) แต่ความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกในดาวนั้คัมเมอร์มีค่าลดลงได้สาเหตุเนื่องมาจากในความเป็นจริงจะมีอากาศส่วนหนึ่งจากบริเวณทางเข้าห้องอบแห้งแทรกซึมเข้าไปได้ในบริเวณดาวนั้คัมเมอร์ ดังนั้นการที่อัตราการอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเค็คเบดค่อนข้างคงที่น่าจะมาจากการที่เมล็ดพืชเคลื่อนตัวเป็นวัฏจักร (เคลื่อนตัวสลับไปมาระหว่างบริเวณดาวนั้คัมเมอร์และสเปาเค็ค) และขณะที่เมล็ดพืชเคลื่อนตัวในดาวนั้คัมเมอร์เมล็ดพืชจะมีระยะเวลาพักตัวพอที่ความชื้นจากภายในเมล็ดจะเคลื่อนตัวมาที่ผิวและเมื่อเมล็ดพืชวนกลับเข้าไปในบริเวณสเปาเค็คซึ่งมีอุณหภูมิและความเร็วของอากาศสูง จึงทำให้ความชื้นระเหยออกจากผิวของเมล็ดพืชโดยง่ายส่งผลให้ความชื้นของเมล็ดพืชลดลงด้วยอัตราค่อนข้างคงที่

### 3.4 ความเร็วของเมล็ดข้าวเปลือกในดาวนั้คัมเมอร์

อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศที่ใช้ในแต่ละเงื่อนไขการทดลองพยายามปรับให้มีค่าใกล้เคียงกันโดยอยู่ในช่วง 0.055 - 0.060 kg/s และจากการบันทึกความเร็วพบว่าที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 0% เมล็ดข้าวเปลือกจะเคลื่อนตัวช้าที่สุดโดยมีความเร็วเฉลี่ยประมาณ 1.25 cm/s ในขณะที่ค่าเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 10% 20% และ 30% เมล็ดข้าวเปลือกจะมีความเร็วเฉลี่ยใกล้เคียงกัน ประมาณ 1.50 cm/s จากการสังเกตพบว่าการณ์ที่มีการไหลของอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ เมล็ดข้าวเปลือกจะมีความเร็ว

มากกว่ากรณีไม่มีอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ซึ่งเป็นเพราะว่าอากาศที่ไหลเข้าดาวนั้คัมเมอร์จะช่วยให้เมล็ดข้าวเปลือกบริเวณด้านล่างของดาวนั้คัมเมอร์มีการยับยั้คั้ได้ง่ายขึ้นทำให้เมล็ดข้าวเปลือกจากด้านบนเคลื่อนตัวลงมาแทนที่ได้สะดวก

### 3.5 อิทธิพลของปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ต่ออัตราการอบแห้ง

รูปที่ 5 แสดงผลของปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ต่ออัตราการอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้งต่างๆกันซึ่งแนวโน้มผลการทดลองจะเป็นไปในทางเดียวกันหมด กล่าวคืออัตราการอบแห้งจะแปรผันโดยตรงกับปริมาณอากาศที่เข้าดาวนั้คัมเมอร์ (อัตราการไหลของอากาศทั้งหมดเท่าเดิม) โดยอัตราการอบแห้งที่ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 30% จะดีที่สุด รองลงมาคือที่ 20, 10 และ 0% ตามลำดับ อย่างไรก็ตามจากผลการทดลองดังกล่าวแล้วในหัวข้อ 3.3 ซึ่งพบว่าการลดลงของความชื้นในดาวนั้คัมเมอร์ที่แต่ละปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ไม่ถ้อยต่างกัน ดังนั้นส่วนที่ต่างกันก็มาจากการอบแห้งในสเปคที่ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่าเป็นผลมาจากที่ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์มีค่ามาก เช่นที่ 30% อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกที่ออกจากดาวนั้คัมเมอร์จะมีอุณหภูมิสูงกว่าที่ค่าปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์อื่นๆ (ดูได้จากเส้นกราฟ (6) ในรูปที่ 2) ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีสัมประสิทธิ์การแพร่ความร้อน (Diffusion coefficient) สูง ดังนั้นเมื่อเคลื่อนตัวเข้าสู่บริเวณสเปคที่ซึ่งเกิดการระเหยน้ำได้ง่ายขึ้น สำหรับกรณีของเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ 0% อาจมีอีกสาเหตุหนึ่งที่ทำให้อัตราการอบแห้งต่ำนั้นคือเมล็ดข้าวเปลือกในดาวนั้คัมเมอร์เคลื่อนที่ช้ากว่าที่ค่าเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์อื่นๆ ทำให้จำนวนรอบของวัฏจักรที่เมล็ดข้าวเปลือกได้รับความร้อนจึงน้อยกว่า

### 3.6 อิทธิพลของปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ต่อคุณภาพข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง

รูปที่ 6 แสดงคุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีซึ่งพิจารณาในด้านเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นสัมพัทธ์และความขาว จากกราฟแสดงเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นสัมพัทธ์จะเห็นได้ว่าในช่วงต้นของการอบแห้งเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นสัมพัทธ์มีค่าเพิ่มขึ้นจากนั้นก็จะมีค่าลดลงไปตามค่าความชื้นข้าวเปลือกที่ลดลง ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่าในตอนเริ่มต้นการอบแห้งเมื่อเมล็ดข้าวเปลือกที่ยังมีความชื้นสูงอยู่มีอุณหภูมิสูงขึ้นจะเกิด partial gelatinization ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีความแข็งขึ้นส่งผลให้ปริมาณข้าวคั้นสูงขึ้น และเมื่ออบแห้งต่อไปเกรเดียนท์ของความชื้นระหว่างความชื้นที่บริเวณผิวเมล็ดและภายในเมล็ดมีค่ามากขึ้นจนทำให้เกิดความเค้น (stresses) ที่เกิดจากแรงดึงที่ผิวและแรงกดภายในเมล็ดมีค่าสูงขึ้นทำให้เมล็ดข้าวแตกหักมากหลังการขัดสี

จากข้อมูลในรูปที่ 6 พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกอย่างถ้อยเนื่องที่ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์สูงจะส่งผลให้ปริมาณข้าวคั้นลดลงเมื่อเทียบกับการอบแห้งที่ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ต่ำกว่า โดยที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ 0% จะให้เปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นดีที่สุด สาเหตุที่เป็นเช่นนี้เพราะที่ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์สูงจะ

เป็นการเร่งอัตราการอบแห้งทำให้เกิดความเค้นภายในเมล็ดเพิ่มมากขึ้นข้าวจึงแตกหักมาก การอบแห้งข้าวเปลือกที่ความชื้นเริ่มต้น 35.0 %d.b. โดยใช้เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ 0% สามารถอบแห้งข้าวเปลือกลงมาได้ถึงถึงความชื้น 27.0 %d.b. โดยที่ยังให้ค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวคั้นสัมพัทธ์สูงกว่าหรือใกล้เคียงกับ 100% และสำหรับที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ 20 และ 30% จะสามารถอบแห้งข้าวเปลือกลงมาได้ถึงประมาณ 28 %d.b. และ 27%d.b. ตามลำดับ ก่อนที่ข้าวจะเสียหาย และที่ความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 27 %d.b. โดยใช้เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ 0, 20 และ 30% จะสามารถอบแห้งข้าวเปลือกลงมาได้ถึง 22.0 %d.b. 22.7 %d.b. และ 24.6 %d.b. ตามลำดับ นอกจากนี้ยังพบว่าการอบแห้งที่ใช้ปริมาณอากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ 0% ลิขิตของความชื้นข้าวเปลือกที่สามารถอบแห้งลงมาได้ก่อนข้าวเปลือกจะเสียหายจะอยู่ในเกณฑ์เดียวกับกรณีของการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิโดเซชัน (Poomsa-ad และคณะ [12]) สำหรับความขาวพบว่าความขาวหลังการอบแห้งไม่ค่อยเปลี่ยนแปลงมากนัก

### 3.7 พลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้ง

พลังงานจำเพาะในการอบแห้งพบว่าแปรผันโดยตรงกับเปอร์เซ็นต์อากาศเข้าดาวนั้คัมเมอร์ และเปอร์เซ็นต์อากาศเวียนกลับมาใช้ใหม่ ดังแสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ค่าพลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้ง

Drying temp. (°C)	Downcomer - air (%)	Thermal energy consumption (MJ/kg water evap.)	
		Recirculated air	
		67 (%) <sup>(a)</sup>	75 (%) <sup>(b)</sup>
110	0	12.2 (7.9) <sup>(c)</sup>	7.5 (4.9)
	10	11.7 (7.6)	-
	20	11.0 (7.2)	8.8 (5.7)
	30	10.3 (6.7)	7.2 (4.7)
130	0	12.7 (8.3)	6.9 (4.5)
	10	12.0 (7.8)	-
	20	11.1 (7.2)	7.9 (5.1)
	30	10.7 (7.0)	10.0 (6.5)
150	0	13.9 (9.0)	6.9 (4.5)
	10	13.3 (8.6)	-
	20	13.1 (8.5)	7.9 (5.1)
	30	12.2 (7.9)	10.5 (6.8)

(a) ความชื้นเริ่มต้น 33 - 34 %d.b. ความชื้นสุดท้าย 12 - 19 %d.b.

(b) ความชื้นเริ่มต้น 28 - 27 %d.b. ความชื้นสุดท้าย 15 - 17 %d.b.

(c) ตัวเลขในวงเล็บเป็นค่าพลังงานที่บันทึกได้ลบด้วยค่าความร้อนสูญเสียซึ่งมีค่าประมาณ 35% ของค่าพลังงานที่บันทึกได้

จากผลการทดลองในตารางที่ 1 ที่อากาศเวียนกลับ 75% พบว่าในการลดความชื้นอย่างถ้อยเนื่องให้ลงมาอยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บ

รักษา (ประมาณ 15 – 16 %d.b.) จะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะประมาณ 8 MJ/kg water evap. อย่างไรก็ตามเนื่องจากเป็นเครื่องอบแห้งในระดับห้องปฏิบัติการดังนั้นเพื่อให้การออกแบบเป็นไปตามหลักพลศาสตร์ของไหลที่ถูกต้อง ความยาวโดยรวมของระบบท่อลมทั้งหมดจึงค่อนข้างมากจึงทำให้มีพื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อนมาก ประกอบกับความหนาของฉนวนใยแก้วที่ใช้มีความหนาเพียง 2 นิ้วจึงทำให้มีการสูญเสียความร้อนผ่านผนังท่อมก และจากการคำนวณพบว่าความร้อนสูญเสียมีค่าประมาณ 35-45% ของค่าความร้อนที่ได้จากขดลวดให้ความร้อน และเมื่อคิดเป็นพลังงานจำเพาะจะมีค่าประมาณ 2.8-3.6 MJ/kg water evap. ดังนั้นตัวเลขที่สะท้อนค่าพลังงานจำเพาะจำเพาะน่าจะอยู่ที่ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap. (ตัวเลขในวงเล็บในตารางที่ 1) ซึ่งถือว่าอยู่ในเกณฑ์ที่ดี อีกประการหนึ่งจากการอัตราการอบแห้งค่อนข้างจะคงที่ทุกช่วงเวลาของการอบแห้ง ดังนั้นการใช้พลังงานก็จะใกล้เคียงกันทุกช่วงเวลาด้วย ซึ่งหากพิจารณาเฉพาะการอบแห้งในช่วงแรกก่อนที่เปอร์เซ็นต์ข้าวคั่วสัมผัสจะต่ำกว่า 100% การใช้พลังงานในระดับนี้ (5.5 MJ/kg water evap.) จัดว่าปกติ

### 3.8 เปรียบเทียบระหว่างเครื่องอบแห้งสเปาเค็ดเบคกับเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบค

เปรียบเทียบสมรรถนะในด้านความสามารถในการลดความชื้น จากผลการทดลองในงานวิจัยนี้พบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเค็ดเบคสามารถลดความชื้นจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 34 %d.b. ลงเหลือความชื้น 21 %d.b. ใช้เวลาประมาณ 16 นาที และจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 27 %d.b. ลงเหลือความชื้น 22 %d.b. ใช้เวลาประมาณ 8 นาทีที่อุณหภูมิอบแห้ง 130 °C ในขณะที่เครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคใช้เวลาประมาณ 1.5 นาที [13] แต่เมื่อพิจารณาในเทอมของอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรของห้องอบแห้งพบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเค็ดเบคและฟลูอิดไชเบคมีอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรห้องอบแห้งเท่ากับ 98 kg water evap./h.m<sup>2</sup> และ 68 kg water evap./h.m<sup>2</sup> ตามลำดับ โดยสำหรับเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคคำนวณจากข้อมูลการทดลองของงานวิจัย[13] โดยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคที่ใช้เป็นเครื่องอบแห้งในระดับห้องปฏิบัติการ มีลักษณะทรงกระบอกเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.20 m สูง 1.40 m ใช้อบแห้งข้าวเปลือกได้ครั้งละ 1.9 kg ดังนั้นจะเห็นได้ว่าอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรของห้องอบแห้งแบบสเปาเค็ดเบคจะมีค่าสูงกว่าของแบบฟลูอิดไชเบคประมาณ 1.4 เท่า

ในด้านของการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะ เนื่องจากไม่มีข้อมูลการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะของเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคในระดับห้องปฏิบัติการ ดังนั้นจะเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคในระดับอุตสาหกรรม โดยหากพิจารณาตลอดช่วงการอบแห้งที่ลดความชื้นมาอยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา (ประมาณ 15 – 16 %d.b.) พบว่าการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะของเครื่องอบแห้งสเปาเค็ดเบค (ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap.) ต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับการใช้พลังงานจำเพาะของเครื่องอบแห้งฟลูอิดไชเบคในระดับอุตสาหกรรมที่แบ่งการอบแห้งออกเป็นสองช่วงโดยมีกระบวนการพักตัว (Tempering) และเป่าลมเย็นกั้นกลาง (ประมาณ

4-6 MJ/kg water evap. ในการอบแห้งช่วงแรก และประมาณ 7-9 MJ/kg water evap. ในการอบแห้งช่วงที่สอง) และหากพิจารณาเฉพาะช่วงการอบแห้งช่วงแรกที่ลดความชื้นลงมาถึงลิมิตของความชื้นที่ยังคงให้เปอร์เซ็นต์ข้าวคั่วสัมผัสสูงกว่าหรือใกล้เคียง 100% พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคสเปาเค็ดเบคซึ่งใช้พลังงานประมาณ 5.5 MJ/kg water evap. จะใกล้เคียงของการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไชเบคในระดับอุตสาหกรรมซึ่งใช้พลังงานความร้อนจำเพาะในช่วงแรกของการอบแห้งประมาณ 4 – 6 MJ/kg water evap.

ในด้านปริมาณข้าวคั่วพบว่าการอบแห้งด้วยทั้งสองเทคนิคสามารถให้ปริมาณข้าวคั่วในระดับใกล้เคียงกันโดยสามารถลดความชื้นได้อย่างต่อเนื่องประมาณ 5 – 8 %d.b. ก่อนที่ข้าวจะเริ่มเสียหายมาก (เปอร์เซ็นต์ข้าวคั่วสัมผัสต่ำกว่า 100%) สำหรับในด้านความขาวพบว่าทั้งสองเทคนิคไม่ส่งผลกระทบต่อความขาวของข้าวหลังการอบแห้ง

### 4. สรุป

1) ความสัมพันธ์ระหว่างความชื้นเมล็ดข้าวเปลือกกับเวลาในการอบแห้งประมาณได้ว่าอยู่ในรูปความสัมพันธ์เชิงเส้น สำหรับทุกเงื่อนไขการทดลองนั่นคือปริมาณอากาศที่เข้าคาวนั้คัมเมอร์ไม่มีอิทธิพลต่อ drying curve characteristic

2) มีการถ่ายเทมวล (ความชื้น) เกิดขึ้นภายในคาวนั้คัมเมอร์ทุกเงื่อนไขของปริมาณอากาศที่เข้าคาวนั้คัมเมอร์ แต่การถ่ายเทมวลเกิดจากปรากฏการณ์ evaporative cooling ไม่ใช่การอบแห้ง

3) ปริมาณอากาศไหลเข้าคาวนั้คัมเมอร์จะส่งผลโดยตรงกับอัตราการอบแห้ง (ซึ่งเป็นผลรวมของการลดความชื้นในบริเวณสเปาเค็ดและคาวนั้คัมเมอร์) แต่การลดลงของความชื้นในคาวนั้คัมเมอร์ที่แต่ละปริมาณอากาศไหลเข้าคาวนั้คัมเมอร์ไม่ค่อยแตกต่างกันมากนัก โดยอัตราการอบแห้งที่เปอร์เซ็นต์อากาศเข้าคาวนั้คัมเมอร์เท่ากับ 30% จะดีที่สุด รองลงมาคือที่ 20, 10 และ 0% ตามลำดับ

4) คุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีในด้านของปริมาณข้าวคั่วพบว่าการอบแห้งอย่างต่อเนื่องที่ปริมาณอากาศเข้าคาวนั้คัมเมอร์สูงจะได้ปริมาณข้าวคั่วลดลงเมื่อเทียบกับการอบแห้งที่ปริมาณอากาศเข้าคาวนั้คัมเมอร์ต่ำกว่า และพบว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 130 °C ถ้าความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกเท่ากับ 35%d.b. สามารถอบแห้งข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องลงมาถึงความชื้นประมาณ 27% ก่อนที่ข้าวจะเสียหายและถ้าความชื้นเริ่มต้นเท่ากับ 27% จะสามารถอบแห้งลงมาถึงความชื้นประมาณ 22 %d.b. สำหรับความขาวของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งพบว่าไม่เปลี่ยนแปลงมากนักเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกอ้างอิงที่ไม่ได้ผ่านการอบแห้ง

5) พลังงานความร้อนจำเพาะที่บันทึกได้จะมีค่าใกล้เคียงกันทุกช่วงของการอบแห้งโดยมีค่าประมาณ 8 MJ/kg water evap. ที่เปอร์เซ็นต์อากาศเวียนกลับเท่ากับ 75% แต่เมื่อพิจารณาความร้อนสูญเสียของระบบซึ่งมีค่าประมาณ 35-45% ของค่าความร้อนทั้งหมด ดังนั้นค่าพลังงานความร้อนจำเพาะน่าจะอยู่ที่ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap.

6) เมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดในระดับห้องปฏิบัติการด้วยกันพบว่าในด้านของอัตราการอบแห้ง เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดจะอบแห้งได้รวดเร็วกว่าเพราะมีขนาดที่ใหญ่กว่า แต่หากพิจารณาในเทอมของอัตราการอบแห้งต่อหน่วยปริมาตรของห้องอบแห้งพบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเต็คเบดจะมีค่ามากกว่าเครื่องอบแห้งฟลูอิดไรซ์เบดประมาณ 1.4 เท่า และสำหรับคุณภาพข้าวเปลือกหลังการขัดสีทั้งในด้านปริมาณข้าวคืนและความขาว พบว่าทั้งสองเทคนิคให้ผลไม่ต่างกัน และสุดท้ายในด้านของการใช้พลังงานความร้อนจำเพาะในการอบแห้ง พบว่าถ้าพิจารณาการอบแห้งตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงช่วงสุดท้ายที่เมล็ดข้าวเปลือกมีความชื้นในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษา พบว่าการอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเต็คเบดจะใช้พลังงานจำเพาะ (ประมาณ 5.5 MJ/kg water evap.) ต่ำกว่าของฟลูอิดไรซ์เบด และหากพิจารณาเฉพาะช่วงแรกของกระบวนการอบแห้งที่ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างต่อเนื่องจนมาถึงระดับความชื้นที่ไม่ทำให้เมล็ดข้าวเปลือกแตกหัก (ประมาณ 22% d.b.) พบว่าการอบแห้งโดยเทคนิคสเปาเต็คเบดจะใช้พลังงานความร้อนจำเพาะใกล้เคียงกับการอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบด

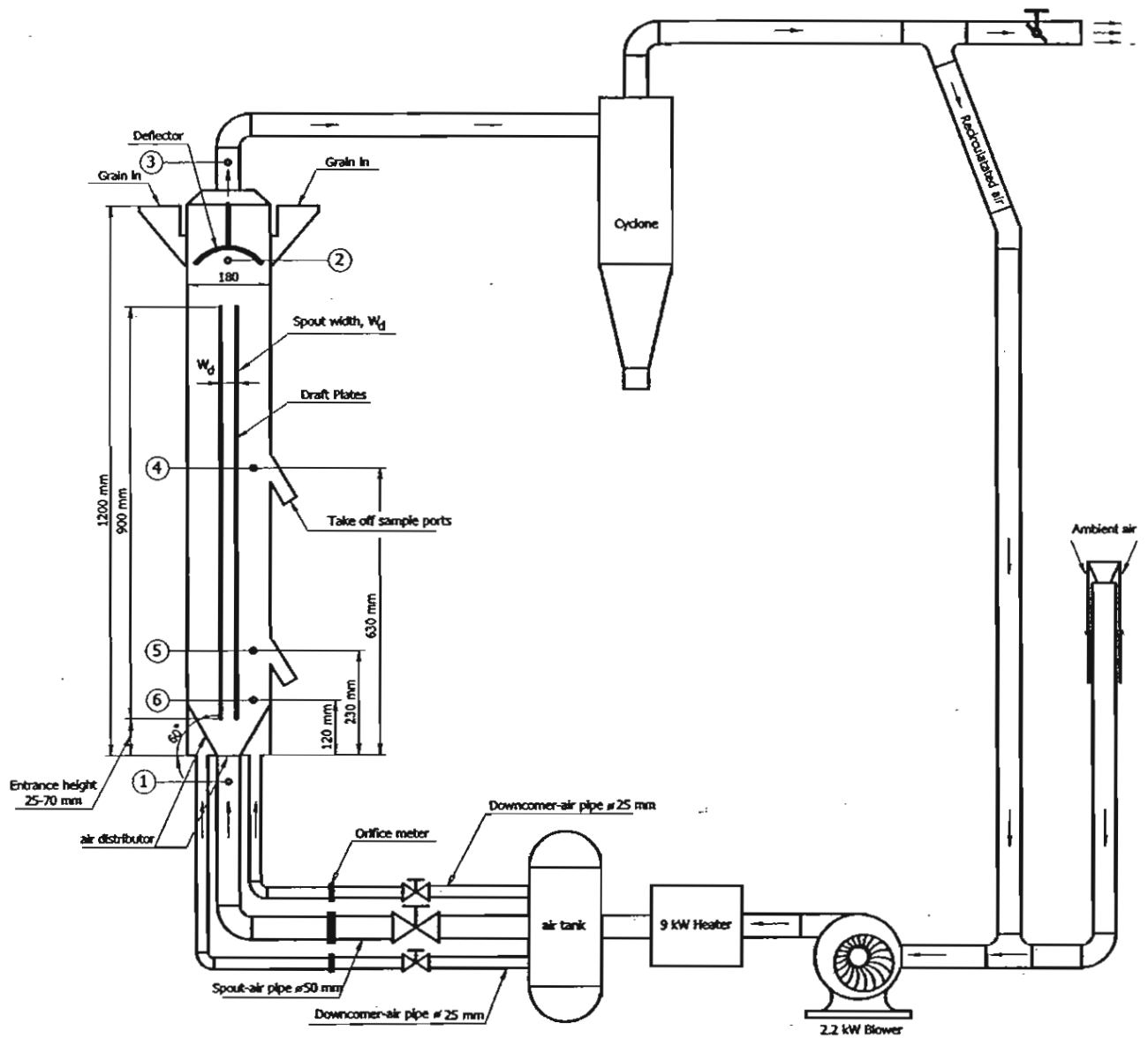
## 5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย และ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการใช้เครื่องมือวิเคราะห์คุณภาพข้าวเปลือก

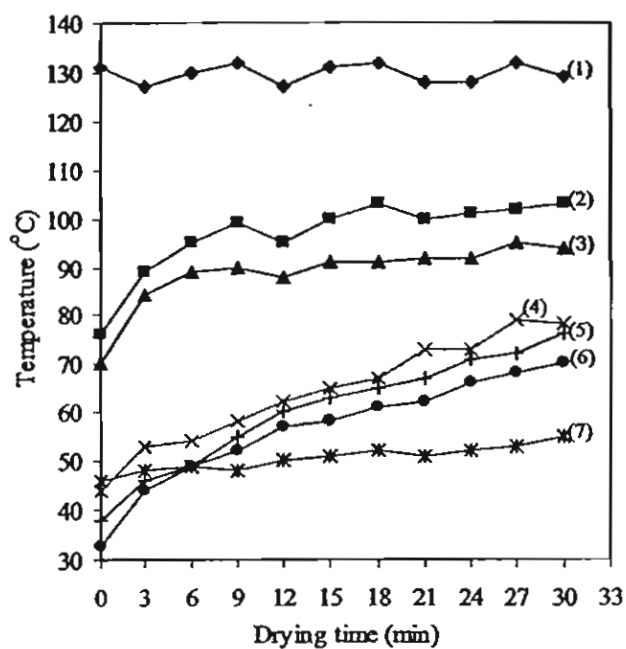
## เอกสารอ้างอิง

- [1] A.S. Mujumdar, In *Spouted Bed Technology: A brief review*, Drying'84; Hemisphere: Washington, 1984, pp. 151-157
- [2] M.I. Kalwar, Kudra T., Raghavan G.S.V. and Mujumdar A.S. "Drying of Grains in Drafted Two Dimensional Spouted Bed", *Journal of Food Process Engineering*, 1991, Vol. 13, pp. 321-332
- [3] M.I. Kalwar and Raghavan G.S.V. "Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates", *Drying Technology*, 1993, Vol. 11, No. 2, pp. 339-354
- [4] M.I. Kalwar and Raghavan G.S.V. "Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates", *Powder Technology*, 1993, Vol. 77, pp. 233-242
- [5] S. Wetchacama, Soponronnarit S., Swasdisevi T., Panich-ing-orn J. and Suthicharoenpanich S. "Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique", *Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC '99)*, Bali, Indonesia, Oct. 24-27, 1999; 300-307.
- [6] L.H. Nguyen, "Evaluation of a Modified Spouted Bed Dryer for High Moisture Grain Drying", Ph.D. Thesis, University of New South Wales, Australia, 2000.
- [7] L.H. Nguyen, Driscoll R.H. and Srzednicki G. "Drying of High Moisture Content Paddy in a Pilot Scale Triangular Spouted Bed Dryer", *Drying Technology*, 2001, Vol. 19, No. 2, pp. 375-387
- [8] T. Madhiyanon, Soponronnarit S. and Tia W. "A Two-Region Mathematical Model for Batch Drying of Grains in a Two-Dimensional Spouted Bed", *Drying Technology*, 2001, Vol. 19, No. 5, pp. 1045-1064
- [9] T.N. Tulasidas, Kudra T. and Raghavan G.S.V. "Effect of Bed Height on Simultaneous Heat and Mass Transfer in a Two-Dimensional Spouted Bed Dryer", 1993, *Heat Mass Transfer*, Vol. 20, 79-88
- [10] T. Madhiyanon, Soponronnarit S. and Tia W. "Industrial-Scale Prototype of Continuous Spouted Bed Paddy Dryer", *Drying Technology*, 2001, Vol. 19, No. 1, pp. 207-216
- [11] T. Madhiyanon, Soponronnarit S. and Tia W. "A Mathematical Model for Continuous Drying of Grains in a Spouted Bed Dryer", *Drying Technology*, 2002, Vol. 20, No. 3, pp. 587-614
- [12] N. Poomsa-ad, Soponronnarit S., Prachayawarakorn S. and Terdyothin A. "Head Rice Yield After Drying by Fluidization Technique and Tempering", *Proceedings of 2<sup>nd</sup> Asian-Oceania Drying Conference (ADC)*, 2001, pp. 717-726
- [13] N. Poomsa-ad "Optimum Design of Paddy Drying System in Rice Mill", Ph.D. Thesis, King Mongkut 's University of Technology Thonburi, 2001, pp. 79-100

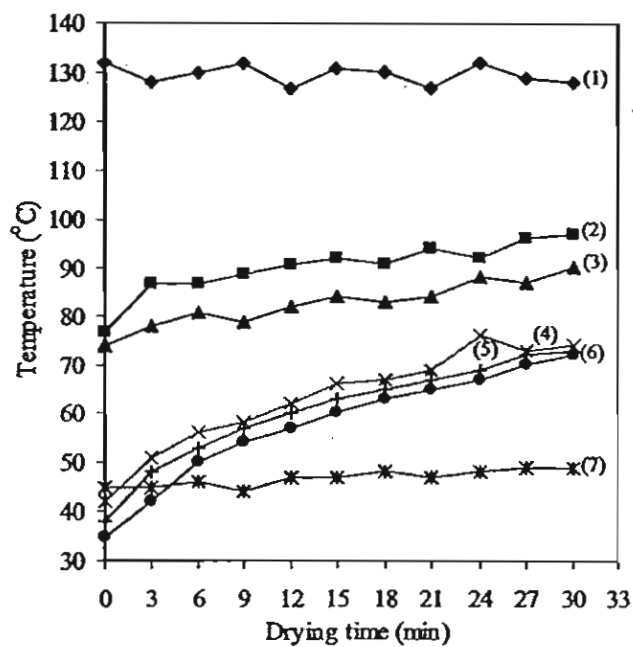




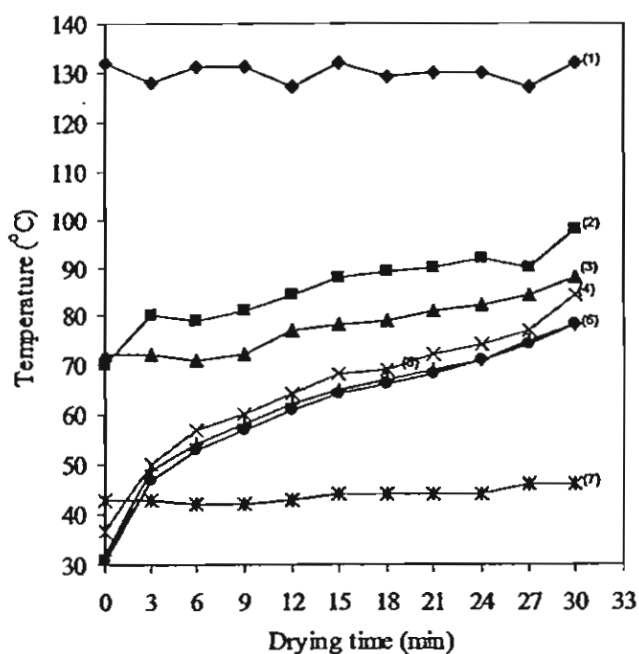
รูปที่ 1 Schematic diagram of two-dimensional spouted bed dryer with various downcomer airflow and temperature measurement positions.



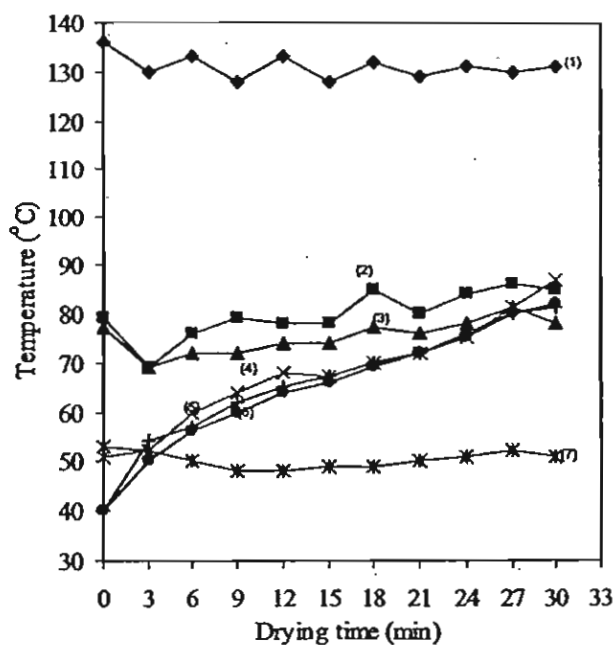
(a) 0% of downcomer - air



(b) 10% of downcomer - air



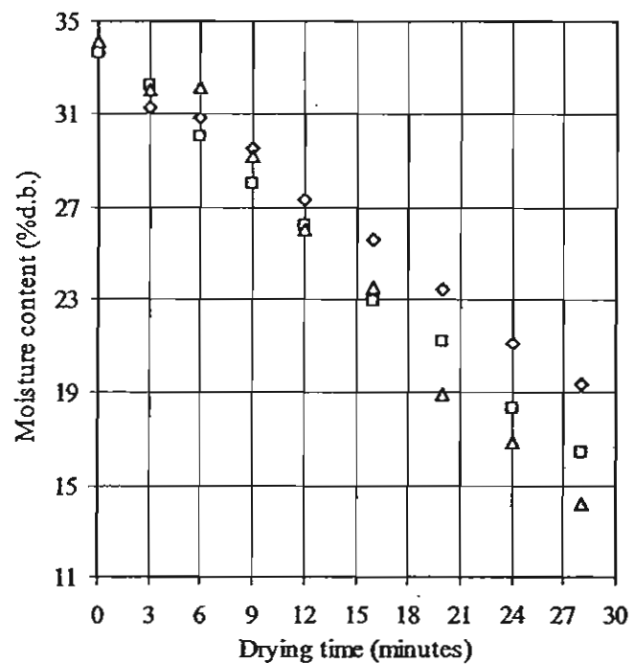
(c) 20% of downcomer - air



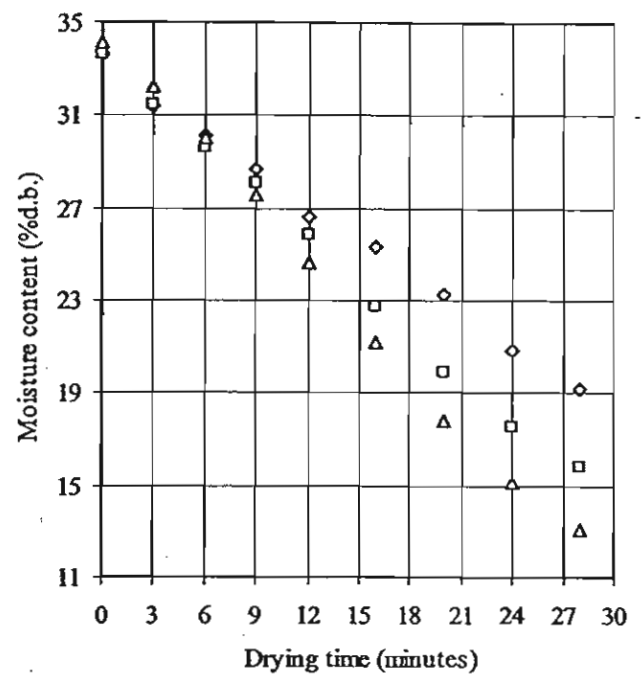
(d) 30% of downcomer - air

◆ inlet air (1)      ■ below deflector (2)      ▲ exit air (3)  
 × 0.63 m bed height (4)      + 0.43 m bed height (5)      ● 0.23 m bed height (6)  
 \* blower inlet (7)

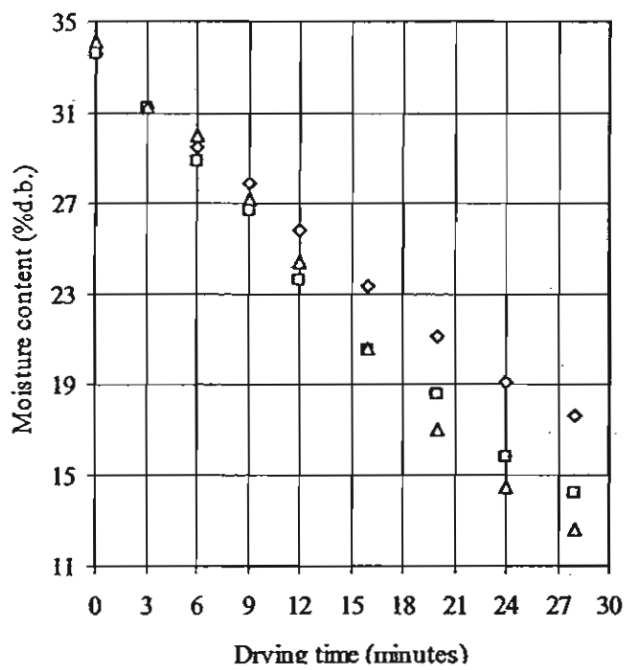
Fig. 2 Variation of air and grain temperatures within drying system at various percentage of downcomer-airflow (inlet air temp. 130 °C)



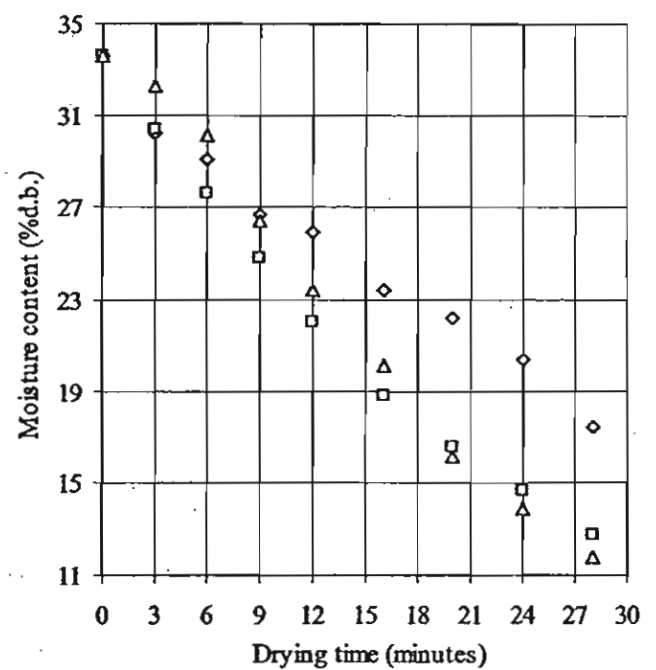
(a) 0% of downcomer - airflow



(b) 10% of downcomer - airflow



(c) 20% of downcomer - airflow



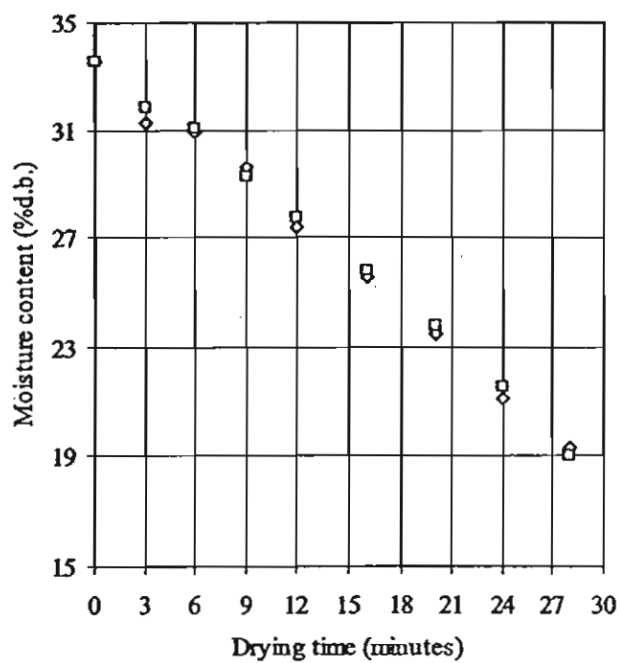
(d) 30% of downcomer - airflow

◇ 110°C

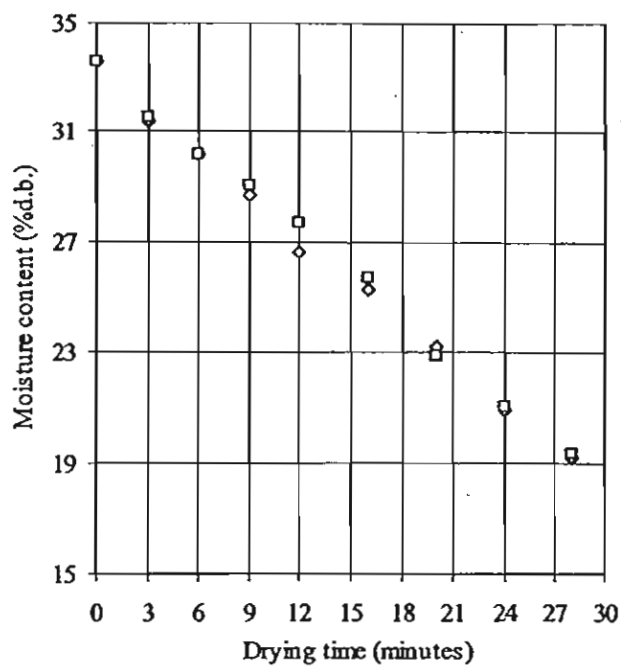
□ 130°C

△ 150°C

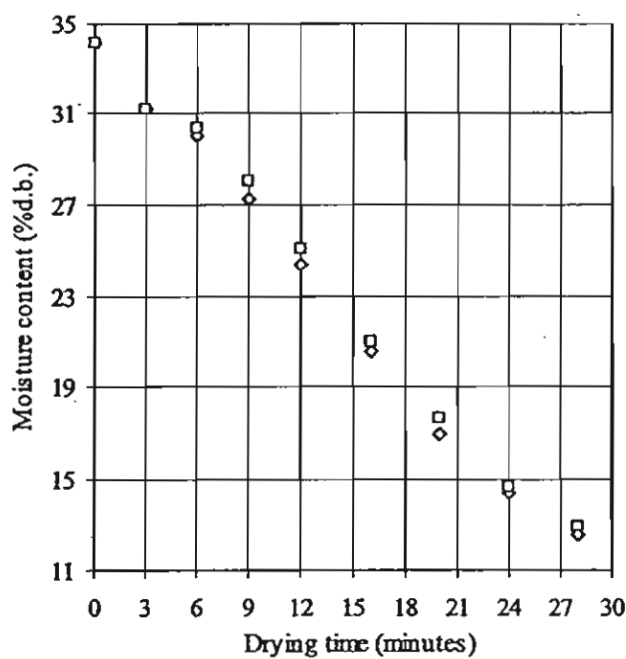
รูปที่ 3 Drying characteristic with various drying temperatures and percentage of downcomer - airflow.



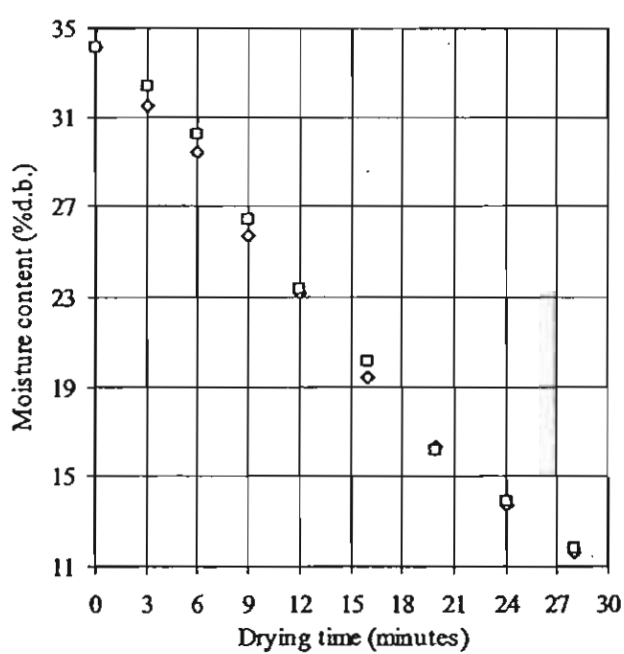
(a) inlet air temp. 110 °C, 0% of downcomer - airflow



(b) inlet air temp. 110 °C, 10% of downcomer - airflow



(c) inlet air temp. 150 °C, 20% of downcomer - airflow

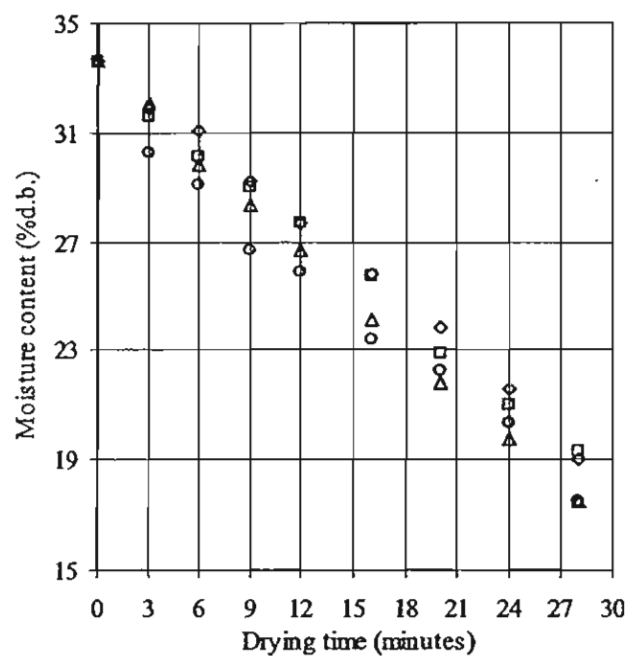


(d) inlet air temp. 150 °C, 30% of downcomer - airflow

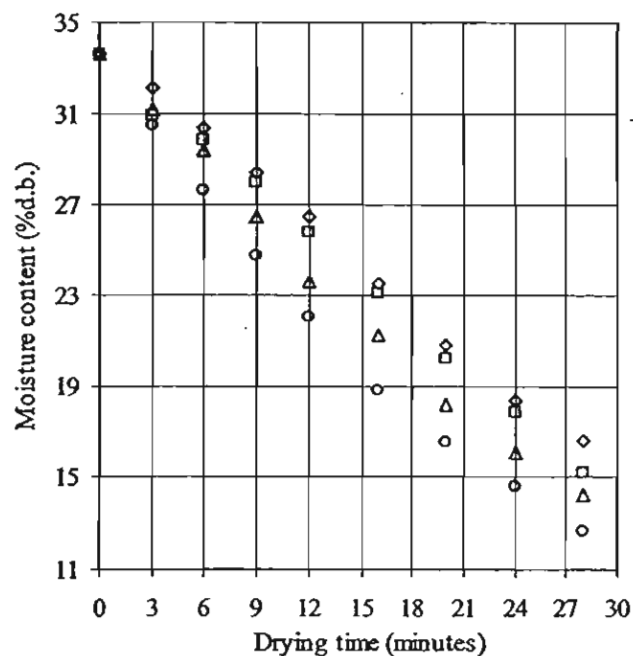
◇ 0.23 m bed height

□ 0.63 m bed height

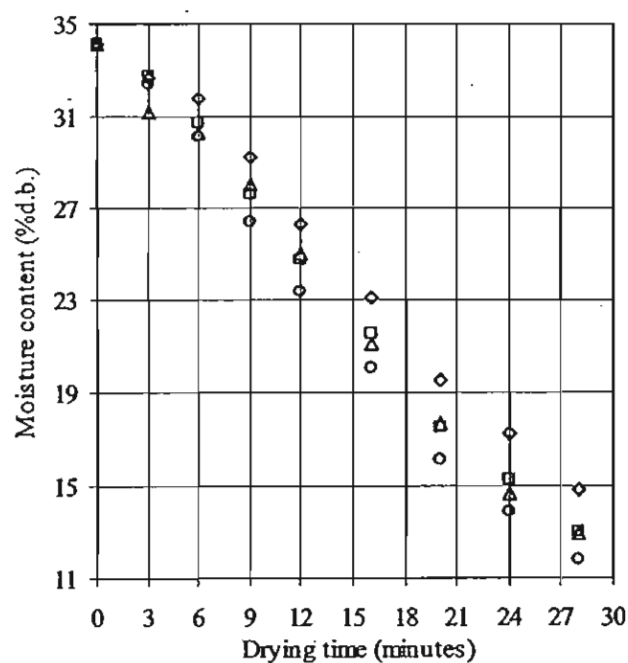
Figure 4 The variation of moisture content with bed height in the downcomer region.



(a) inlet air temp. 110 °C



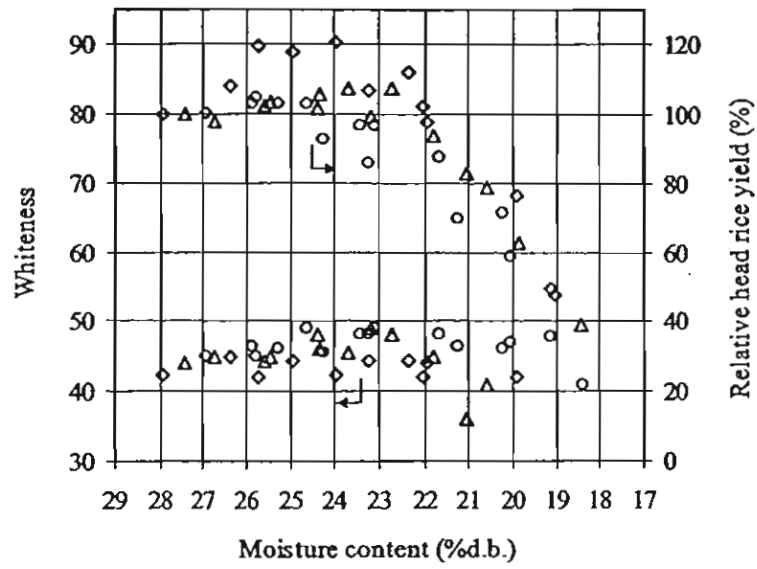
(b) inlet air temp. 130 °C



(c) inlet air temp. 150 °C

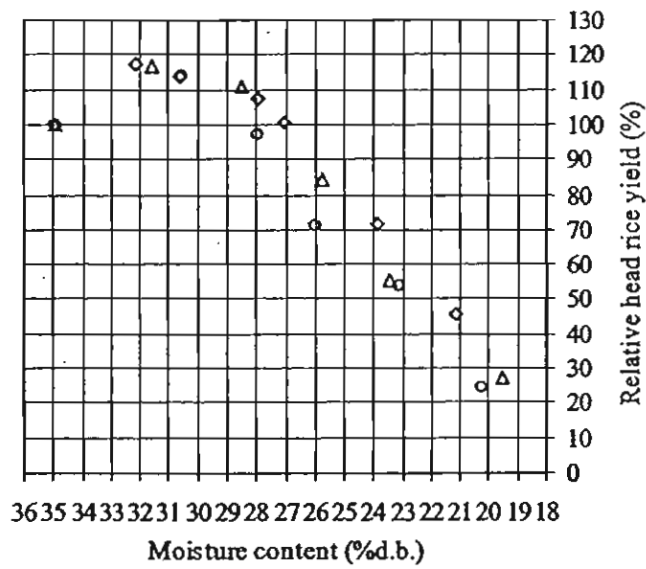
- ◇ 0% downcomer - air
- 10% downcomer - air
- △ 20% downcomer - air
- 30% downcomer - air

Figure 5 The influence of downcomer – airflow (0, 10, 20, and 30%) on total moisture reduction (summation of moisture reduction in spout and downcomer regions).



◇ 0% downcomer-air    △ 20% downcomer-air    ○ 30% downcomer-air

(a) 27% d.b. initial moisture content



◇ 0% downcomer-air    △ 20% downcomer-air    ○ 30% downcomer-air

(b) 35% d.b. initial moisture content

Fig. 6 The effects of moisture content on relative head rice yield and whiteness. (drying temperature 130°C)

## COMPRESSIVE BEHAVIORS OF DURIAN SLICES DURING HOT AIR AND SUPERHEATED STEAM DRYING

J. Jamradloedluk<sup>1,\*</sup>, S. Soponronnarit<sup>1</sup>, A. Nathakaranakule<sup>1</sup>,  
and S. Prachayawarakorn<sup>2</sup>

<sup>1</sup> School of Energy and Materials, <sup>2</sup> Faculty of Engineering,  
King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

### ABSTRACT

Compressive characteristics (hardness, initial slope and number of peaks of force-deformation curve) of durian slices were monitored during drying at temperatures of 130 and 140°C, medium velocity of 2 m/s, and material dimensions of 30×30×2.5 mm<sup>3</sup> and 30×30×3 mm<sup>3</sup>. The experimental results showed that the compressive characteristics were affected by drying medium type, temperature, material thickness, and moisture ratio. Hardness and the initial slope of force-deformation curve gradually increased with decreasing moisture ratio, then they sharply raised to the maximum values and abruptly dropped. The higher temperature resulted in the higher values of hardness and the steeper initial slope for both drying media. Furthermore, it was found that hot air drying led to the slightly lower hardness and the flatter slope than superheated steam drying. However, it was not evident that hardness and initial slope of force-deformation curve were affected by material thickness. The relationship between number of peaks of force-deformation curve and moisture ratio indicated that the number of peaks increased with decreasing moisture ratio. Nevertheless, no obvious effects of temperature, thickness and drying medium type on number of peaks were significantly pronounced.

**KEYWORDS :** Compression test, Durian, Hardness

### INTRODUCTION

Durian, *Durio zibethinus* Murr, named as king of tropical fruit, is one of the best-known climacteric fruit in Thailand. It is an extremely nutritive fruit, rich in carbohydrate, protein, fats, vitamins and minerals [1]. Its cultivation lies mainly in the eastern region, 49% of total cultivated area, and the southern region, 44% of the total durian cultivation. The popular varieties being planted include Monthong, Kra dum thong, Chanee, and Puang manee. Monthong is highly praised and is also the highest prized of all. Thai durian is exported to many Asian countries. About 96% of the total

---

\* Corresponding author. Tel.: (02)-4708695 ext. 112; fax: (02)-4708663  
E-mail address: [jindaporn@3dup.com](mailto:jindaporn@3dup.com) (J. Jamradloedluk)

exported fresh durian was transported to Hong Kong, Taiwan, and Malaysia. The United States of America, Canada and China are also potential markets [2]. Though durian is categorized as a seasonal fruit, nowadays, it could be harvested almost all year round. The popular food processings of durian are deep-frying, vacuum frying, pasting, and freeze-drying. However, high oil content of conventional fried durian causing rancid and high cost of freeze dried durian lead to an effort to initiate another alternative methods for durian preservation. For instance, Jamradloedluk et.al [3] studied the feasibility of using superheated steam (SHS) and hot air (HA) to dry durian slices.

Apart from color, an important quality index for appealing dried products customer at the first sight, textural property is another quality indicator of dried products. Consequently, compression analysis, an approach for determining the textural behavior of dehydrated materials, has been studied by several researchers throughout literatures [4-8]. Compression parameters such as shear force, hardness, Young's modulus, initial slope of force-deformation curve are usually investigated during drying.

This present research is an extended study from the previous work [3] to study the effect of material thickness, drying medium type and temperature on compressive characteristics of dried durian slices.

## MATERIALS AND METHODS

### *Raw Materials*

Durian cv. Monthong was purchased from a local market and sliced to the dimensions of  $30 \times 30 \times 2.5 \text{ mm}^3$  and  $30 \times 30 \times 3 \text{ mm}^3$ . The moisture contents of durian slices were in range of 68 - 70 % d.b.

### *Experimental set-up*

A schematic diagram of the experimental apparatus is shown in Fig. 1. It comprises boiler(1), heater(2), drying chamber(3), blower(4), and pipe and valve systems. The  $30 \times 30 \text{ cm}$  drying chamber has the opening in the front for inserting trays of samples. With this drying equipment, experiments can be conducted using either hot air or superheated steam. In case of using superheated steam, valve no. 1 (V.1) is opened for feeding steam into the system. Valves no. 3 (V.3) and 4 (V.4) are opened for blowing the remained air out of the superheated steam at the beginning of the experiment. Both drying media are heated by heater and flown through drying chamber and then sucked by blower to recirculate within the system. Drying medium temperatures are controlled by PID-controller with an accuracy of  $\pm 1^\circ\text{C}$ .

### *Method*

Drying experiments were carried out at drying temperatures of 130 and  $140^\circ\text{C}$  and medium velocity of 2.0 m/s. A sampling of dried products was taken to perform compressive tests at every drying time interval (5, 10, 15, 20, 25, and 30 minutes). The tests were conducted by using a texture analyzer (Instron 4301) with the needle size of 3 mm diameter and penetration speed of 30 mm/min. Hardness, number of peaks, and initial slope of force-deformation curve were investigated.



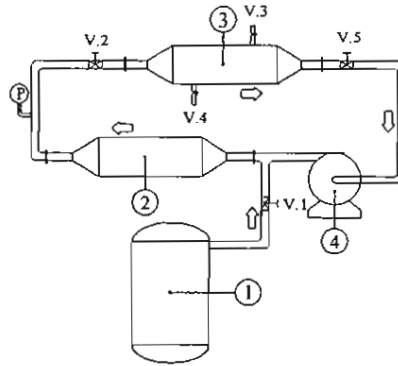


Figure 1. Schematic diagram of the experimental set-up

## RESULTS AND DISCUSSION

Compressive characteristics i.e., hardness, initial slope and number of peaks of force-deformation curve of durian slices during drying are discussed as follows:

### 1. Hardness

*Effect of moisture ratio and temperature on hardness*

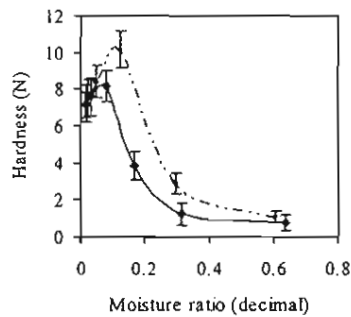


Figure 2. Effect of moisture ratio and temperature on hardness of durian slices

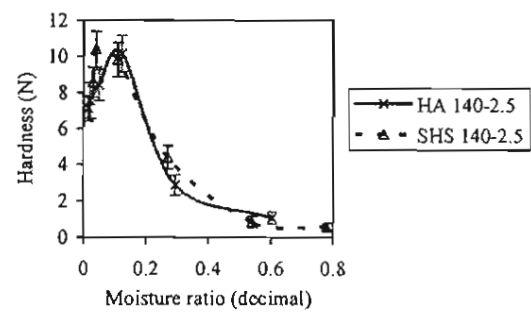


Figure 3. Effect of drying medium type on hardness of durian slices

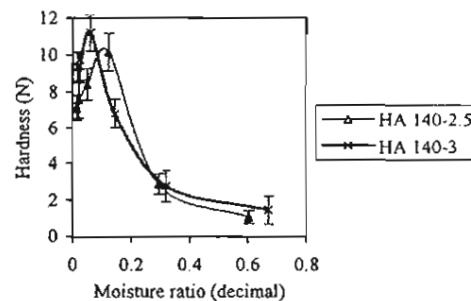


Figure 4. Effect of material thickness on hardness of durian slices dried at various drying conditions

The higher operating temperature produced a more rigid outer structure. The structure acted as a barrier for water vapor to escape, thus resulting in the formation of bubbles within the sample surface. During the drying of foodstuff, stresses develop within the sample that causes internal tissue split, rendering a more open structure with an enhanced porosity [9].

The increase in hardness occurred during the initial stage of drying when the water at the surface was removed and consequently the durian surface became stiffer. Afterward, the hardness of the samples dropped substantially as shown in Fig. 2. For both drying media, the durian slices dried at higher temperature had the tougher surface thus, making hardness of the product increased with increasing temperature.

#### *Effect of drying medium type on hardness*

It was known that in case of using superheated steam, gelatinization was expected to more completely occur than in case of using hot air. The gelatinized surfaces were predicted to cause hard crust. This was probably the reason that why hot air drying resulted in the smaller hardness value of dried sample than superheated steam drying (Fig. 3).

#### *Effect of material thickness on hardness*

Effect of material thickness on hardness of dried sample was shown in Fig. 4. It can be observed that at the end of drying process, the thicker sample had greater hardness than the thinner sample. Nonetheless, the hardness difference was not significant.

### 2. Initial slope of force-deformation curve

#### *Effect of moisture ratio and temperature on the initial slope of force-deformation curve*

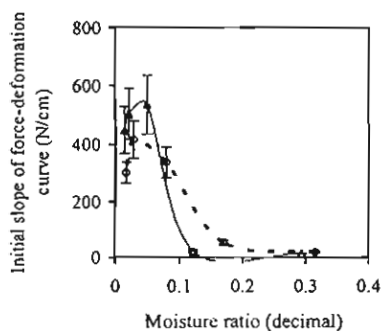


Figure 5. Effect of moisture ratio and temperature on initial slope of force-deformation curve.

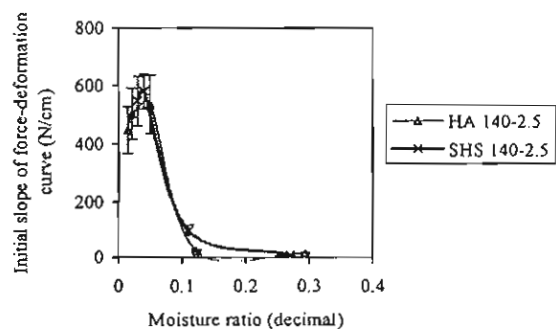


Figure 6. Effect of drying medium type on initial slope of force-deformation curve.

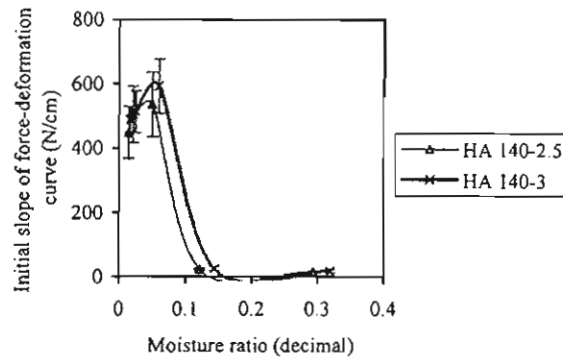


Figure 7. Effect of material thickness on the initial slope of force-deformation curve during drying at different conditions

For all drying conditions, the trend between the initial slope of force-deformation curve and the product moisture content was similar to the relationship between hardness and moisture content. During drying, the decrease in moisture content caused an increase in the initial slope of force-deformation at first, reaching the maximum value, and then decreasing with the further removal of moisture. For the final product, a higher temperature corresponding to higher initial slope of force-deformation curve was shown in Fig. 5.

#### *Effect of drying medium type on the initial slope of force-deformation curve*

Changing drying medium from superheated steam to hot air led to the lower initial slope of force-deformation curve. However, the slope difference was not significant (Fig. 6).

#### *Effect of material thickness on the initial slope of force-deformation curve*

The effect of material thickness on the initial slope of force-deformation curve was depicted in Fig. 7. It was found that the influence of material thickness was not much pronounced.

### 3. Number of peaks of force-deformation curve

Generally, porosity is influenced by number of peaks of force-deformation curve before the sample failed. Several works has shown that these characteristics may be used as an index for sensory attributes such as crispiness and brittleness [10,11]. Therefore, it is necessary to study the factors affecting number of peaks of force-deformation curve.

*Effect of moisture ratio and temperature on number of peaks of force-deformation curve*

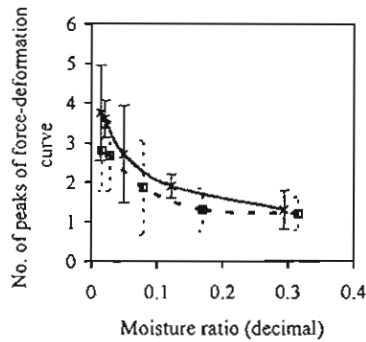


Figure 8. Effect of moisture ratio and temperature on number of peaks of force-deformation curve.

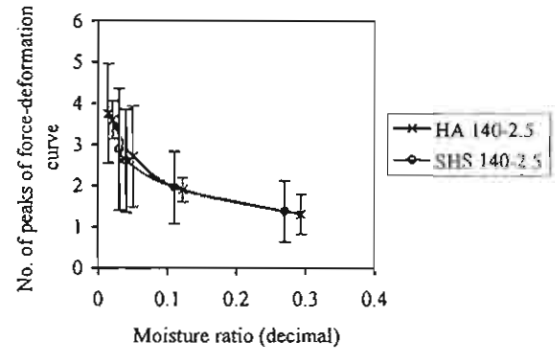


Figure 9. Effect of drying medium type on number of peaks of force-deformation curve.

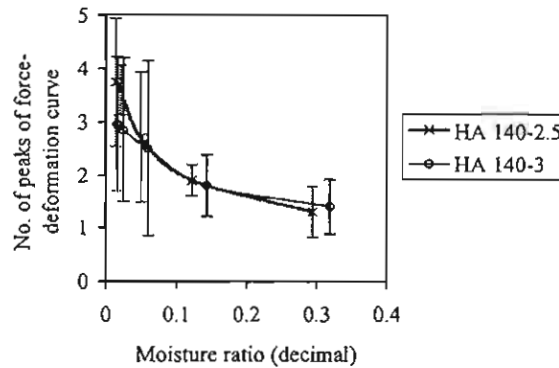


Figure 10. Effect of material thickness on number of peaks of force-deformation curve during drying at different conditions

It is observed from Fig. 8 that number of peaks of force-deformation curve was increased as decreased moisture ratio. The higher temperature resulted in the higher number of peaks of force-deformation curve but the difference was not significant.

*Effect of drying medium type on number of peaks of force-deformation curve*

Fig. 9 shows that drying with hot air provided material with more number of peaks of force-deformation curve than drying with superheated steam. Nevertheless, the difference of number of peaks was not significant ( $p>0.05$ ).

*Effect of material thickness on number of peaks of force-deformation curve*

Similar to effect of drying medium type, the effect of material thickness on number of peaks of force-deformation curve was not pronounced as shown in Fig. 10.

## CONCLUSIONS

Hardness and initial slope of force-deformation curve of dried durian gradually increased with decreasing moisture ratio, then they sharply raised to the maximum values and abruptly dropped. The initial increasing values of hardness and initial slope according to decreased moisture ratio were due to the stiffer sample after removal of moisture and the substantial drops of both values were probably due to the increase in porosity.

The relationship between number of peaks of force-deformation curve and moisture ratio stated that the number of peaks increased with reducing moisture ratio. However, no obvious effects of temperature, drying medium type and thickness on number of peaks were found.

## ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to acknowledge the contribution of The Thailand Research Fund that has provided funding for this research.

## REFERENCES

1. Lim, T.K., Horticulture Section, Darwin, (Sept 2003), Durian, <http://www.durainpalace.com/images/asutinf01.jpg>
2. Chantaburi Horticultural Research Center (Sept 2003), Durian production in Thailand, [http://www.durianpalace.com/CHRC/Durian\\_Production\\_in\\_Thailand.htm](http://www.durianpalace.com/CHRC/Durian_Production_in_Thailand.htm)
3. Jamradloedluk, J., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S., and Prachayawarakorn, S., 2003, Drying of durian slices in superheated steam and hot air, *Proceedings of the Third Asia-Pacific Drying Conference*, Bangkok, pp. 667-677.
4. Watts, K.C., and Bilanski, W.K. (1991), Stress relaxation of alfalfa under constant deformation, *Transactions of ASAE*, Vol. 34, pp. 2491-2498.
5. Cenkowski, S., Zhang, Q., Bielewicz, J., and Britton, M.G. (1992), Effects of maturity stage on mechanical properties of canola seeds, *Transactions of ASAE*, Vol. 35, pp. 1243-1248.
6. Nsonzi, F., and Ramaswamy, H.S. (1998), Quality of osmo-convective dried blueberries, *Drying Technology*, Vol. 16, pp. 705-723.
7. Krokida, M.K., and Maroulis, Z.B. (1999), Effect of microwave drying on some quality properties of dehydrated products, *Drying Technology*, Vol. 17, pp. 449-466.
8. Krokida, M.K., Karathanos, V.T., and Maroulis, Z.B. (2000), Compression analysis of dehydrated agricultural products, *Drying Technology*, Vol. 18, pp. 409-419.
9. McMinn, W.A.M., and Magee, T.R.A. (1997), Physical characteristics of dehydrated potato part I, Vol. 33, pp. 37-48.
10. Voisey, P.W., and Stanley, D.W. (1979), Interpretation of instrumental results in measuring bacon crispness and brittleness, *Journal of Canadian Institution of Science and Technology*, Vol. 12, pp. 7.
11. Owusu-Ansah, J., Van d Voort, F.R., and Stanley, D.W. (1984), Textural and microstructural changes in cornstarch as a function of extrusion variables, *Journal of Canadian Institution of Science and Technology*, Vol. 17, pp. 65

การอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน  
PORK DRYING USING SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

ณรงค์ อึ้งกิม้วน<sup>1</sup>\* สมชาติ โสภณธนฤทธิ์<sup>1</sup> สมเกียรติ ปรัชญาวารากร<sup>2</sup> และ อติศักดิ์ นาดกรณกุล<sup>1</sup>  
<sup>1</sup>คณะพลังงานและวัสดุ <sup>2</sup>คณะวิศวกรรมศาสตร์  
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ. ประชาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน โดยทำการศึกษาจลนศาสตร์ของการอบแห้ง สัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น การเปลี่ยนแปลงสีของผลิตภัณฑ์ภายใต้เงื่อนไขการทดลอง คือ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและอากาศร้อน 130, 140, 150 และ 160°C ความเร็วตัวกลางเท่ากับ 2.1 m/s และความดันของระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง 106 kPa จากผลการศึกษาพบว่า ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้นของเนื้อหมูเมื่ออบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะน้อยกว่าเมื่ออบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิเดียวกัน ทำให้อัตราการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งจะต่ำกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน เนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งมีสีที่จางกว่าเมื่อผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

คำสำคัญ : การอบแห้ง / เนื้อหมู / ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

**Abstract :** The objective of this research was to comparatively study the drying pork using superheated steam and hot air. Effective diffusion coefficient, drying kinetics, and color change of dried pork were studied. Experiments were conducted on the following conditions: drying temperatures of 130, 140, 150, and 160°C, the media velocity of 2.1 m/s, and operating pressure of superheated steam of 106 kPa. The result showed that the drying rate of pork dried by superheated steam was lower than that dried by hot air because of the lower effective diffusion coefficient of superheated steam. The color of pork dried by superheated steam was more reddish than that dried by the hot air.

**Keywords:** Drying / Pork / Superheated Steam

---

\* Corresponding author. Tel.: (02)-4708695 ext 112  
E-mail address: [uengkimbuan@yahoo.com](mailto:uengkimbuan@yahoo.com) (N.Uengkimbuan)

## บทนำ

เนื้อสัตว์ถือว่าเป็นแหล่งอาหารที่มีคุณค่าทางโภชนาการสูง การแปรรูปเนื้อสัตว์มีจุดประสงค์เพื่อเก็บรักษาคุณค่าทางอาหาร อีกทั้งยังเป็นการเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์ซึ่งมีได้หลายวิธี คือการตากแห้ง โดยใช้แสงแดดจะต้องใช้ระยะเวลาค่อนข้างมาก และยังมีปัญหาทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์เนื่องจากฝุ่นและแมลง การแปรรูปอาหารจึงใช้เครื่องอบแห้งด้วยอากาศร้อนซึ่งสามารถทำให้ระยะเวลาในการอบแห้งลดลง แต่เมื่อใช้อุณหภูมิของอากาศร้อนสูง ๆ จะทำให้คุณภาพและคุณค่าทางอาหารของผลิตภัณฑ์สูญเสียไป ด้วยเหตุนี้มีการนำเอาไอน้ำร้อนมาใช้เป็นตัวกลางอบแห้งแทนอากาศร้อน [1]

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยังมีข้อดีเมื่อเปรียบเทียบกับ การอบแห้งด้วยอากาศร้อนหลายประการ [2] เช่น ประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงเนื่องจากการนำความร้อนแฝงของการกลั่นตัวในไอน้ำกลับมาใช้ใหม่ ไม่มีออกซิเจนในระบบทำให้ลดการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน ลดปัญหาสิ่งแวดล้อมรวมทั้งลดเวลาในการอบแห้งเนื่องจากมีค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสูงกว่าอากาศสำหรับการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงกว่า inversion temperature [3] แต่การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนก็ยังมีความเสี่ยงบางประการ เช่น การเกิดการควบแน่นของไอน้ำที่ผิวผลิตภัณฑ์ทำให้ต้องใช้เวลาในการอบแห้งนานขึ้น การสูญเสียทางคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ไวต่อความร้อน ดังนั้นจึงนิยมใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนมาใช้ในการอบแห้งสำหรับผลิตภัณฑ์ที่ไม่ใช่อาหาร แต่ในปัจจุบันมีการนำเอาไอน้ำร้อนมาใช้ในการอุตสาหกรรมการอบแห้งอาหาร เนื่องจากพบว่ามีข้อดีทางด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง เช่น ผลิตภัณฑ์มีรูพรุนมากและการหดตัวน้อยกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน [4, 5]

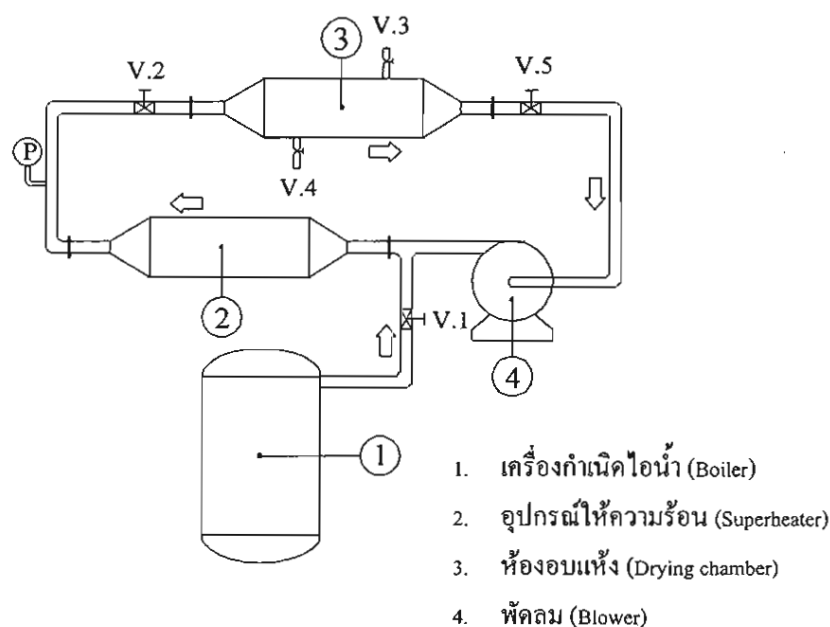
ลักษณะโครงสร้างของเนื้อสัตว์เป็นโครงสร้างแบบ anisotropic ดังนั้นการแพร่ของน้ำภายในเนื้อสัตว์ในแต่ละทิศทาง (ในทิศทางตั้งฉากและขนานกับกล้ามเนื้อ) จึงแตกต่างกัน ซึ่งมีงานวิจัยพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของน้ำในทิศทางขนานกับกล้ามเนื้อ จะมีค่ามากกว่าในทิศทางตั้งฉากกับกล้ามเนื้อ ประมาณ 30% [6]

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาเปรียบเทียบการอบแห้งเนื้อหมูด้วยไอน้ำร้อนโดยตรงและอากาศร้อน โดยทำการศึกษาอัตราการอบแห้งและสมบัติทางกายภาพบางประการของเนื้อหมูที่ผ่านการอบแห้งด้วยตัวกลางทั้งสอง

## อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดที่ใช้ในการทดลอง (ดังรูปที่ 1) ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก คือ 1) เครื่องกำเนิดไอน้ำ (boiler) เพื่อผลิตไอน้ำความดันสูงกว่าบรรยากาศเล็กน้อย 2) อุปกรณ์ให้ความร้อน (superheater) เพื่อทำให้อิมตัวกลายเป็นไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด ขนาด 13.5 kW โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยเครื่องควบคุมแบบ PID มีค่าความถูกต้อง  $\pm 1^{\circ}\text{C}$  3) ห้องอบแห้งแบบงวด (Drying chamber) ขนาด 30x30x10 cm 4) พัดลม (Blower) เป็นแบบแรงเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง อัตราการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบของพัดลม

การทำงานของระบบเริ่มต้นด้วยการอุ่นระบบโดยใช้อากาศร้อนไปยังอุณหภูมิที่ต้องการทำการอบแห้ง เพื่อป้องกันการกลั่นตัวของไอน้ำภายในระบบอบแห้งขณะทำการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขดขึง จากนั้นปล่อยไอน้ำอ้อมตัวจากเครื่องกำเนิดไอน้ำให้ไหลผ่านอุปกรณ์ให้ความร้อน เพื่อไอน้ำอ้อมตัวเปลี่ยนสถานะเป็นไอน้ำร้อนขดขึงโดยควบคุมความดันภายในระบบอบแห้งให้คงที่ประมาณ 106 kPa หลังจากนั้นไอน้ำร้อนขดขึงจะไหลผ่านห้องอบแห้งในแนวนานกับวัสดุ โดยที่ปริมาณไอน้ำทั้งหมดจะนำกลับมาใช้ใหม่เพื่อให้การใช้พลังงานเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ



รูปที่ 1 ไคอะแกรมระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขดขึง

#### การเตรียมตัวอย่าง

เนื้อหมูที่ใช้ทำการศึกษาจะใช้เฉพาะส่วนของเนื้อสันนอก (loin) โดยทำการแช่แข็งเนื้อหมูแล้วหั่นตัวอย่างให้มีขนาดหนาประมาณ 3 มม. ในทิศทางตั้งฉากกับกล้ามเนื้อเพื่อให้ไอน้ำภายในเนื้อหมูเคลื่อนที่ออกจากเนื้อหมูในทิศทางขนานกับกล้ามเนื้อ หลังจากนั้นตัดตัวอย่างให้มีขนาด 3x3 cm สำหรับใช้ในการอบแห้ง

#### แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

จากการทดลองกำหนดให้รูปร่างของเนื้อหมูที่ใช้ในการศึกษาการอบแห้งมีลักษณะเป็นแผ่นแบนกว้างและการถ่ายเทความร้อนเกิดขึ้นในทิศทางเดียว โดยที่ขณะทำการอบแห้งอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์เท่ากับอุณหภูมิของตัวกลางอบแห้ง เราสามารถหาความชื้นของผลิตภัณฑ์ที่เวลาใด ๆ ได้จากสมการการแพร่ทางทฤษฎี [7]