

ปัจจัยของอุณหภูมิอบแห้งของเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดที่มีผลต่อสมบัติทางกายภาพข้าว
และการชิมของข้าวสุก

Effect of Fluidized Bed Drying Temperature on Physical Property of Rice
and Sensory Evaluation of Cooked Rice

สุภวรรณ ฐิระวนิชกุล¹, สมเกียรติ ปรัชญารากร²,
พัชรี้ ตั้งตระกูล³, วรุณี วารัญญานนท์⁴ และสมชาติ โสภณธรรมฤทธิ์⁵

¹นักศึกษาปริญญาเอก คณะพลังงานและวัสดุ, ²ผู้ช่วยศาสตราจารย์ คณะวิศวกรรมศาสตร์
³ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี เขตทุ่งครุ, กรุงเทพฯ 10140
⁴นักวิจัยชำนาญการ, ⁵PhD., สถาบันค้นคว้าและพัฒนาผลิตภัณฑ์อาหาร, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
เขตจตุจักร, กรุงเทพฯ

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาถึงปัจจัยของอุณหภูมิของการอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบดที่มีผลต่อสมบัติทางกายภาพของข้าวเจ้าในเทอมของร้อยละของข้าวเต็มเมล็ด, ความขาวและค่าความแข็ง ข้าวเปลือกเมล็ดขาวสายพันธุ์อินดิกาที่ใช้ในการทดสอบมีสองชนิดได้แก่ ข้าวสุพรรณบุรี 1 ที่มีปริมาณแอมิโลสสูงและข้าวปทุมธานี 1 ที่มีปริมาณแอมิโลสต่ำอยู่ในช่วงร้อยละ 27 และร้อยละ 14-17.8 ตามลำดับ โดยทดลองที่อัตราการไหลของอากาศผ่านเบดมีค่าเท่ากับ 2.5 เมตร/วินาที ที่ความสูงเบด 0.095 เมตร ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกอยู่ในช่วงร้อยละ 25.6-33 มาตรฐานแห้ง ทดลองอบแห้งที่อุณหภูมิในช่วงตั้งแต่ 40 องศาเซลเซียส ถึง 150 องศาเซลเซียส ค่าความชื้นสุดท้ายหลังอบแห้งประมาณร้อยละ 22 มาตรฐานแห้ง หลังการอบแห้งข้าวเปลือกจะถูกนำไปเก็บไว้ในที่อับอากาศครึ่งชั่วโมง แล้วจึงเป่าเย็นด้วยอากาศแวดล้อมจนความชื้นสุดท้ายมีค่าร้อยละเท่ากับ 16 มาตรฐานแห้ง ผลการทดลองพบว่า ค่าความขาวและข้าวเต็มเมล็ดของข้าวที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำกว่า 90 องศาเซลเซียส ไม่มีการเปลี่ยนแปลงที่มีนัยสำคัญเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง ขณะที่ข้าวที่อบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงกว่า 100 องศาเซลเซียสขึ้นไป มีค่าร้อยละข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มขึ้นและค่าความขาวลดลงเล็กน้อย ผลการทดสอบทางด้วยวิธีการวิเคราะห์ประสาทสัมผัสสรุปได้ว่า ค่าความแข็งของข้าวไม่มีการเปลี่ยนแปลงที่มีนัยสำคัญทุกช่วงอุณหภูมิที่ใช้ออบแห้งหากความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เซชันมีค่าประมาณร้อยละ 22 มาตรฐานแห้ง สรุปได้ว่า อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งไม่ทำให้สมบัติเฉพาะทางกายภาพส่วนใหญ่เปลี่ยนแปลง ยกเว้นค่าความเหลืองของข้าวเมื่ออบแห้ง

ด้วยอุณหภูมิสูง ซึ่งความเหลืองนี้เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาแบบไม่เกี่ยวข้องกับเอนไซม์ขณะที่อบแห้งข้าวเปลือก และ
กรณีการทดสอบการชิมของข้าวสุก พบว่ามีค่าอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้เมื่อเปรียบเทียบกับข้าวอ้างอิง ($p < 0.05$)

KEYWORDS: Fluidized bed paddy drying; Rice quality; Sensory evaluation, Low and high amylose content
paddy

ABSTRACT: The main objective of this work was to study the effect of drying temperatures on physical qualities of rice in terms of head rice yield, whiteness and hardness. Two varieties of long grain paddy (*Indica* rice) used in the experiments were Suphanburi 1 and Pathumthani 1 with amylose content of 27% and 15-17.8%, respectively. The batch drying experiments were set up at an airflow rate of 2.5 m/s and a bed depth of 9.5 cm. Paddy was dried from an average initial moisture contents of 25.6-33% dry basis (d.b.) to 22% d.b. using hot air temperatures between 40 and 150°C. After drying, the paddy was tempered and followed by ventilation with ambient air until its final moisture content was reduced to 16.3% d.b. The results have shown that whiteness and head rice yield for paddy containing any moisture content level up to 33% d.b. when subjected to be dried at temperatures below 80°C insignificantly changes from that of the reference sample, which was dried by the ambient air ventilation. Drying at temperature above 100°C provides relatively higher head rice yield and the slightly more yellow around the surface of white rice. The texture analysis was concluded that the hardness of rice with high amylose content and low amylose content were not significant effected by drying air temperature ranging between 40°C and 150°C at paddy moisture content of 18% d.b. after fluidized bed drying. The experimental results implied most of the physical properties of rice were not changed by drying temperature except the yellowing of rice. The yellowness of rice depended on the non-enzymatic reaction during drying. For the cooking quality, the sensory evaluation of cooked rice after drying still be acceptable comparing to reference rice ($p < 0.05$).

1. Introduction

The management of highly moist paddy under the tropical climate is an extremely serious problem because the high humid air condition in tropical region can encourage the excessive mould growth and the yellowing of grain. To avoid the deterioration of paddy, a rapid drying technique such as fluidization technique is often used. The fluidized bed dryer type has the advantages of high drying capacity and uniform grain moisture distribution.

Driscoll and Adamczak (1) reported that high moisture content of paddy must be reduced to 22% d.b. within 24 hours to prevent substantial losses. They also stated that the fluidized bed dryer gave better economy, gentle grain handling and shorter drying time, comparing to the LSU dryer. Sutherland and Ghaly (2) studied the

fluidized bed drying of paddy using temperatures of 40-90°C to reduce the moisture content from of 28.2%-35% d.b. to 20.5%-23.5% d.b., respectively. They found that head rice yield between 58-61% was obtained for reducing the moisture content of 28.2% dry basis to 20.5% d.b. For reducing the moisture content of 35% d.b. to the moisture content of 23.5% d.b. at temperatures of 60-90°C, the head rice yield was in a range of 55-58%. According to these results, there was an insignificant relationship between head rice yield and drying temperature. Satayaprasert and Vanishserwatana (3) studied fluidized bed drying of corn at temperatures of 60-90°C using air velocities of 2.7-4.2m/s and bed depths of 3-12 cm. The results indicated that drying rate could be expressed by a logarithmic equation, which was virtually implied the moisture transport to be controlled by internal diffusion. Soponronnarit and Prachayawarakorn (4) contributed to the research and development on fluidized bed drying. They concluded that the drying air temperature and the final moisture content was the greatest effect on paddy quality. They recommended that the drying temperature should not be higher than 115°C and the final moisture content of paddy after drying should not be lower than 24-25% d.b.

Quality indexes which are used as an important criterion for evaluating the quality of rice are the rice yellowing (or whiteness) and head rice. Many researchers have studied on yellowness or whiteness [Quitco (5); Gras and Bason (6); Soponronnarit et al. (7) and Yap et al. (8)]. Gras and Bason (6) reported that the loss of the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellowness. Moreover, the accumulation of fungal metabolites might be expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning might cause the overall change in hue [Quitco (5)].

Due to the operation at high drying air temperature for the commercial fluidized bed paddy dryer, the head rice yield and whiteness must be maintained and accepted for markets. Thus, the tempering process, which was recommended by many researchers [Steffe et al. (9); Zhang and Litchfield (10) and Soponronnarit et al. (11)], was used for tempering paddy after fluidized bed drying. Soponronnarit et al. (11) suggested to temper the grain between each drying pass because during the tempering period, the moisture profile in rice kernel equalizes through moisture diffusion and this equalization would decrease the stress, caused by moisture gradient within the kernel. Thus, the head rice yield after the next drying pass could be maintained. Poomsa-ad et al. (12) recommended that in drying paddy at high temperature by fluidization technique, it should not be removed the water content lower than 22.5% d.b. in a single stage drying, corresponding to the grain temperature lower than 100°C, with subsequent tempering for 30min. This condition can maintain high head rice yield. Therefore, the main objective of this work is to study the effect of drying temperatures, ranging of 40-150°C, on physical quality of rice in terms of head rice yield, whiteness and hardness.

2. Materials and Methods

2.1 Materials

The two varieties of long grain rough rice (Suphanburi 1 and Pathumthani 1) provided by the National Rice Research Institute [NRRRI(Thailand)], were rewetted, mixed and kept in a cold storage at a temperature range of 3-7°C for a week. The local varieties Suphanburi 1 and Pathumthani 1 contain amylose contents of 27% and 15-17%, respectively. The desired initial moisture content of rewetted paddy was about 25-33 % d.b. Before starting the experiments, paddy was placed in the outside until grain temperature was close to ambient temperature.

FIGURE 1 shows a schematic diagram of batch fluidized bed dryer. The dryer comprises of a cylinder-shaped drying chamber, a 12 kW electric heating unit and a backward curve-blade centrifugal fan driven by a 1.5 kW motor. The drying air temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. A mechanical variable speed unit was used for regulating air flow rate. A constant air velocity of 2.5 m/s was set up and the bed depth was 9.5 cm.

2.2 Methods

FIGURE 2 shows a schematic diagram of drying system used in this work. The desired final moisture content after fluidized bed drying was about 22.0% d.b. Tempering process was then used for grain relaxation (The second step was shown in FIGURE 2). In this stage, the fluidized paddy would be put into a glass bottle and kept in an oven at the same temperature as the grain temperature. After the tempering time of 30 minutes as recommended by Poomsa-ad et al. (12), the paddy was ventilated suddenly with a constant ambient airflow rate of 1.5 m/s until its moisture content reached 16.3% d.b. The inlet air temperature and grain temperature after drying were measured by K-typed thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. The wet paddy at moisture contents of 25-33% d.b. were dried at the drying temperatures of 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140 and 150°C. The determination of paddy moisture content was followed by the AOAC 1984 standard method [AOAC (13)].

2.3 Quality of rice analysis

To reduce the stress inside kernel, the paddy after drying was kept in a complete seal plastic bag at room temperature for 2 weeks before testing physical properties. The properties of the paddy in terms of head rice yield, whiteness and hardness were analyzed.

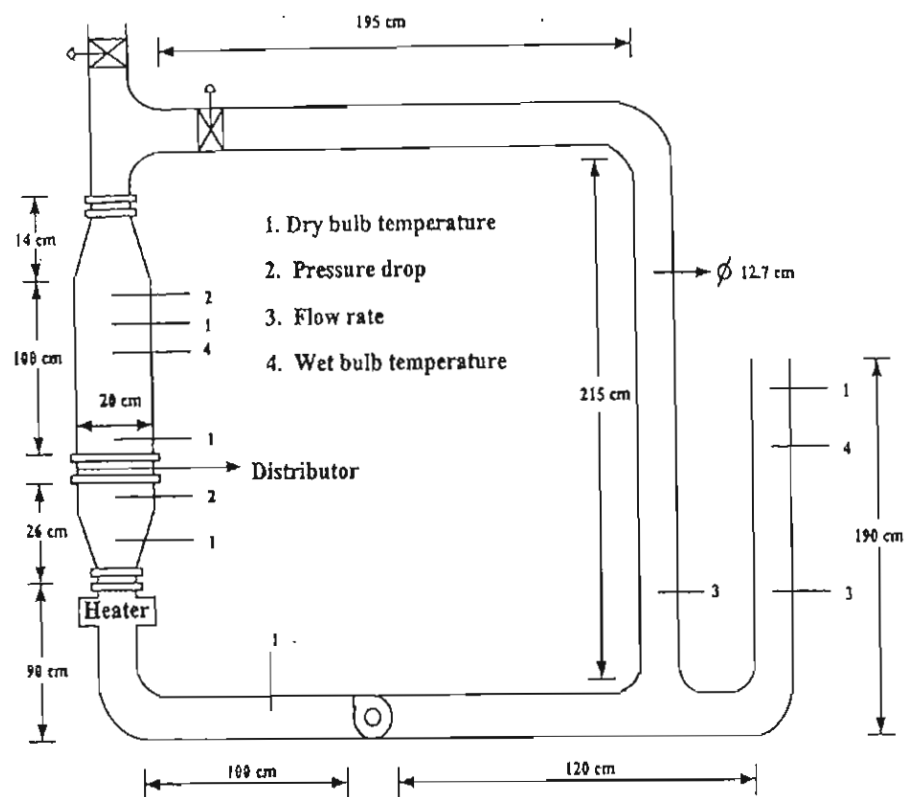


FIGURE 1 Illustrative diagram of batch fluidized bed dryer

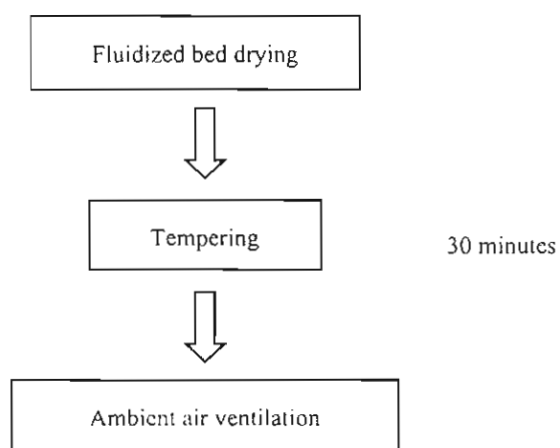


FIGURE 2 Illustrative diagram of fluidized bed drying system

(a) Head rice yield

Cleaned rough rice sample (dry and control) with a mass of 125 g. was passed twice through a rubber roll testing husker and the resulting brown rice was whitened for 45 min. Each sample was repeated twice and average head rice yield was represented. The relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to that obtained from the control one (dry by ambient air).

(b) Whiteness of rice

The rice whiteness was measured by a Satake milling meter by the light reflected at the surface of rice kernel before measuring the whiteness meter was calibrated with a standard pure white barium oxide having a value of 86%.

(c) Hardness of rice

Texture analysis was determined in terms of hardness using a bench-top Texture analyzer model TA-XT2i (Stable Micro Systems Ltd.). The milled rice samples were cooked and tested individually at 20 min intervals. A 30 g. portion of each dry-milled head rice sample was put in aluminum cylindrical cup (diameter of 7 cm. and height of 7 cm.) and rice sample was rinsed and strained to remove excess water, and distilled water was added in amount equal to 1:1.5 ratio of rice to water by weight. Rice samples were presoaked at room temperature for 10 minutes and then cooked in an automatic rice cooker with a capacity of 3 L. After cooking cycle was completed, the cooked rice was continue to keep for 10-15 min in the cooker and then the sample was taken out and cooled down to room temperature for 1 h. The cooked rice sample was taken from the middle of cup (~50 g. $\pm$ 0.1 g.) and placed 1 cm. height from the base of the extrusion plate.

The initial height of the compression probe (Ottawa cell) was set at 120 mm. The pretest speed of probe was 1.5 mm/s. The test speed for compression was 0.5 mm/s and the post test speed was 10 mm/s. The maximum force required for compression cooked rice to 90% of initial portion height 10mm as indicated hardness of cooked rice. In the other words, the hardness was the height of the force peak on the first compression. The value was expressed in kilogram unit.

3. Results and Discussion

3.1 Moisture content and grain temperature during fluidized bed drying

The average grain temperatures was in between 35°C and 75°C for corresponding inlet air temperatures of 40-90°C and between of 83°C and 89°C for corresponding inlet air temperatures of 100°C to 150°C. These grain temperatures were used for setting-up temperature for tempering section.

Table 1 shows the drying time to obtain the final moisture content of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b. for initial moisture content of 32.5% d.b. was longer than those for initial moisture contents of 28.2% and 25.0% d.b.

Table 1 Experimental results of moisture content of paddy and average drying time of two paddy varieties

Inlet air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Average drying time (min)	Average final moisture content (% dry basis)	
			Suphanburi 1	Pathumthani 1
40	25.0	23.0	22.0	22.6
	28.2	36.0	22.4	21.8
	32.5	58.0	22.3	22.4
50	25.0	13.0	20.2	20.9
	28.2	20.0	22.6	21.7
	32.5	30.0	22.6	22.6
60	25.0	7.0	22.4	20.5
	28.2	11.0	22.3	22.4
	32.5	21.0	21.7	22.3
70	25.0	5.0	20.1	20.9
	28.2	8.2	22.6	22.1
	32.5	14.0	21.5	22.6
80	25.0	2.3	20.8	21.8
	28.2	5.3	22.6	22.7
	32.5	9.2	21.5	22.7
90	25.0	2.0	22.9	21.2
	28.2	3.3	22.6	22.9
	32.5	6.1	21.8	22.7
100	25.0	1.5	22.0	21.2
	28.2	3.0	21.8	22.9
	32.5	4.4	21.8	22.0
110	25.0	1.3	22.0	21.4
	28.2	2.4	21.5	22.9
	32.5	3.4	22.1	21.7
120	25.0	1.3	20.5	21.4
	28.2	2.0	22.9	23.3
	32.5	3.1	23.0	23.0
130	25.0	1.1	20.5	21.7
	28.2	1.4	22.7	23.3
	32.5	2.5	21.5	22.7
140	25.0	1.0	20.5	21.4
	28.2	1.2	22.6	22.7
	32.5	2.3	21.8	22.7
150	25.0	0.4	21.2	22.6
	28.2	1.1	22.3	22.9
	32.5	2.0	22.0	22.7

3.2 Physical quality

(a) Head rice yield

FIGURE 3 (a) shows the influence of drying temperature on the head rice yield at three moisture levels of Suphanburi 1 variety. The average percentage of head rice yield for control rice was about 44. Drying at temperature below 80°C provides the relative head rice yield for the samples at 33% d.b. is not higher than the other two samples. This means that low drying temperature ranging from 40°C and 80°C does not affect the grain kernel to be gelatinized. The gelatinization temperature for Suphanburi 1 variety is 74°C±3°C. For high drying temperature from 100°C and 150°C provides the relative head rice yield 105 and 115. Such a better quality is a result of partial gelatinization occurring inside the grain kernels during the course of drying at high temperature. When the gelatinization is being formed inside the grains, the starch granules are swelled and at the same time, the protein is decomposed and penetrates through the void spaces amongst the granules, thus providing the stronger adhesive forces between them. Consequently, the kernels are capable of withstanding the abrasive force while being milled.

For Pathumthani 1 rice variety as shown in FIGURE 3 (b), the percentage of head rice yield of control rice samples was about 50 except for the initial moisture content 32.5% d.b. showing a value of 45.3. The relative head rice yield of the initial moisture content of 32.5% d.b. is higher than that obtained from the samples at initial moisture contents of 25.0 and 28.8% dry basis at any drying temperature comparing to the head rice yield of Suphanburi 1 after drying, these head rice yield were relatively higher.

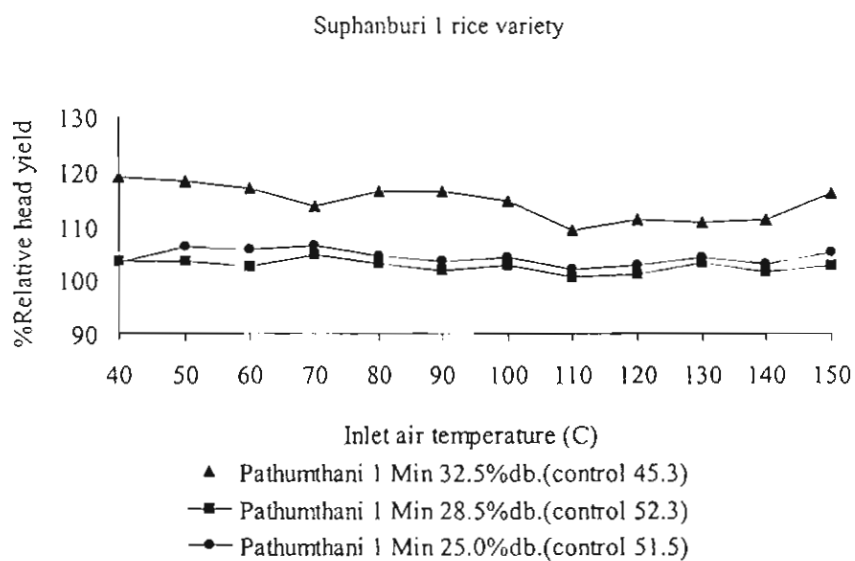
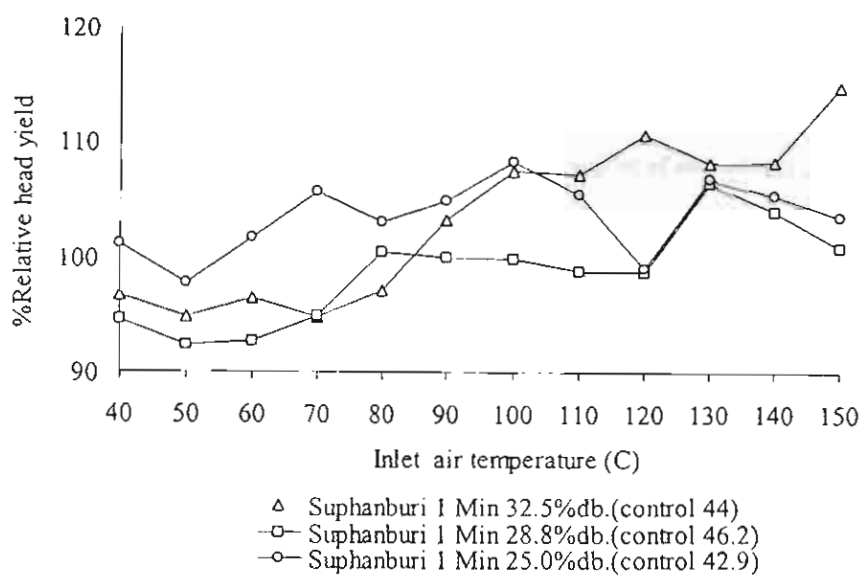


FIGURE 3 Effect of inlet air temperature on relative head rice yield: Initial moisture contents of 25-33% d.b. and final moisture content of fluidized bed dried paddy of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b.

(b) Rice whiteness

FIGURE 4 shows the effect of inlet air temperature on rice whiteness for two rice varieties, Suphanburi 1 and Pathumthani 1. For the initial moisture contents of 32.5% dry basis, the whiteness decreased when the drying temperature increased. This is because of non-enzymatic reaction causing the yellowing of rice kernel. For the initial moisture content lower than 28.8% dry basis, it was found that the drying temperature had insignificant effect on the whiteness of rice kernel. However, throughout these experiments, the values of rice whiteness are still accepted for the commercials propose.

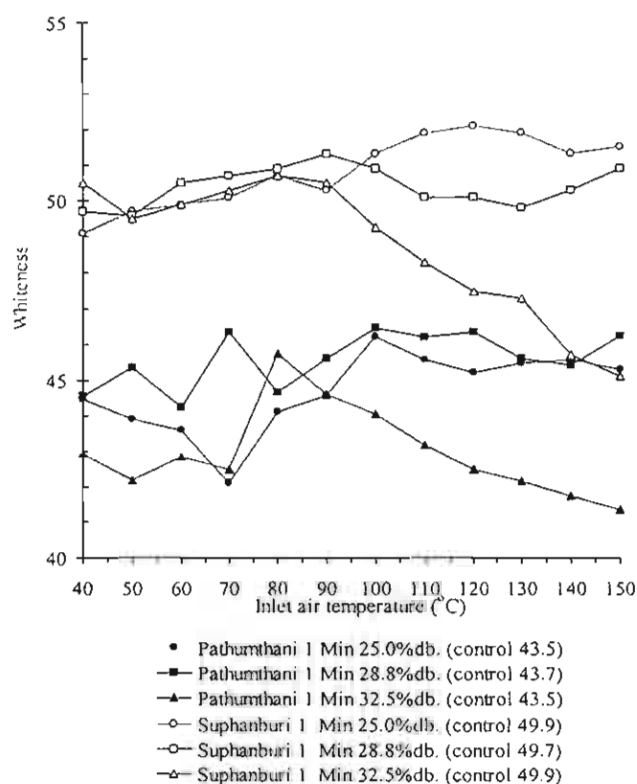


FIGURE 4 Effect of inlet air temperature on rice whiteness for Suphanburi 1 and Pathumthani 1:

the initial moisture contents of 25-33% dry basis : final moisture content of paddy after fluidized bed drying of $22.0 \pm 1.3\%$ d.b.

(c) Hardness of rice

For the hardness values of control rice and dried rice of two paddy varieties are shown in Table 2. The hardness value after drying was slightly increased. The hardness value of control rice was 19.12 ± 1.36 kg for Pathumthani 1 and 35.63 ± 3.17 kg for Suphanburi 1 rice. The hardness values of two paddy varieties increased when the initial moisture content and drying temperature increased. Firstly, the tightly packed with starch granules from loss of water molecules in starch and penetrating of spherical shaped protein body in starch granules causes

increasing hardness of rice. This effect normally occurs on ageing of stored rice [Zhout et al. (14)] and drying by high temperature [Imprasit and Noomhorm (15)]. Therefore, both low temperature drying (30°C-90°C) and high temperature drying (100°C-150°C) of this experiment also are affected by this phenomenon. Secondly, partial gelatinization during high temperature drying affects to hardness values of rice. For gelatinization effect, the rice kernel has been partial gelatinized so its starch was more strength and hardness value trends to be higher than rice using low drying temperature. Trends of gelatinization increasing will be predominated if paddy is high initial moisture content and dried by temperature over gelatinized temperature of grain. For this work, the gelatinization temperature of Suphanburi 1 variety and Pathumthani 1 variety is about 74°C and 70°C, respectively. From the results as shown in Table 2, it indicates that at higher initial moisture content of paddy (32.5% d.b.), the hardness values of rice is harder than those of lower initial moisture content.

Table 2. Values of hardness after drying at different inlet air temperatures and initial moisture contents:

Suphanburi 1 and Pathumthani 1

Inlet air temperature (°C)	Initial moisture content (% dry basis)	Hardness (kg)	
		Pathumthani 1	Suphanburi 1
Control rice	25.0	17.23	33.23
	28.2	19.77	33.57
	32.5	20.37	40.09
40	25.0	19.17	35.61
	28.2	19.77	36.50
	32.5	20.37	33.23
60	25.0	18.92	36.31
	28.2	20.57	38.89
	32.5	21.76	39.70
90	25.0	19.86	34.92
	28.2	19.16	39.32
	32.5	22.54	34.34
110	25.0	20.76	34.28
	28.2	21.48	31.22
	32.5	21.89	38.38
130	25.0	20.62	35.79
	28.2	20.56	34.35
	32.5	22.19	36.30
150	25.0	20.57	35.72
	28.2	19.06	33.19
	32.5	21.56	39.01

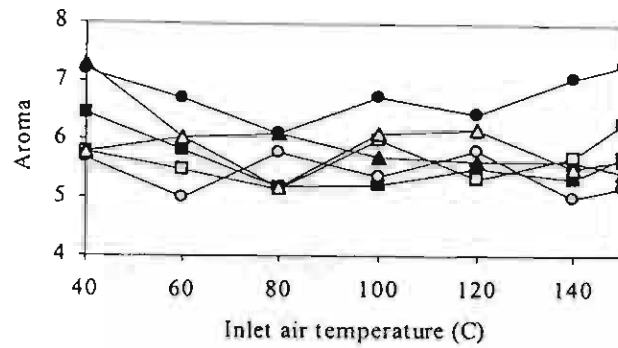
3.3 Eating Quality

FIGURES 8(a-f) show the cooking quality of rice before and after drying in various drying temperature. The quality of cook rice is evaluated in terms of the aroma, tenderness, cohesiveness, whiteness and glossiness of the cooked rice using a scoring scale of 1-9. For Pathumthani 1 variety had aroma slightly high than Suphanburi 1 variety. The tenderness, cohesiveness, whiteness and glossiness, Pathumthani 1 variety had difference clearly from a Suphanburi 1 variety. However the whiteness and glossiness Suphanburi 1 variety are higher than those of quality for Pathumthani 1 variety.

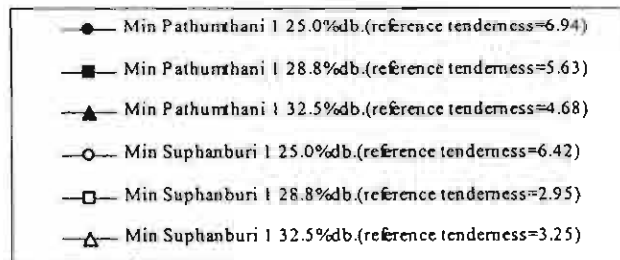
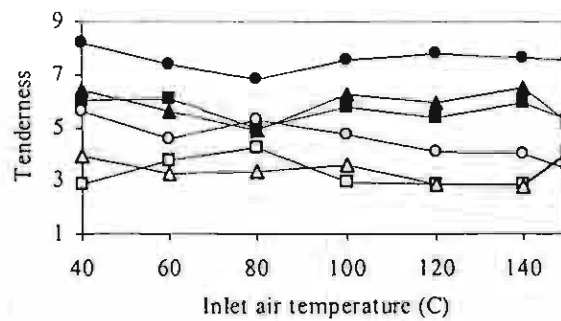
The quality of cooked rice, Suphanburi 1 variety, on the tenderness, cohesiveness had decrease (score lower than 5) while inlet air temperature and initial moisture contents increase. This is because at high inlet air temperature, grain with high temperatures and high moisture content can be partial gelatinized among starch granules. This phenomenon accelerates grain getting age. The result is showed that the physical quality in term of hardness is depended on drying time, grain temperature, tempering time and ventilation process. Thus Pathumthani 1 variety with low amylose content so tenderness, cohesiveness higher than Suphanburi 1 variety.

The whiteness of cook rice is decreased at high inlet air temperature and high initial moisture contents. This is according to milling test and the whiteness of cook rice for Pathumthani 1 variety is lower than Suphanburi 1 variety. This is because of its nature of rice variety especially Pathumthani 1 was a cream color grain.

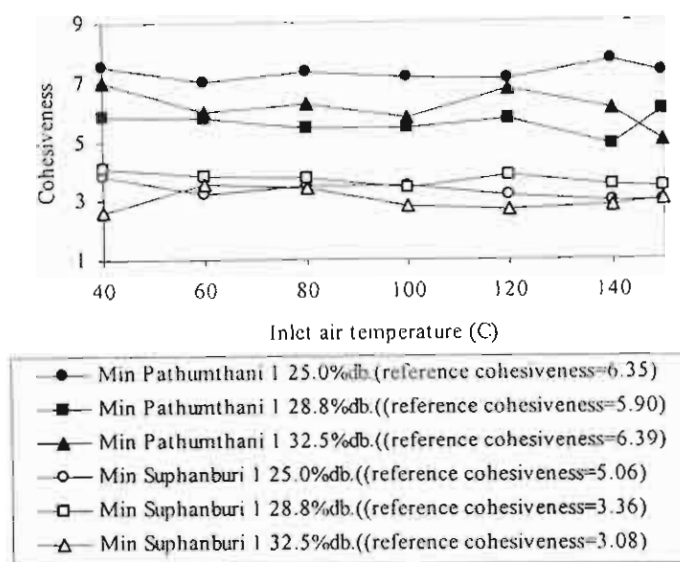
The quality of cook rice for Pathumthani 1 variety are acceptable except at high moisture content level with inlet air temperature 100°C - 140°C having score lower than 5. The result is concluded that the cooking quality between dried rice and reference one are not much different while the high inlet air temperature and high initial moisture contents cause effect to the aroma value. However, the minor variations of data may be occurred either the panelists or the rice washing and rinsing stage before cooking.



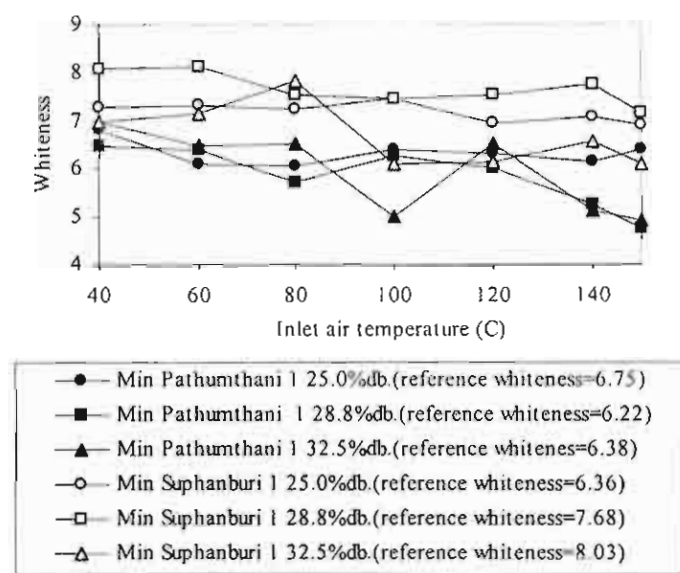
8(a) Aroma for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



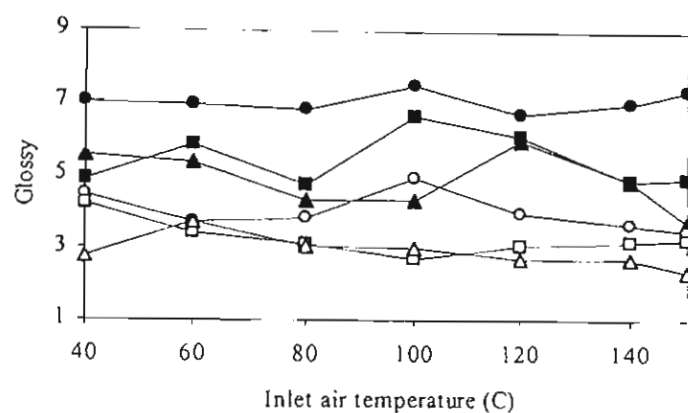
8(b) Tenderness for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



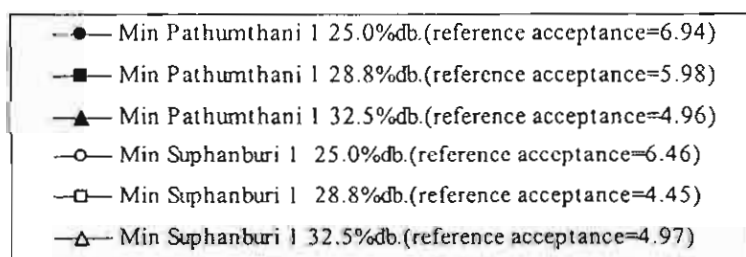
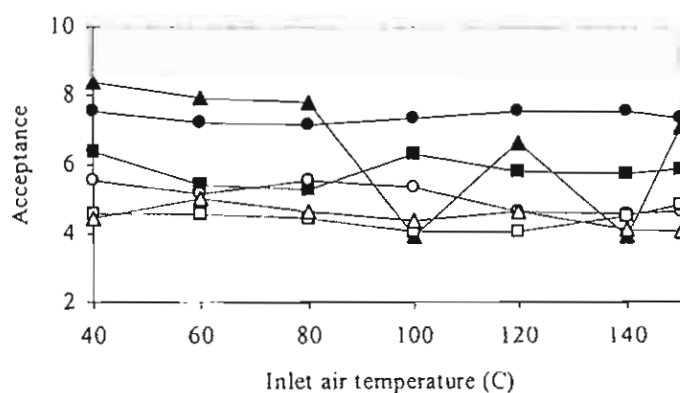
8 (c) Cohesiveness for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



8 (d) Whiteness for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



8 (e) Glossy for Pathumthani 1 and Suphanburi 1



8(f) Acceptance for Pathumthani 1 and Suphanburi 1

FIGURE 8 Effect of inlet air temperature on eating quality of cook rice for Suphanburi 1 rice and Pathumthani 1 rice: the average initial moisture contents of 25-33% dry basis : an average final moisture content of $22.0 \pm 1.2\%$ dry basis.

4. CONCLUSIONS

Head rice yield of long grain paddy containing the higher moisture content of 25% d.b. when dried at temperature below 80°C does not show a significant enhancement or a rapid decline, along with the whiteness to be invariably maintained, comparing to those qualities of the control rice sample. However, at temperature above 100°C, the recovery of head rice yield can be made particularly for the initial moisture content of 32.5% dry basis whereas the color of white rice has a pale yellow but it is still in the preferentially acceptable value.

For the hardness value, it is depended on the initial moisture content of paddy and drying temperature while the sensory taste is not notable effected by drying temperature except the aroma test.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors wish to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund (TRF), the Japan International Research Center for Agricultural Sciences (JIRCAS) for financial support and Institute of Food Research and Product Development (IFPRD) at Kasetsart University, Thailand for testing rice qualities. Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling quality.

REFERENCES

1. Driscoll RH. and Adamczak T. Drying Systems for the Humid Tropics. In : Bulk Handling and Storage of Grain in the Humid Tropics. ACIAR Proceedings; 1988; 22: 58-68.
2. Sutherland JW and Ghaley TF. Rapid Fluid-Bed Drying of Paddy Rice in the Humid Tropics. Proc. of the 13th ASEAN Seminar on Grain Postharvest Technology 1990; 4-7 Sept.; Brunei :168-177.
3. Satayaprasert S and Vanishserwatana V. Drying Corn in Fluidized Bed. Thailand Engineering Journal; 1992; 44(12): 76-79.
4. Soponronnarit S and Prachayawarakorn S. Maintaining Quality, Maximizing Throughput and Minimizing Energy Consumption in Fluidized Bed Paddy Drying. Proc. of the 15th ASEAN Seminar on Postharvest Technology, 8-11 September, Singapore. 1992.
5. Quitco RT. Studies of Fungal Infection and Heating of Paddy. Paddy Deterioration in the Humid Tropics. Proc. of GASGA Seminar; 1982; 52-56, GTZ, Eschborn.
6. Gras PW and Bason ML Biochemical Effects of Storage Atmospheres on Grain and Grain Quality. ACIAR Proceeding 1989; 25: 83-91.
7. Soponronnarit S, Srisubati N and Yoovidhya T. 1998. Effect of Temperature and Relative Humidity on Yellowing Rate of Paddy. J. of Stored Prod. Res; 1998; 34(4): 323-330.
8. Yap AB., Juiliano, BO and Perez CM. Artificial Yellowing of Rice at 60°C. Proceeding Group, The Source of Yellow Grains in Rice. Myc. Centralbl; 1988; 3: 153-157.

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการถ่ายเทความร้อน
ให้แก่ข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด
A HEAT TRANSFER MATHEMATICAL MODEL
FOR PADDY IN A FLUIDIZED BED DRYER

อัญชนา เตชะประสาน¹, ฐานิตย์ เมธิยานนท์², สมชาติ โสภณธนฤทธิ์³

¹นักศึกษาปริญญาโท, ²อาจารย์, ³ศาสตราจารย์

^{1,2}คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, แขวงบางมด เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

³ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร ถ.เชื่อมสัมพันธ์ หนองจอก กรุงเทพฯ 10530

บทคัดย่อ : งานวิจัยนี้เป็นการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนให้กับเมล็ดข้าวเปลือก โดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด ซึ่งประกอบด้วยการทำนายการกระจายของอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก อุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิของอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของเครื่องให้ความร้อนแบบฟลูอิดไชน์เบดแบบวงวน จากผลการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก พบว่าอุณหภูมิเกือบจะเท่ากันทั่วทั้งเมล็ดโดยจะใช้เวลาประมาณ 60 วินาที และเมื่อทำการวิเคราะห์เปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทดลอง พบว่ามีแนวโน้มไปในทางเดียวกัน แต่แบบจำลองทางคณิตศาสตร์จะให้ผลของอุณหภูมิสุดท้ายสูงกว่าจากการทดลองประมาณ $8 - 10^{\circ}\text{C}$ เนื่องมาจากการทดลองมีการระเหยตัวของความชื้นในระหว่างการให้ความร้อน แต่ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์นี้ได้ตั้งสมมติฐานว่าจะไม่เกิดการระเหยตัวของความชื้นระหว่างการให้ความร้อน

Abstract : The objective of this study is to develop a heat transfer mathematical model for paddy in a fluidized bed dryer for predicting inside grain temperature distribution, mean temperature of grain and air temperature at various position inside fluidized bed dryer. From the prediction result of grain temperature distribution, it is found that the temperature approaches to the inlet air temperature after 60 seconds. By comparing to the experimental result, it is found that both results have a similar pattern of grain temperature distribution but $8 - 10^{\circ}\text{C}$ higher for the case of simulation. This is due to the assumption that there is no moisture evaporation from grain during heat transfer.

Keywords : fluidization, grain, mathematical model

1. บทนำ

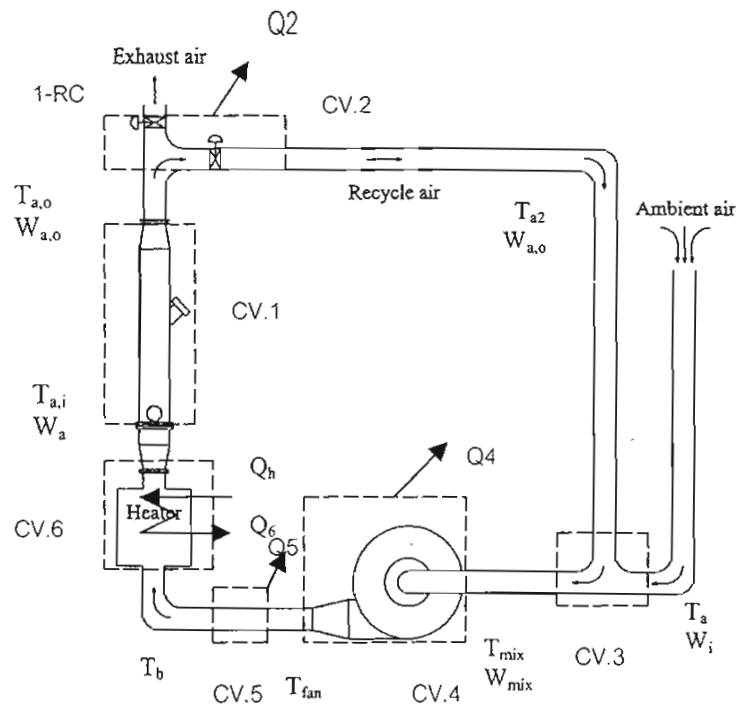
เทคนิคฟลูอิดไชน์เบดได้ถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลาย อันเนื่องมาจากมีข้อดีคือ การที่วัสดุมีการลอยตัวขึ้นจึงมีโอกาสดัมผัสกับความร้อนได้มาก ทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนและมวลได้ดี โดยที่คุณภาพของวัสดุหลังผ่านการให้ความร้อนสม่ำเสมอ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงใช้เทคนิคฟลูอิดไชน์เบดมาให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือก โดยปัจจัยที่สำคัญที่มีผลต่อการให้ความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด คืออุณหภูมิอากาศและเวลาที่ใช้ในการให้ความร้อน ซึ่งในการทดลองโดยให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดจะสามารถวัดได้เพียงอุณหภูมิข้าวเปลือกสุดท้าย แต่ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถใช้ทำนายการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือก และยังสามารถใช้ทำนายอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของระบบเครื่องให้ความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดได้อีกด้วย ทำให้สามารถเลือกใช้อุณหภูมิอากาศและเวลาในการให้ความร้อนได้อย่างเหมาะสม

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ สำหรับทำนายการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก อุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าวเปลือก และอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของระบบเครื่องให้ความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบดแบบวงวน

2. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

การทดลองเพื่อให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือก ทำโดยใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิดไชน์เบดแบบวงวนซึ่งระบบประกอบด้วย ห้องอบแห้งรูปทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 cm มีตัวให้ความร้อนขนาด 12 kW และพัดลมแบบหอยโข่งชนิดใบพัดโค้งหลัง ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด 1.5 kW สามารถเปลี่ยนอัตราการไหลของอากาศได้โดยปรับที่อุปกรณ์ควบคุมความเร็วรอบพัดลม ระบบถูกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน อากาศบางส่วนที่ผ่านห้องอบแห้งแล้วจะถูกนำกลับมาผสมกับอากาศใหม่ที่เข้ามาแล้วทำให้ร้อนจนถึงอุณหภูมิที่ต้องการเพื่อใช้ในการอบแห้งต่อไป โดยควบคุมอุณหภูมิด้วยระบบ PID controller ความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ สำหรับไคอะแกรมของอุปกรณ์นี้ได้แสดงไว้ในรูปที่ 1

ในการทดลองใช้ข้าวเปลือก 0.8 kg ความเร็วอากาศในห้องอบแห้งที่เลือกใช้ศึกษาคือ 2.5 m/s โดยกำหนดสภาวะเงื่อนไขของการทดลองดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้งอยู่ในช่วง $70 - 100^{\circ}\text{C}$ และระยะเวลาในการให้ความร้อนคือตั้งแต่ 10 - 90 วินาที โดยในการทดลองจะทำการวัดอุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่างๆ ของระบบ และวัดอุณหภูมิข้าวเปลือกหลังจากให้ความร้อนที่เวลาต่างๆ โดยใช้ Type K thermocouple ความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ หากความชื้นข้าวเปลือกตอนเริ่มต้นและหลังให้ความร้อนโดยวิธีการอบในตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง ข้าวเปลือกหลังจากผ่านการให้ความร้อนแล้วจะนำไปศึกษาคุณภาพในส่วนของความขาวและปริมาณต้นข้าว



รูปที่ 1 โค้ดแกรมและปริมาณควบคุมของเครื่องให้ความร้อนข้าวเปลือกฟลูอิดไชน์เบดแบบวงจร

3. การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไชน์เบด

3.1 สมมติฐานของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

ในการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการถ่ายเทความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด มีสมมติฐานในการพิจารณาดังนี้

- 3.1.1 พิจารณาเมล็ดข้าวเปลือกมีลักษณะเป็นทรงกระบอก
- 3.1.2 เมล็ดข้าวเปลือกมีการคลุกเคล้ากันอย่างสมบูรณ์
- 3.1.3 แบบจำลองทางคณิตศาสตร์อยู่บนพื้นฐานของการถ่ายเทความร้อน ไม่คิดการถ่ายเทมวล
- 3.1.4 ไม่มีการถ่ายเทความร้อนระหว่างเมล็ดข้าวเปลือก
- 3.1.5 ไม่เกิดสมดุลความร้อนระหว่างอากาศกับเมล็ดพืช
- 3.1.6 ไม่มีการสูญเสียความร้อน โดยการนำ การพาและการแผ่รังสีความร้อน

3.2 สมการการนำความร้อนของเมล็ดข้าวเปลือก 1 เมล็ด

เพื่อศึกษาหาการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเมื่อได้รับความร้อนจากอากาศ และนำไปหาอุณหภูมิเฉลี่ยของทั้งเมล็ด โดยสมการการนำความร้อนของวัสดุรูปทรงกระบอก [Incropera and Dewitt (1)] มีดังนี้

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

โดยมีสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขต ดังนี้

$$\begin{array}{ll}
 t = 0, \quad 0 \leq r \leq R & T = T_{in} \\
 -1 \leq z \leq 1 & T = T_{in} \\
 t > 0, r = 0, \quad 0 \leq z < 1 & \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \\
 z = 0, \quad 0 \leq r < R & \frac{\partial T}{\partial z} = 0 \\
 t > 0, r = R, \quad 0 \leq z \leq 1 & -k \frac{\partial T}{\partial r} \bigg|_R = h(T_{\infty} - T_s) \\
 z = 1, \quad 0 \leq r \leq R & -k \frac{\partial T}{\partial z} \bigg|_1 = h(T_{\infty} - T_s)
 \end{array}$$

จากสมการข้างต้นสามารถหาผลเฉลยของสมการได้โดยใช้ระเบียบวิธีผลต่างสลับเนื่อง (Finite difference) ซึ่งระเบียบวิธีที่ใช้คือ Explicit method [Ozisik (2)] ซึ่งเมื่อหาการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกได้แล้ว จะสามารถนำไปหาอุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าวเปลือกได้ โดยใช้วิธี Simpson ในการคำนวณสมการต่อไปนี้ ซึ่ง คงศักดิ์ (3) ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อหาความชื้นของเมล็ดข้าวโพดโดยใช้วิธีผลต่างสลับเนื่องเช่นเดียวกัน แต่ใช้ระเบียบวิธีของแกรง์-นิโคลสัน ซึ่งเป็นระเบียบวิธีแบบ Implicit method วิธีหนึ่ง และหาความชื้นเฉลี่ยโดยวิธี Simpson ซึ่งมีลำดับขั้นตอนการคำนวณเหมือนกัน

$$\overline{T_p} = \frac{4\pi}{V_p} \int_0^R \int_0^1 r^2 T(r, t) dr dz \quad (2)$$

3.3 สมการหลักสำหรับการถ่ายเทความร้อนโดยเทคนิคฟลูอิดไชน์เบด

เพื่อคำนวณหาสภาวะอากาศหลังการให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกซึ่ง สุวัฒน์ (4) ได้ทำการพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งและคำนวณสภาวะอากาศหลังการอบแห้งข้าวเปลือกฟลูอิดไชน์เบดแบบสั่นสะเทือน

3.3.1 คำนวณหาอุณหภูมิของอากาศหลังออกจากเบด

จากรูปที่ 1 พิจารณา ปริมาตรควบคุม CV.1 เมื่อไม่คิดการสูญเสียความร้อนออกจากเบดดังนั้นจากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า

$$\begin{bmatrix} \text{อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแส} \\ \text{อากาศเข้า-ออกจากปริมาตรควบคุม} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{อัตราการเปลี่ยนแปลงพลังงาน} \\ \text{ภายในของเมล็ดพืช} \end{bmatrix}$$

ซึ่งสามารถคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศหลังออกจากเครื่องได้ดังสมการ

$$m_{\text{mix}} (C_a + C_v W_{a,i}) (T_{a,i} - T_{a,o}) = m_p (C_p + C_w M_i) \frac{dT_p}{dt} \quad (3)$$

3.3.2 การคำนวณสภาวะอากาศเวียนกลับ

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.2 ดังรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับ ผลรวมของการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศไหลเวียนกลับให้กับสิ่งแวดล้อม สามารถคำนวณหา อุณหภูมิของอากาศไหลเวียนกลับก่อนที่จะเข้าผสมกับอากาศใหม่ได้ดังสมการ

$$T_{a2} = \frac{(Q_2 / RC_{m_{mix}}) + C_a T_{a,o} + W_{a,o} C_v T_{a,o}}{C_a + W_{a,o} C_v} \quad (4)$$

3.3.3 การคำนวณอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าพัดลม

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.3 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับศูนย์ เมื่อไม่คิดการสูญเสียความร้อน เนื่องจากพื้นที่ในการถ่ายเทความร้อนน้อยมาก สามารถเขียนสมการได้ดังนี้

$$\begin{aligned} m_{mix} C_a T_{mix} + m_{mix} W_{mix} (h_{fg} + C_v T_{mix}) - m_i C_a T_a - m_i W_i (h_{fg} + C_v T_a) \\ - RC_{m_{mix}} C_a T_{a2} - RC_{m_{mix}} W_{a,o} (h_{fg} + C_v T_{a2}) = 0 \end{aligned} \quad (5)$$

3.3.4 การคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศหลังจากออกจากพัดลม

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.4 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศบวกกับการสูญเสียความร้อนของพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม เท่ากับงานที่ให้แก่พัดลม ซึ่งสามารถเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$m_{mix} (C_a + C_v W_{mix}) (T_{fan} - T_{mix}) = \frac{P_l}{1000 (\rho_a \eta_f)} + Q_4 \quad (6)$$

3.3.5 การคำนวณอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV.5 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับผลรวมของการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อม ซึ่งทำให้สามารถคำนวณหาอุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์ได้จากสมการดังนี้

$$T_b = \frac{(Q_5 / m_{mix}) + (C_a + W_{a,o} C_v) T_{fan}}{C_a + W_{a,o} C_v} \quad (7)$$

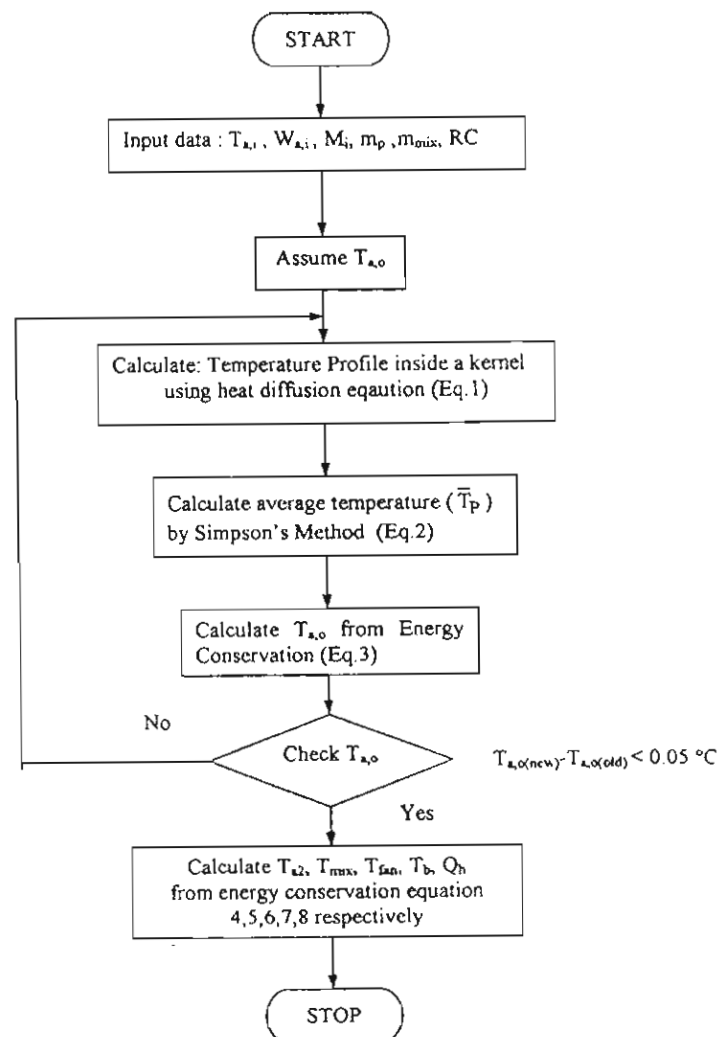
3.3.6 การคำนวณหาความเปลี่ยนแปลงพลังงานความร้อน

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV. 6 ดังในรูปที่ 1 จากกฎอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับการสูญเสียความร้อนของฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อมรวมกับปริมาณความร้อนที่ได้รับจากฮีตเตอร์ ซึ่งสามารถเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$Q_c + Q_h = m_{mix} (C_a + W_{mix} C_v) (T_{a,i} - T_b) \quad (8)$$

3.4 ขั้นตอนการแก้ปัญหา

ขั้นตอนในการคำนวณของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สามารถสรุปได้เป็นไปตามแผนภูมิแสดงขั้นตอนการคำนวณได้ดังนี้

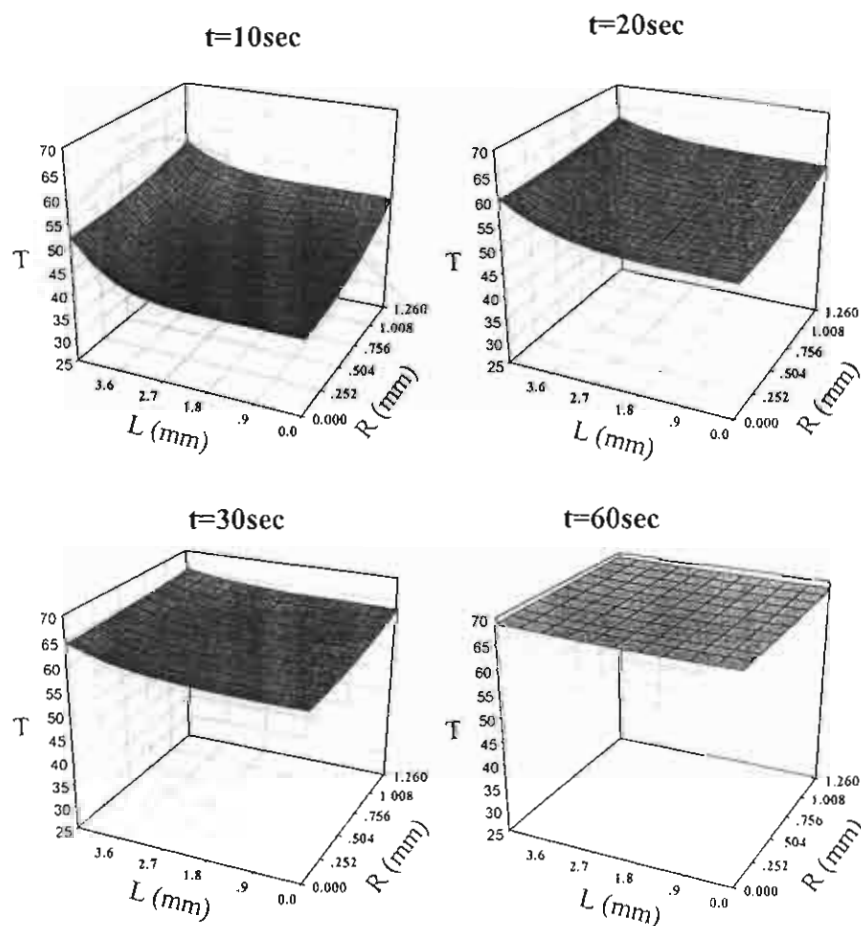


รูปที่ 2 ขั้นตอนการคำนวณ

4. ผลการทดลองและผลการทำนายของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

4.1 การกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือก

ในการคำนวณใช้ขนาดเมล็ดข้าวเปลือกที่มีรัศมี (R) และความยาว (L) เท่ากับ 1.26 mm และ 9.0 mm ตามลำดับจากรูปที่ 3 แสดงการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกที่อุณหภูมิอากาศเข้า 70°C จะได้ว่าอุณหภูมิภายในเมล็ดตามแนวรัศมีจะเพิ่มขึ้นได้เร็วกว่าในแนวยาว โดยเมื่อเวลาผ่านไปเท่ากับ 30 วินาที อุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกเกือบเท่ากันทั้งเมล็ด และใช้เวลาประมาณ 60 วินาที อุณหภูมิจะเท่ากันทั้งเมล็ดและอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกจะเท่ากับอุณหภูมิอากาศเข้า ในการที่อุณหภูมิเมล็ดสามารถแพร่กระจายได้ดีเกิดจากการที่เมล็ดมีค่าการนำความร้อนสูงและมีขนาดเล็ก

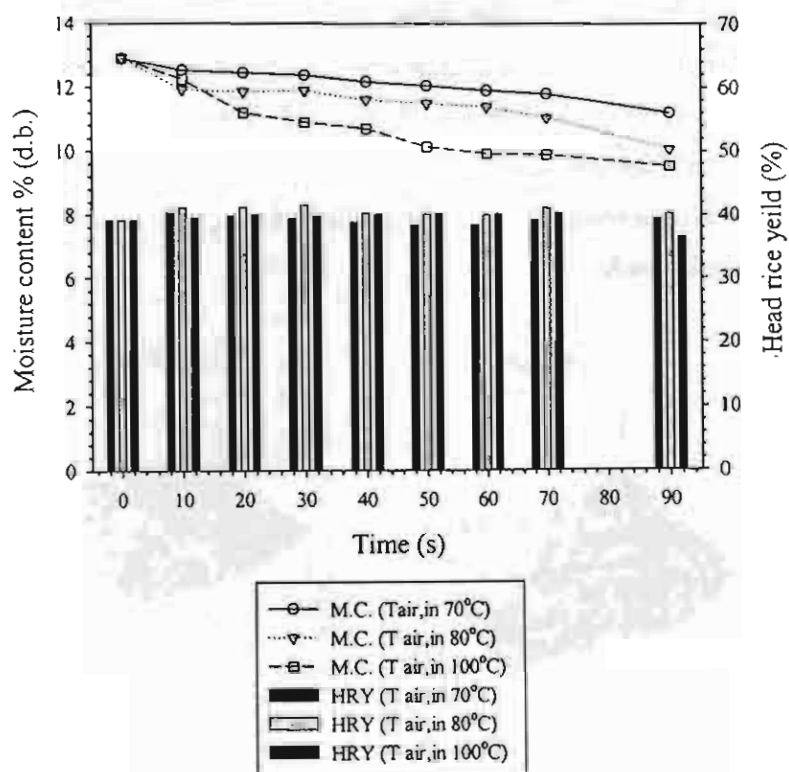


รูปที่ 3 ผลการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดข้าวเปลือกที่เวลาต่างๆที่อุณหภูมิอากาศเข้า 70°C

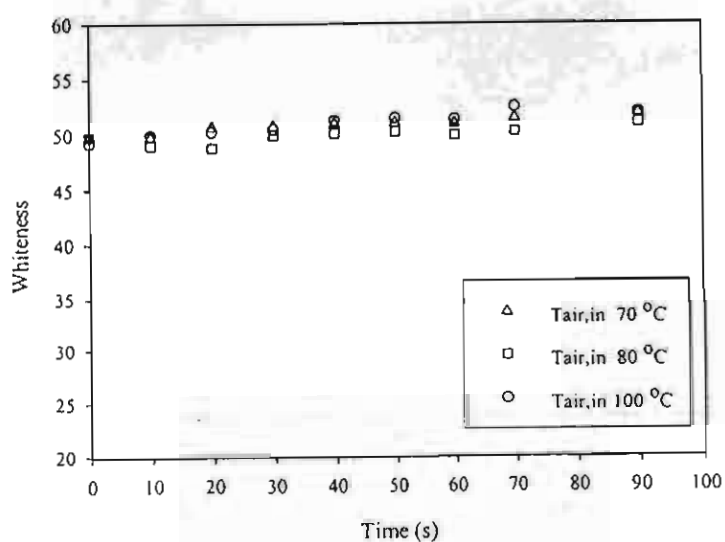
4.2 การเปลี่ยนแปลงของความชื้นและคุณภาพข้าวเปลือกหลังการให้ความร้อน

รูปที่ 4 แสดงผลการเปลี่ยนแปลงของความชื้นข้าวเปลือกและปริมาณคันข้าวเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศเข้า 70, 80 และ 100°C ซึ่งพบว่าความชื้นของข้าวเปลือกลดลงหลังการให้ความร้อน ถึงแม้ว่าความชื้นเริ่มต้นของ

ข้าวเปลือกจะคั่ว โดยมีค่าอยู่ในช่วงประมาณ 12 – 13 % d.b. อย่างไรก็ตามปริมาณต้นข้าวไม่เปลี่ยนแปลงไปมากนัก สำหรับความขาวก็พบเช่นเดียวกันว่ามีค่าไม่ค่อยเปลี่ยนแปลงไปจากค่าเริ่มต้น ดังแสดงในรูปที่ 5



รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้นข้าวเปลือกและปริมาณต้นข้าว

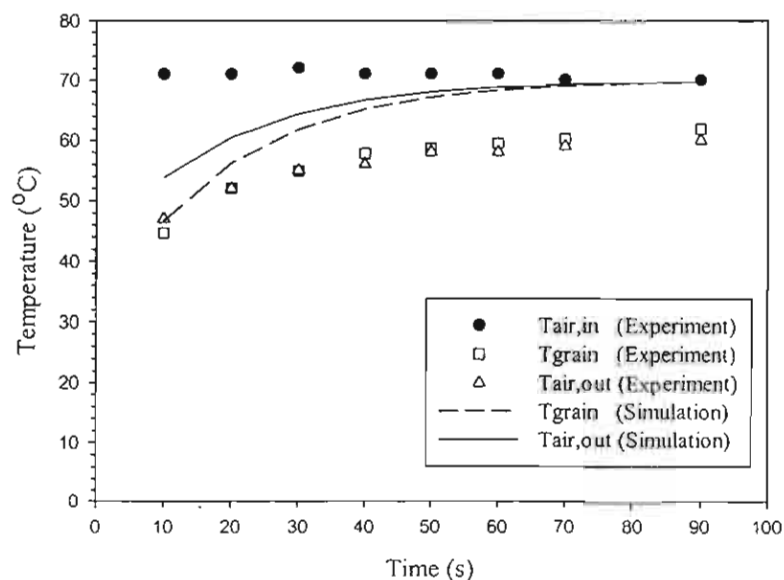


รูปที่ 5 การเปลี่ยนแปลงความขาวของข้าวเปลือก

4.3 อุณหภูมิข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดเมล็ดข้าวเปลือก

รูปที่ 6 แสดงผลการทำนายอุณหภูมิข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เปรียบเทียบกับผลจากการทดลอง ที่อุณหภูมิอากาศ 70°C พบว่าการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบด จากผลการทำนายของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มีแนวโน้มไปในทางเดียวกับผลการทดลอง กล่าวคือในช่วงแรกอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วและค่อยๆ เพิ่มขึ้นช้าลงเมื่อเวลาผ่านไป โดยจากแนวโน้มของการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิพบความแตกต่างระหว่างผลการทำนายกับผลการทดลองคือ ในส่วนของการทำนายจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ทั้งอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจะแตกต่างกันในช่วงแรกและจะมีค่าใกล้เคียงกันเมื่อเวลาผ่านไป จนในที่สุดเข้าใกล้อุณหภูมิอากาศเข้า ส่วนในการทดลองพบว่า อุณหภูมิเมล็ดและอากาศออกจากเบดจะใกล้เคียงกันอย่างรวดเร็ว แต่จะไม่เข้าใกล้ค่าอุณหภูมิอากาศเข้า นอกจากนี้จะเห็นได้ว่า ผลการทำนายอุณหภูมิทั้งของเมล็ดข้าวเปลือกและอากาศออกต่างจากผลการทดลองประมาณ $8-10^{\circ}\text{C}$ ซึ่งคาดว่าสาเหตุสำคัญมาจากการทดลองจริงนั้น ได้มีความร้อนส่วนหนึ่งถูกนำไปใช้ในการระเหยน้ำในเมล็ดข้าวเปลือก ความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือกจึงลดลงหลังให้ความร้อนทำให้อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอากาศออกจากเบดลดลงต่ำกว่าผลจากการทำนาย ซึ่งจากสมมติฐานในการทำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ได้พิจารณาว่าความชื้นข้าวเปลือกไม่เปลี่ยนแปลงระหว่างการให้ความร้อน จากการคำนวณโดยประมาณพบว่าความชื้นที่ลดลงประมาณ 2 % d.b. จะทำให้อากาศมีอุณหภูมิลดลงประมาณ $5-6^{\circ}\text{C}$

จากการทดลองที่พบว่า อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกมีค่าเข้าใกล้อุณหภูมิอากาศออกจากเบดตั้งแต่ในช่วงเวลาเริ่มต้นของการให้ความร้อน ดังนั้นอาจใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยพิจารณาเป็นแบบเกิดสมดุลความร้อนระหว่างอากาศกับเมล็ดข้าวเปลือกได้



รูปที่ 6 การเปรียบเทียบอุณหภูมิข้าวและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดระหว่างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับการทดลองที่อุณหภูมิอากาศเข้า 70°C

5. สรุป

1. จากผลการทำนายการกระจายอุณหภูมิภายในเมล็ดพบว่า อุณหภูมิเกือบจะเท่ากันทั่วทั้งภายในเมล็ดจะใช้เวลาประมาณ 60 วินาที
2. แนวโน้มของผลการทำนายอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดพบว่า ไปในแนวทางเดียวกันกับผลการทดลอง
3. อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกและอุณหภูมิอากาศออกจากเบดที่ได้จากการทำนายโดยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สูงกว่าจากการทดลองประมาณ $8-10^{\circ}\text{C}$ เนื่องจากมีการระเหยความชื้นในระหว่างการให้ความร้อนจึงทำให้มีความร้อนส่วนหนึ่งถูกนำไปใช้ในการระเหยน้ำ

6. สัญลักษณ์

C_p	คือ	ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง, kJ/kg K
C_p	คือ	ความร้อนจำเพาะของข้าวแห้ง, kJ/kg K
C_v	คือ	ความร้อนจำเพาะของไอน้ำในอากาศ, kJ/kg K
C_w	คือ	ความร้อนจำเพาะของเมล็ดข้าวชื้น, kJ/kg K
h	คือ	สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน, $\text{W/m}^2\text{K}$
h_{fg}	คือ	ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ, kJ/kg
k	คือ	ค่าการนำความร้อนของวัตถุ, W/mK
l	คือ	ความยาวของเมล็ดข้าว, m
M_i	คือ	ความชื้นวัสดุ, เศษส่วนมาตรฐานแห้ง
m_i	คือ	อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศใหม่, kg/s
$m_{\max}$	คือ	อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศก่อนเข้าพัดลม, kg/s
m_p	คือ	มวลข้าวเปลือก, kg
P_t	คือ	ความดันสถของระบบ, kPa
Q_2	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนต่ออากาศเวียนกลับให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_4	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนของพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_5	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_6	คือ	อัตราการสูญเสียความร้อนของฮีตเตอร์ให้กับสิ่งแวดล้อม, kW
Q_h	คือ	อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน, kW
R	คือ	รัศมีของเมล็ดข้าว, m
RC	คือ	สัดส่วนอากาศเวียนกลับ, เศษส่วน
T_1	คือ	อุณหภูมิกระเปาะแห้งของอากาศแวดล้อม, $^{\circ}\text{C}$
T_2	คือ	อุณหภูมิอากาศเวียนกลับ, $^{\circ}\text{C}$
T_5	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าฮีตเตอร์, $^{\circ}\text{C}$
$T_{\max}$	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าพัดลม, $^{\circ}\text{C}$

$T_{a,i}$	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าเบด, °C
$T_{a,o}$	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังออกจากเบด, °C
T_{fan}	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังออกจากพัดลม, °C
$\bar{T}_p$	คือ	อุณหภูมิเฉลี่ยของเมล็ดข้าว, °C
t	คือ	เวลา, sec
V_p	คือ	ปริมาตรของเมล็ดข้าวเปลือก, m ³
W_i	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศแวดล้อม, เศษส่วน
$W_{a,i}$	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศก่อนเข้าเบด, เศษส่วน
$W_{a,o}$	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศหลังออกจากเบด, เศษส่วน
W_{mix}	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศก่อนเข้าพัดลม, เศษส่วน
ρ_a	คือ	ความหนาแน่นของอากาศ, kg/m ³
α	คือ	ค่าการแพร่ความร้อนของวัตถุ, m ² /s
η_f	คือ	ประสิทธิภาพของพัดลม, ไร้หน่วย

7. กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Incropera, Frank P. and Dewitt, David P., Fundamentals of Heat and Mass Transfer, John Wiley & Sons, 2001; 61-69.
2. Ozisik, M. N., Finite Difference Methods in Heat Transfer, CRC Press, 2000.
3. คงศักดิ์ ชินนาบุญ, อิทธิพลของการทำเหมเปอริงที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 2543.
4. สุวัฒน์ ตรุทัศน์วินท์, แนวทางที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิค ฟลูอิดไคซ์เบดแบบสันตะเทียน, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีคุณภาพ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 2542.

การศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาไหม้จำลองที่มีลักษณะ
การไหลแบบไซโคลนร่วมกับการไหลแบบฟลูอิดไดซ์เบด

A Study on Air-Rice Husk Flow Behavior in a Cyclone-Fluidized Bed
Combustor Cold Model

ฐานิตย์ เจริญนันท์¹ นิวัติ พิริยะรุ่งโรจน์² อติศักดิ์ นาคกรณกุล³ และ สมชาติ โสภณธรรมฤทธิ์⁴

^{1,2}อาจารย์, ³ผู้ช่วยศาสตราจารย์, ⁴ศาสตราจารย์

^{1,2}ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีมหานคร หนองจอก กรุงเทพฯ 10530

^{3,4}คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถ.ประชากรศาสตร์ ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

บทคัดย่อ : เตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบด (Cyclone fluidized bed combustor, CFBC) จำลอง ได้ถูกพัฒนาขึ้นมา เพื่อศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบภายในเตาเผาไหม้จำลองซึ่งจะใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานในการออกแบบและสร้างเตาเผาไหม้จริงต่อไป งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเชิงทดลองโดยการสังเกตพฤติกรรมการไหลของอากาศและแกลบตลอดจนวัดความเร็วอากาศภายใน CFBC จำลอง จากการทดลองพบว่า อากาศและแกลบภายใน CFBC จำลอง มีพฤติกรรมการไหลทั้งแบบฟลูอิดไดซ์เบดและแบบวอร์เทก โดยมีวงแหวนวอร์เทก (vortex ring) ทำหน้าที่คล้ายหัวฉีดอากาศช่วยเพิ่มความเร็วในแนวสัมผัสและก่อให้เกิดเป็นชั้นแขวนลอย (suspension layer) ของแกลบทำให้แกลบไม่สามารถลอยหนีออกไปจาก CFBC จำลองได้ การหมุนเวียนของอากาศพบได้ที่บริเวณใกล้ผนัง อันเนื่องมาจากการไหลย้อนกลับของอากาศในแนวแกน ซึ่งจะเพิ่มประโยชน์ต่อการเผาไหม้เชื้อเพลิงแข็ง ผลของวงแหวนวอร์เทกและการเกิดสเปาเต็ดเบดที่ด้านล่างสุดของ CFBC ช่วยเหนี่ยวนำให้เกิดพฤติกรรมการไหลแบบฟลูอิดไดซ์เบดในโซนที่อยู่ถัดขึ้นไปได้โดยไม่ต้องใช้วัสดุเฉื่อยผสมลงไปในเบด

Abstract : The present work involves the experimental study to investigate the basic feature of air-rice husk flow behavior as well as the measurements of air velocity are also conducted in a cyclone-fluidized bed combustor (CFBC) cold model which is essential for proper design and operation of combustor. The results shown that a combination phenomena of vortex and fluidization flow were simultaneously developed. The vortex ring functions as an air nozzle which facilitates the swirling motion and hence enhancing tangential air velocity. This created the suspension layer of rice husk between the vortex ring which could substantially reduce the elutriation of solid. The circulation flow is aggressive at near the wall due to the reverse flow of air which is beneficial for solid combustion. The vortex ring and spouted bed feature developed at the bottom of CFBC induced the fluidization in the next above zones without using any inert materials mixed in to the bed.

Keyword : combustor / cyclone / fluidized bed / rice husk / swirl / vortex

1. บทนำ

การเผาไหม้โดยใช้หลักการของการไหลวนหรือการไหลแบบวอร์เทก ได้เป็นที่รู้จักกันแพร่หลายมาหลายทศวรรษแล้ว เช่น เตาเผาไหม้ไซโคลน [1] และต่อมาได้มีการนำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ [2, 3, 4] สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชเบคก็ได้มีการพัฒนามานานแล้วเช่นกัน ส่วนใหญ่จะใช้กับเชื้อเพลิงถ่านเพื่อผลิตกระแสไฟฟ้า ซึ่งก็นำมาประยุกต์ใช้กับเชื้อเพลิงชีวมวล [5, 6, 7] แต่เนื่องจากเชื้อเพลิงชีวมวล เช่น แกลบ การเกิดฟลูอิดไชชันเป็นได้ยาก จำเป็นต้องใช้วัสดุเชื้อเพลิงจำพวกทรายซิลิกา, อลูมินา ผสมลงในเบดในอัตราที่เหมาะสม [5, 8] และเมื่อประมาณ 10 กว่าปีมานี้ได้มีการพัฒนาเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชเบค ซึ่งใช้กับถ่านหินชนิดป้อนเชื้อเพลิงได้เบด โดยการเพิ่มการฉีดอากาศในแนวสัมผัสเข้าไปในเตาเผาไหม้บริเวณ free board ทำให้ช่วยลดความสูงของเตาเผาไหม้ลงได้มาก [9, 10, 11] และไม่นานมานี้ได้มีการศึกษาพฤติกรรมกรไหล ก๊าซ-อนุภาค ภายในเตาเผาไหม้วอร์เทก พบว่ามีบริเวณที่เกิดการหมุนเวียนอนุภาคภายในเตาเผาไหม้ ซึ่งมีส่วนทำให้ residence time นานขึ้น [12]

สำหรับงานวิจัยนี้มีจุดประสงค์เพื่อศึกษาพฤติกรรมกรไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิดไชเบค (CFBC) ซึ่งได้ออกแบบมาเพื่อรวมลักษณะเด่นของเตาเผาไหม้ไซโคลน และเตาเผาไหม้ฟลูอิดไชเบคไว้ด้วยกัน เพื่อใช้เป็นพื้นฐานในการออกแบบและจัดสร้างเตาเผาไหม้จริงต่อไป

2. วิธีการทดลอง

การทดลองแบ่งออกเป็น 2 ส่วนหลักๆ คือ

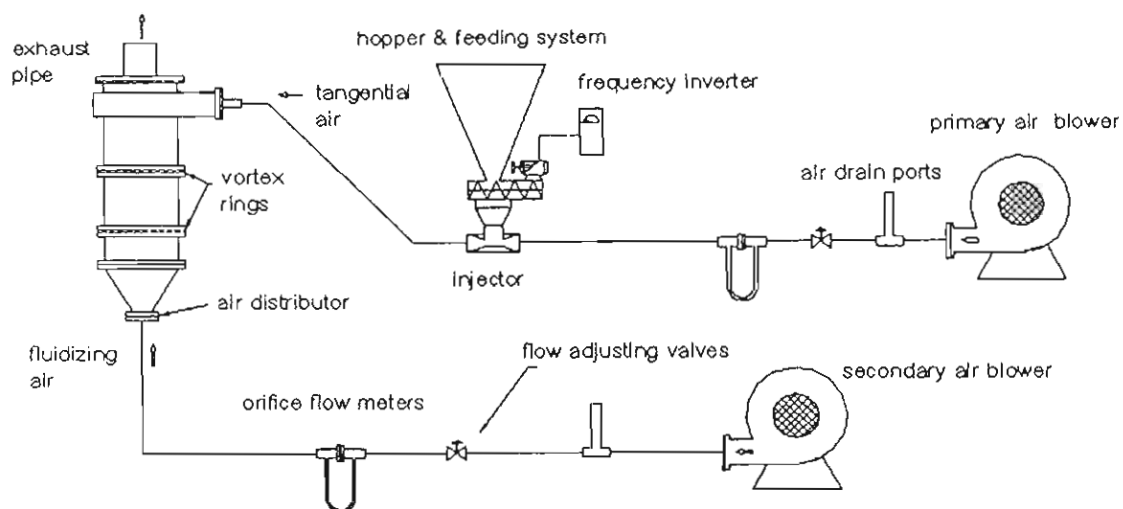
2.1 การสังเกตการไหลของอากาศ-แกลบภายใน CFBC จำลองซึ่งมีวิธีการทดลองดังต่อไปนี้

1. การเตรียมการทดลองและประกอบ CFBC จำลองกับวงแหวนวอร์เทก ดังแสดงในรูปที่ 1
2. การปรับอัตราการไหลของแกลบและอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขที่แสดงในตารางที่ 1.(Run No.1-No.8)

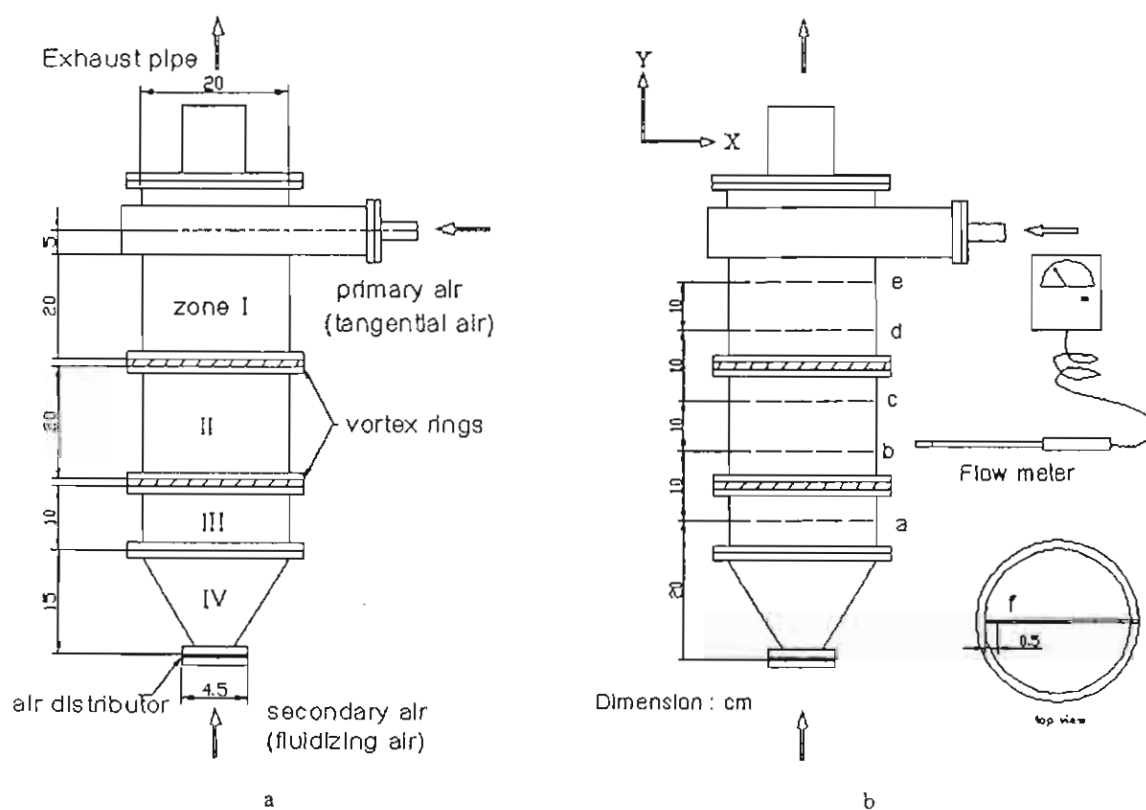
3. บันทึกผลการทดลอง

2.2 การวัดความเร็ว ณ ตำแหน่งต่างๆ ภายในเตาเผา CFBC ซึ่งมีวิธีทำการทดลองดังต่อไปนี้

1. เตรียมอุปกรณ์การทดลองและประกอบ CFBC จำลองกับวงแหวนวอร์เทก
2. ปรับอัตราการไหลของอากาศให้สอดคล้องกับเงื่อนไขในตารางที่ 1 Run No.1 โดยไม่ต้องป้อนแกลบ
3. ทำการวัดความเร็วของอากาศในแนว Tangential และในแนว Axis โดยใช้ Hot wire ที่มีค่าความคลาดเคลื่อน 3% ของค่าที่วัดได้ โดยวัด ณ ตำแหน่ง แกน $Y = 20$ cm. โดยอ้างอิงเริ่มต้นจากแผ่นกระจายลม (Air distributor) และตำแหน่งแกน $X = 0.5$ cm. โดยอ้างอิงจากผนังเตาด้านในดังแสดงในรูปที่ 2b
4. ทำการทดลองซ้ำข้อ 3 โดยเปลี่ยนตำแหน่งวัดในแนวแกน X (ตามแนวเส้นผ่านศูนย์กลาง)ทั้งหมด 17 ตำแหน่งซึ่งแต่ละตำแหน่งอยู่ห่างกัน 1 cm.
5. ทำการทดลองซ้ำข้อ 3 และข้อ 4 โดยเปลี่ยนตำแหน่งวัดในแนวแกน $Y = 30$ cm. , 40 cm. , 50 cm. และ 60 cm. ตามลำดับ
6. ทำการทดลองซ้ำข้อ 1-5 โดยไม่ประกอบวงแหวนวอร์เทกเข้ากับชุด CFBC จำลอง



รูปที่ 1 อุปกรณ์การทดลองเตาเผาไหม้ไฮโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดจำลอง



รูปที่ 2 ขนาดและตำแหน่งการวัดความเร็วของเตาเผาไหม้ไฮโคลน-ฟลูอิดไดซ์เบดจำลอง

ตารางที่ 1 เงื่อนไขการทดลองสำหรับการศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบใน CFBC จำลอง

Run No.		1	2	3	4	5	6	7	8
Rice husk feed rate	g/min	300	300	300	300	250	250	250	250
Primary (tangential) air									
Flow rate	m ³ /min	2.68	2.44	2.19	2.07	2.68	2.19	2.07	1.95
Velocity	m/s	22	20	18	17	22	18	17	16
Secondary (fluidizing) air									
Flow rate	m ³ /min	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573	0.573
Velocity	m/s	6	6	6	6	6	6	6	6
Swirl number, S	-	5.25	5.07	4.86	4.74	5.25	4.86	4.74	4.61

3. ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 พฤติกรรมการไหลของอากาศ-แกลบในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิไดซ์เบดจำลอง

เพื่อศึกษาและให้เข้าใจพื้นฐานของรูปแบบลักษณะการไหลของอากาศ-แกลบภายในเตาเผาไหม้จริง จึงได้จำลองการไหลของอากาศ-แกลบในเตาเผาไหม้ไซโคลน-ฟลูอิไดซ์เบด (Cyclone Fluidized Bed Combustor, CFBC) จำลอง ผลการทดลองได้แสดงด้วยภาพถ่าย ดังแสดงในรูปที่ 3 และ 4 สำหรับเงื่อนไขในแต่ละการทดลองได้แสดงไว้ในตารางที่ 1 จากการทดลองพบว่าหลังจากอากาศส่วนแรก (tangential air) และแกลบถูกป้อนเข้าจากทางด้านบนของ CFBC จำลอง และไหลเข้าไปใน Zone I ดังแสดงในรูปที่ 2a แกลบจะไหลเวียนเป็นเกลียวไปตามผนังของ CFBC จำลองลงสู่ด้านล่างในลักษณะการไหลแบบวอร์เทก (vortex flow) เป็นผลมาจากแรงเหวี่ยง (centrifugal force) ของมวลอากาศที่ไหลในแนวสัมผัส (tangential flow) เมื่ออากาศพาแกลบไหลวนมาซึ่งบริเวณเหนือวงแหวนวอร์เทก (vortex ring) อันแรกซึ่งทำหน้าที่เสมือนหัวฉีดอากาศ (air nozzle) จะช่วยเร่งความเร็วของอากาศให้เพิ่มขึ้นและไหลวนผ่านช่องตรงกลางของวงแหวนไปยัง Zone II

สำหรับ Zone II สังเกตพฤติกรรมได้ว่าแกลบจะยังคงไหลวนไปตามผนังของ CFBC จำลอง พร้อมกับที่เกิดลักษณะการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบด (fluidized bed flow) ของแกลบจาก Zone III ซึ่งอยู่ด้านล่างและถูกพาให้ลอยขึ้นมาพร้อมกับอากาศ ซึ่งเป็นผลมาจากโมเมนตัมของแกลบในแนวแกน โดยการเกิดขึ้นของลักษณะการไหลแบบฟลูอิไดซ์เบดของแกลบจะเกิดขึ้นสม่ำเสมอทั่วทั้งบริเวณ Zone II รวมถึงบริเวณแกนกลาง (core region) ของ CFBC จำลอง ดังแสดงในรูป 3 และ 4 และที่สังเกตได้อย่างชัดเจนคือ แกลบในบริเวณ Zone II นี้แทบจะไม่หลุดลอยเข้าไปใน Zone I ซึ่งอยู่ด้านบน เนื่องจากมีการไหลแบบวอร์เทกที่รุนแรงบริเวณเหนือและใต้วงแหวนวอร์เทก ก่อให้เกิดแรงเหวี่ยงที่รุนแรง บริเวณนี้จึงมีลักษณะคล้ายม่านอากาศ (air curtain) ทำให้แกลบซึ่งเป็นอนุภาคขนาดใหญ่และมีน้ำหนักมาก ไม่สามารถไหลข้ามไปได้ ดังนั้นภายใน Zone II จึงมีสภาพเป็นเหมือนชั้นแขวนลอย (suspension layer) ของแกลบ และแกลบที่ไหลเวียนมาตามผนังจากสังเกตได้ว่าจะไม่ไหลเกาะกลุ่มกันเป็นเส้นเกลียวเหมือนกับใน Zone I แต่จะไหลตามกันมาเป็นแผง สาเหตุเนื่องจากแรงเหวี่ยงการเกิดวอร์เทกใน Zone II นี้มีกำลังอ่อนลง

แกลบที่ไหลออกจาก Zone II จะไหลเข้าสู่ Zone III ซึ่งอยู่ด้านล่าง โดยในบริเวณ Zone III จะสังเกตการไหลวนของแกลบได้ไม่ชัดเจน มีเพียงลักษณะการไหลแบบฟลูอิดไรซ์เบดเท่านั้นที่เด่นชัดใน Zone นี้ สำหรับใน Zone IV ซึ่งอยู่ล่างสุดของ CFBC จำลอง แกลบจะไหลมากองรวมกันเป็นเบคโดยมีอากาศส่วนที่สอง (fluidizing air) ไหลขึ้นมาแนวแกนจากทางด้านล่างของเบคผ่านแผ่นกระจายลม (air distributor) และด้วยความเร็วอากาศที่เหมาะสม อากาศจะดันให้แกลบขยับตัวจนเกิดเป็นโพรงอากาศบริเวณตรงกลางเบค และแกลบที่อยู่บริเวณล่างสุดของเบคจะลอยไปกับอากาศโดย แกลบที่อยู่บริเวณรอบๆ โพรงอากาศจะเคลื่อนตัวลงสู่ด้านล่างของเบคเพื่อไปแทนที่แกลบด้านล่างที่ถูกพาไปกับอากาศ ซึ่งลักษณะเช่นนี้ก็คือการเกิดลักษณะของสเปาเดิลเบค (spouted bed)

3.1.1 วงแหวนวอร์เทกซ์กับพฤติกรรมการไหลของแกลบใน CFBC จำลอง

ในการทดลองเบื้องต้นขณะที่ยังไม่ได้ติดตั้งวงแหวนวอร์เทกซ์เข้าไปพบว่าอากาศจะไหลวนมาจากทางเข้าด้านบน ลงมาถึงบริเวณที่เป็นเบคของแกลบใน Zone IV ก่อนที่จะหมุนวนกลับขึ้นไปในแนวแกน โดยอากาศส่วนที่สองจากทางด้านล่างของ CFBC จำลอง ไม่สามารถพาแกลบให้ลอยขึ้นสู่ด้านบนได้นอกเสียจากว่าจะต้องใช้ปริมาณอากาศส่วนที่สองเป็นปริมาณมากเพื่อเอาชนะความดันเหนือเบค ซึ่งอาจทำให้ต้องใช้ปริมาณอากาศส่วนเกิน (excess air) เกินความจำเป็นในการเผาไหม้จริง เพื่อแก้ปัญหานี้จึงได้ออกแบบวงแหวนวอร์เทกซ์และติดตั้งเข้าไปภายใน CFBC ที่ระดับความสูง $H/D = 1.25$ และ 2.25 ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 2a โดยผลการทดลองเป็นไปตามที่กล่าวมาแล้วในหัวข้อ 3.1

3.1.2 การเกิดขึ้นแขวนลอยของแกลบภายใน CFBC จำลอง และความสามารถในการคัดแกลบ

จากรูปที่ 3 (a-c) และ 4 (a-c) จะเห็นได้อย่างชัดเจนว่าแกลบจะรวมตัวกันอยู่เป็นชั้นแขวนลอย (suspension layer) ภายในบริเวณ Zone II ซึ่งอยู่ระหว่างวงแหวนวอร์เทกซ์ทั้งสอง แกลบที่เข้ามาสู่บริเวณ Zone II นี้ จะมาจากสองส่วน คือแกลบส่วนแรกมาจากการไหลวนจากทางด้านบนของ CFBC จำลอง ซึ่งก็จะไหลออกไปสู่ Zone III ซึ่งอยู่ติดลงไป แกลบอีกส่วนหนึ่งมาจากแกลบในเบคของ Zone IV ซึ่งลอยขึ้นมาพร้อมกับอากาศ ที่เรียกว่าเป็นชั้นแขวนลอยของแกลบก็เพราะสังเกตได้อย่างชัดเจนว่าแกลบซึ่งจัดเป็นอนุภาคขนาดใหญ่และมีน้ำหนักมาก โดยทั่วไปแล้วจะไม่สามารถหลุดลอยเข้าไปสู่ Zone I ซึ่งอยู่เหนือขึ้นไปได้ และเมื่อปริมาณแกลบที่สะสมอยู่ในชั้นนี้มีมากขึ้น จนกระทั่งน้ำหนักของแกลบมากกว่าแรงดูด (drag force) ที่เกิดจากการไหลของอากาศ จะทำให้แกลบบางส่วนตกลงสู่เบคด้านล่างเพื่อรักษาสสมดุลทางพลศาสตร์ของชั้นแขวนลอยนี้ไว้ ปรากฏการณ์เช่นนี้สามารถอธิบายได้ว่าเกิดจากการไหลวนของอากาศที่รุนแรงบริเวณเหนือและใต้วงแหวนวอร์เทกซ์ ทำให้เกิดแรงเหวี่ยงที่มีกำลังมาก และเมื่อแกลบลอยตัวขึ้นมาในบริเวณใกล้วงแหวนนี้ก็จะถูกเหวี่ยงไปชนกับผนังของ CFBC จำลองและไหลหล่นลงมาสู่ด้านล่างเนื่องจากแรงโน้มถ่วง ลักษณะเช่นนี้คล้ายกับม่านอากาศ (air curtain) ที่บริเวณวงแหวนวอร์เทกซ์ทำหน้าที่ดักอนุภาคขนาดใหญ่ เช่น แกลบที่ยังไม่ได้เผาไหม้ไม่ให้ผ่านขึ้นไปได้ ปรากฏการณ์เช่นนี้คล้ายคลึงกับที่ Yang และ Nieh [10] ค้นพบว่าการฉีดอากาศส่วนที่สองเข้าไปในแนวสัมผัสบริเวณ free board ของเตาเผาไหม้ฟลูอิดไรซ์เบค จะทำให้เกิดชั้นแขวนลอยของอนุภาคในบริเวณ free board ได้

3.1.3 การกระจายตัวของเกล็ดภายใน CFBC จำลอง

พิจารณาจากรูปที่ 3(a-c) และ 4(a-c) จะสังเกตได้ว่าใน Zone I ซึ่งเป็นบริเวณทางเข้าของอากาศส่วนแรก และเกล็ด จะมีเกล็ดอยู่เฉพาะบริเวณผนังของ CFBC จำลองเท่านั้น บริเวณตรงกลางรอบๆแนวแกนของ CFBC จำลอง ซึ่งตรงกับแนวของท่อทางออกด้านบนสุดของ CFBC จำลอง ไม่พบว่ามีเกล็ดอยู่ในบริเวณนี้ซึ่งทำให้มั่นใจได้ว่าถ้าเป็นในกรณีของเตาเผาไหม้จริง เกล็ดซึ่งยังเผาไหม้ไม่หมดจะไม่ลอยหนีออกไปจากเตาได้

3.1.4 ผลของ Swirl number

ค่า Swirl No. (S) สำหรับ CFBC จะใช้เป็นดัชนีบอกว่าการไหลของอากาศ-เกล็ด เป็นผลมาจากการไหล อันเนื่องมาจากโมเมนตัมเชิงมุมหรือโมเมนตัมในแนวแกนมากกว่ากัน ซึ่งสามารถหาค่าได้ดังนี้

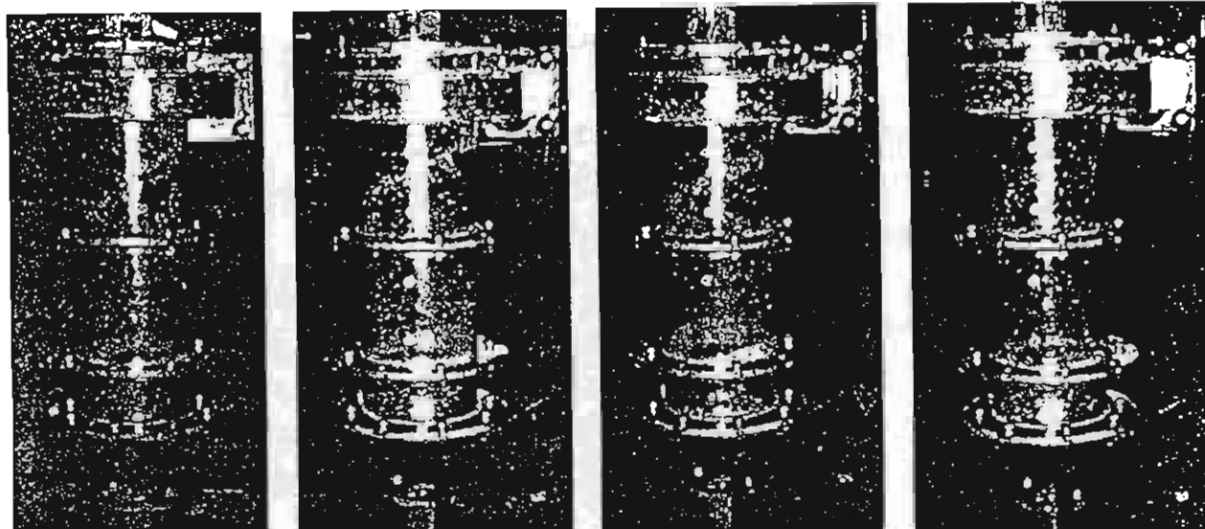
$$S = \sum_{i=1}^m f_i^2 \frac{\pi D_c D_o}{4 A_{ci}} \quad (3-1)$$

เมื่อ	m	คือ	จำนวนท่อทางเข้าในแนวสัมผัส
	A_{ci}	คือ	พื้นที่หน้าตัดของท่อทางเข้าในแนวสัมผัส
	f_i	คือ	สัดส่วนของปริมาณอากาศส่วนแรกต่อปริมาณอากาศทั้งหมด
	D_c, D_o	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อทางออกและของเตาตามลำดับ

ค่า S ของแต่ละการทดลองได้จากตารางที่ 1 จากผลการทดลองพบว่า การทดลองที่มีค่า S มาก การเกิด วอร์เทกบริเวณวงแหวนวอร์เทกอันแรก (ที่ระยะ $H/D = 2.25$) จะมากพอที่จะทำให้ชั้นแขวนลอย (suspension layer) มีความเสถียรอยู่ได้ และเกล็ดซึ่งเป็นอนุภาคขนาดใหญ่ไม่สามารถไหลข้ามชั้นนี้ไปได้ ดังเช่นการทดลองที่แสดงใน รูปที่ 3 (a-c) ($S = 5.25, 5.07, 4.86$) ซึ่งมีอัตราการป้อนเกล็ดเท่ากับ 300 g/min และรูปที่ 4 (a-c) ($S = 5.25, 4.86, 4.74$) ซึ่งมีอัตราการป้อนเกล็ดเท่ากับ 250 g/min ในการทดลองที่มีค่า S ต่ำมาก จะทำให้เกิดแรงเหวี่ยงน้อยเกินไป จนกระทั่งเกล็ดใน Zone II จะไหลข้ามขึ้นมาใน Zone I และลอยหลุดออกไปที่ท่อทางออก และนอกจากนี้เกล็ดใน Zone I ก็จะไม่เกาะกลุ่มกันเป็นเส้นเกลียว ดังแสดงในรูปที่ 3d ($S = 4.74$) และ 4d ($S = 4.61$) ผลของ Swirl Number อีกประการหนึ่งคือการไหลที่มีค่า S สูง ระยะพิชของเกลียวจะสั้นลง (มุมที่แนวเกลียวทำกับแนวระดับจะน้อย) ซึ่งจะทำให้ residence time ของอนุภาคในเตาเผามากขึ้น ซึ่งดูได้จากรูปที่ 3a ($S = 5.25$) เปรียบเทียบกับรูปที่ 3d ($S = 4.74$)

3.1.5 การเหนี่ยวนำให้เกิดฟลูอิโดเซชันในชั้นแขวนลอยจากสเปาเค็ดเบลในชั้นล่างสุดของ CFBC จำลอง

ในตอนเริ่มต้นของการออกแบบ ที่ส่วนด้านล่างสุดของ CFBC จำลอง ซึ่งเป็นที่อยู่ของเบลไม่ได้มีลักษณะ เป็นรูปทรงกรวยอย่างที่แสดงในรูป แต่เป็นรูปทรงกระบอกเหมือนกับส่วนอื่นๆของเตาจำลอง แต่จากการทดลองใน เบื้องต้นพบว่าเมื่ออากาศส่วนที่สองไหลจากด้านล่างผ่านแผ่นกระจายลมขึ้นมาไม่สามารถทำให้เกล็ดลอยตัวขึ้นมา แบบฟลูอิโดเซชันได้ โดยภายในเบคของเกล็ดจะเกิดเป็นโพรงอากาศขึ้นในบางตำแหน่งและ อากาศจากด้านล่างจะ ไหลผ่านโพรงอากาศนี้ขึ้นมา โดยไม่ได้พาเกล็ดให้ลอยตัวขึ้นมาด้วย ทำให้เบคมีลักษณะเป็นเบคนิ่ง สาเหตุเนื่องมา



a

b

c

d

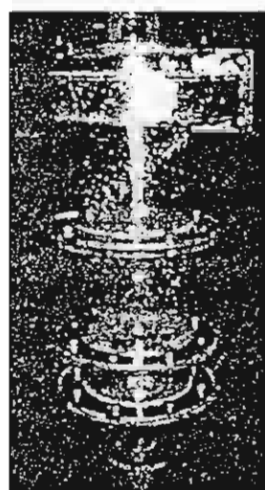
Run No. 1, $S = 5.25$

Run No. 2, $S = 5.07$

Run No. 3, $S = 4.86$

Run No. 4, $S = 4.74$

รูปที่ 3 การไหลของอากาศและแกลบใน CFBC จำลอง ในกรณีอัตราการป้อนแกลบ 250 g/min



a

b

c

d

Run No. 5, $S = 5.25$

Run No. 6, $S = 4.86$

Run No. 7, $S = 4.74$

Run No. 8, $S = 4.61$

รูปที่ 4 การไหลของอากาศและแกลบใน CFBC จำลอง ในกรณีอัตราการป้อนแกลบ 300 g/min

จากรูปทรงของแกลบและความหนาแน่นของแกลบซึ่งมีค่าน้อย ทำให้ยากต่อการเกิดฟลูอิดไรเซชัน Rao และคณะ [8] และ Natarajan และคณะ [5] จึงได้ใช้วัสดุเฉื่อยจำพวกทรายซิลิกา อลูมินา เป็นต้น ผสมกับเชื้อเพลิงชีวมวล เพื่อให้เกิดฟลูอิดไรเซชันขึ้นได้ แต่สิ่งที่ตามมาคือความดันตกคร่อมเบดจะสูงมาก ในงานวิจัยนี้จึงได้มีแนวทางแก้ไขที่ต่างกันไป คือนำหลักการของสเปาต์เบดมาประยุกต์ใช้กับเบดของ CFBC จำลอง จึงได้ออกแบบด้านล่าง

ของ CFBC จำลอง ให้มีลักษณะเป็นทรงกรวย ทำให้แก๊สในเบดลอยตัวขึ้นไปได้ และมีลักษณะการไหลแบบฟลูอิโดไลซ์เบดภายในชั้นแขวนลอยของ Zone II

3.1.6 อัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลาง (H/D) ของ CFBC จำลอง

ค่า H/D เป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญอย่างหนึ่งในการออกแบบเตาเผาไหม้ไฮโดรเจนและเตาเผาไหม้ฟลูอิดไลซ์เบด เตาเผาไหม้ที่มีค่า H/D ต่ำโดยที่ยังมีประสิทธิผลความร้อนสูงจะมีค่า combustion intensity (หน่วยเป็น kg fuel/h/m² หรือ kg fuel/h/m³) สูงในขณะที่ต้นทุนในการก่อสร้างต่ำ และสะดวกต่อการติดตั้งในพื้นที่จำกัด โดยทั่วไปแล้วค่า H/D ของเตาเผาไหม้จะถูกจำกัดด้วยเงื่อนไขของ residence time ที่ต้องมีระยะเวลาเพียงพอต่อการเผาไหม้โดยสมบูรณ์ สำหรับเตาเผาไหม้ฟลูอิดไลซ์เบด มีค่า H/D ประมาณ 13 และค่า combustion intensity ประมาณ 265 kg/h/m³ (530 kg/h/m³) [5,6] ในขณะที่เตาเผาไหม้ไฮโดรเจนที่ใช้เชื้อเพลิงแก๊ส ที่ผลิตให้อยู่ภายในประเทศมีค่า H/D เท่ากับ 2.5 และค่า combustion intensity ประมาณ 100 kg/h/m³ [4] สำหรับในงานวิจัยนี้ ค่า H/D ของ CFBC จำลอง เท่ากับ 3.5 ซึ่งต่ำกว่าเตาเผาไหม้ฟลูอิดไลซ์เบด แต่ยังสูงกว่าของเตาเผาไหม้ไฮโดรเจน เนื่องจากมีส่วนที่เพิ่มขึ้นมาคือชั้นแขวนลอยของอนุภาค ซึ่งเป็นบริเวณที่มีลักษณะการไหลร่วมกันระหว่างวอร์เทกกับฟลูอิดไลซ์เบด ซึ่งเมื่อนำไปใช้งานในลักษณะของเตาเผาไหม้จริง ส่วนนี้จะทำหน้าที่เป็นห้องเผาไหม้อีกส่วนหนึ่ง

3.2 การกระจายความเร็วของอากาศในแนวสัมผัสและแนวแกน

ในการทดลองที่ไม่มีการป้อนแก๊สเข้าไปใน CFBC จำลอง ได้บันทึกความเร็วของอากาศทั้งในแนวสัมผัสและแนวแกน บนระนาบแนวตั้งที่ผ่านกลาง (vertical midplane) ของ CFBC จำลอง ดังแสดงในรูปที่ 5(a-b) และ 6(a-b) ซึ่งเป็นการเปรียบเทียบความเร็วของอากาศในกรณีที่มีและไม่มียังแหวนวอร์เทก โดยทั้งสองการทดลองเงื่อนไขการไหลของอากาศทั้งสองส่วนจะเหมือนกับของ Run No.1 ดังแสดงในตารางที่ 1

3.2.1 ความเร็วอากาศในแนวสัมผัส

จากรูปที่ 5 (a) เปรียบเทียบกับรูปที่ 6 (a) เห็นได้อย่างชัดเจนว่าการเกิดวอร์เทกในกรณีมีแหวนวอร์เทก จะรุนแรงมากกว่าในกรณีไม่มีแหวนวอร์เทก โดยความเร็วสูงสุดในแนวสัมผัสในกรณีมีแหวนวอร์เทก จะสูงกว่าในกรณีไม่มีแหวนวอร์เทกถึงประมาณ 3 เท่า ลักษณะโปรไฟล์ของความเร็วอากาศในแนวสัมผัสในกรณีมีแหวนวอร์เทกค่อนข้างจะเป็นไปตามความสัมพันธ์ Rankine vortex ซึ่งรวมผลของการไหลแบบวอร์เทกอิสระ (free vortex flow) กับการไหลแบบวอร์เทกบังคับ (forced vortex flow) และเป็นไปตามความสัมพันธ์ดังนี้

$$Wr^n = \text{constant} \quad (3-2)$$

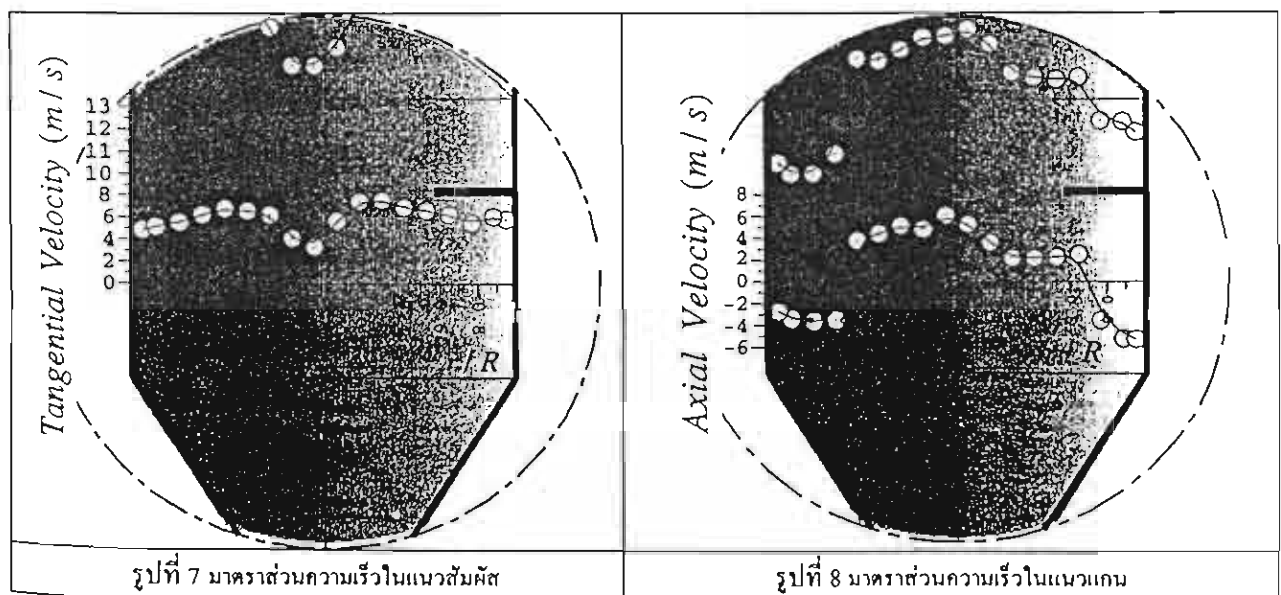
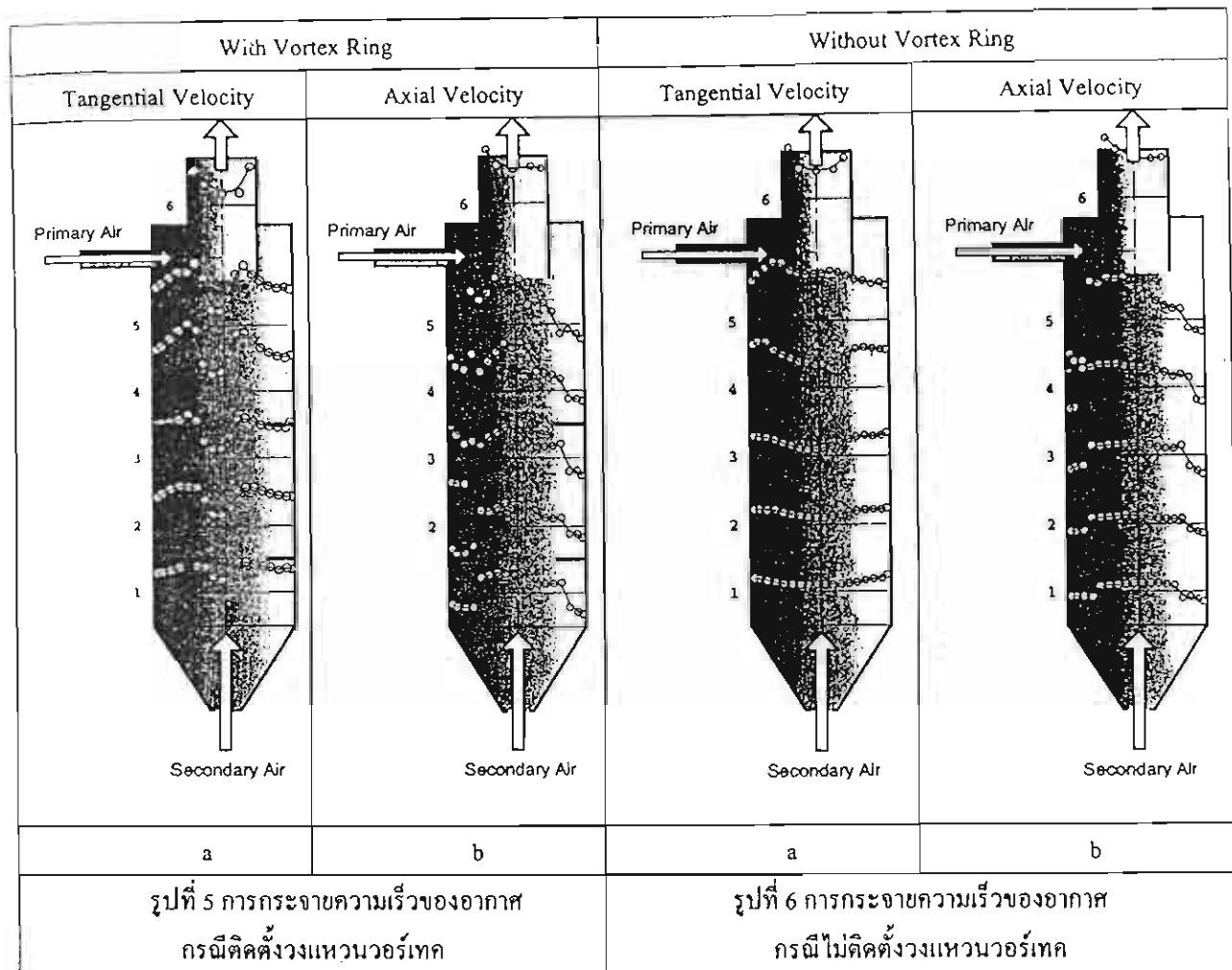
เมื่อ w = ความเร็วในแนวสัมผัส

R = รัศมีภายในของเตา

$n = -0.8$, $0 < r < 0.65R$

$n = 0.5$, $0.65R < r < R$

r = ระยะที่วัดออกจากจุดศูนย์กลางในแนวรัศมี



สำหรับ CFBC จำลองที่ใช้งานวิจัยนี้ จากรูปที่ 5 (a) จะพบว่าเกิดการเกิดวอร์เทกแบบบั้งกับ จะเกิดขึ้นในช่วง ประมาณ $0 < r < 0.55R$ และวอร์เทกแบบอิสระจะเกิดขึ้นบริเวณช่วง $0.55R < r < R$ โดยวอร์เทกที่เกิดขึ้น เหนือวงแหวนวอร์เทกจะรุนแรงมากกว่าวอร์เทกที่เกิดขึ้นด้านล่างของวงแหวน สำหรับการทดลองกรณีที่ไม่ใช้วง แหวนวอร์เทกดังแสดงในรูปที่ 6a คีกรการไหลแบบวอร์เทกไม่มากเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีที่ใช้วงแหวน ยกเว้น บริเวณด้านบนของ CFBC จำลองซึ่งอยู่ใกล้ท่อทางเข้าของอากาศส่วนแรก นอกจากนี้ยังพบว่าบริเวณของการเกิด วอร์เทกแบบอิสระจะแคบกว่าของวอร์เทกแบบบั้งมาก

การที่ความเร็วในแนวสัมผัสมีค่าสูงขึ้นมากเมื่อใช้วงแหวนวอร์เทกเข้าไป อธิบายได้ว่าเป็นผลมาจาก ความหนืดของอากาศบริเวณพื้นผิวของวงแหวนทำให้อากาศบริเวณพื้นผิวนี้ชลความเร็วลงอย่างมากทำให้ความเร็ว อากาศในแนวสัมผัสเหนือแผ่นวงแหวนขึ้นไปมีความเร็วเพิ่มขึ้นเพื่อให้ได้อัตราการไหลคงเดิม ดังนั้นจึงอาจกล่าว ได้ว่าวงแหวนวอร์เทกจึงทำหน้าที่คล้ายหัวฉีดอากาศ (air nozzle) ตัวหนึ่งซึ่งช่วยเพิ่มความเร็วให้กับอากาศ จากรูปที่ 5 และ 6 จะเห็นได้ว่าโปรไฟล์ความเร็วในแนวสัมผัสก่อนข้างจะสมมาตรทั้งสองด้านของแกน CFBC จำลอง สำหรับที่บริเวณท่อทางออก(ตำแหน่ง 6) ลักษณะโปรไฟล์ความเร็วคล้ายคลึงกันทั้งสองกรณี

ผลประการสำคัญของการเกิดวอร์เทกที่รุนแรงใกล้บริเวณที่ติดตั้งวงแหวนวอร์เทกคือจะช่วยคัดอนุภาค ขนาดใหญ่ที่ยังเผาไหม้ไม่หมดไม่ให้ลอยหนีออกไปจากเตาได้

3.2.2 ความเร็วอากาศในแนวแกน

ความเร็วอากาศในแนวแกน (axial velocity) ในทิศขึ้นในกรณีที่ใช้วงแหวนวอร์เทกจะมีค่าสูงกว่า ใน กรณีที่ไม่ใช้วงแหวนวอร์เทกหลายเท่า ดังแสดงในรูป 5b กับ 6b โดยเฉพาะที่ด้านล่างของ CFBC จำลองทำให้อากาศสามารถพาแก๊สลอยตัวสูงขึ้นไหลเข้าไปสู่ที่แขวนลอยใน Zone II ได้ซึ่งจะตรงข้ามกับ ในกรณีที่ไม่ใช้วง แหวน (Vortex) ที่ความเร็วในแนวแกนไม่สูงพอที่จะยกแก๊สให้ลอยสูงขึ้นได้ ซึ่งอาจเกิดจากสาเหตุสองประการ ประการแรก แรงเหวี่ยงซึ่งมีมากในกรณีที่ใช้วงแหวนวอร์เทกทำให้บริเวณตรงกลาง(Core region)มีความดันที่ต่ำ จนทำให้เกิดผลต่างความดัน(pressure gradient) ระหว่างความดันที่ตำแหน่งทางเข้าของอากาศส่วนที่สอง (ด้านล่าง ของเตา) กับความดันภายใน CFBC จำลองมีค่ามากจึงทำให้อากาศไหลขึ้นในแนวแกนด้วยความเร็วสูง หรือ ประการที่สองอาจเกิดจากการที่พื้นที่ของการไหลวอร์เทกแบบบั้งซึ่งอยู่บริเวณกลางเตาถูกบีบให้พื้นที่เล็กลงจึง ทำให้อากาศไหลขึ้นด้วยความเร็วสูงได้

จากรูปที่ 5b กับ 6b จะเห็นได้ว่า ความเร็วอากาศในแนวแกนทิศลงจะเกิดขึ้นในช่วง $0.65R < r < 1$ และมีความ สมมาตรทั้งสองด้าน โดยกรณีที่ใช้วงแหวนวอร์เทก ความเร็วในแนวแกนทิศทางลงจะมีมากกว่ากรณีที่ไม่ ใช้วงแหวนวอร์เทกมากซึ่งการไหลกลับทาง (reverse flow) ของอากาศภายในเตา CFBC จำลองเช่นนี้ จะช่วยทำ ให้แก๊สหรืออนุภาคภายในเตาเผาไหม้จริงมีการไหลหมุนเวียน (recirculating flow) โดยแก๊สหรืออนุภาคที่มี ขนาดใหญ่ น้ำหนักมากที่ยังเผาไหม้ไม่หมด เมื่อลอยตัวขึ้นมาก็จะถูกเหวี่ยงไปปะทะผนังเตาด้วยแรงเหวี่ยงที่เกิด จากวอร์เทก และจะถูกอากาศบริเวณใกล้ผนัง พาให้ไหลลงไปสู่ Base ด้านล่างอีกครั้ง ซึ่งเท่ากับเป็นการเพิ่ม residence time การคลุกเคล้ากันของอากาศกับอนุภาค (mixing)

4. สรุปผลการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาพฤติกรรมการไหลของอากาศ-เกลบภายใน CFBC จำลอง และได้วัดความเร็วของอากาศภายใน CFBC จำลอง ในขณะที่ไม่มีการป้อนเกลบซึ่งผลการทดลองสรุปได้ดังนี้

- 1) การไหลของอากาศ-เกลบภายใน CFBC จำลอง แสดงให้เห็นถึงการรวมคุณสมบัติเด่นของการไหลแบบฟลูอิดไคซ์เบค และการไหลแบบวอร์เทกซ์เข้าไว้ด้วยกัน โดยการไหลแบบฟลูอิดไคซ์เบคเกิดขึ้นบริเวณเหนือเบค และภายในชั้นแวนดอย ส่วนการไหลแบบวอร์เทกซ์เกิดขึ้นที่บริเวณผนัง ตั้งแต่ด้านบนจนถึงด้านล่างของ CFBC
- 2) เกิดชั้นแวนดอยของเกลบขึ้นภายใน CFBC จำลอง ระหว่างวงแหวนวอร์เทกซ์ทั้งสอง โดยวงแหวนวอร์เทกซ์ทำหน้าที่คล้ายหัวฉีดอากาศ ก่อให้เกิดการหมุนวนอย่างรุนแรง ทำให้บริเวณวงแหวนจะมีสภาพคล้ายกับม่านอากาศ ทำหน้าที่คักเกลบไม่ให้ลอยหนีออกไปจาก CFBC จำลองได้
- 3) การออกแบบด้านล่างสุดของ CFBC ให้มีลักษณะรูปทรงกรวย เกิดลักษณะของสเปาเค็คเบค จะช่วยให้เกลบลอยตัวขึ้นมาได้ง่าย และอนุภาคในเบคมีการหมุนเวียนทั่วถึงโดยไม่ต้องใช้วัตถุเฉื่อยซึ่งมีน้ำหนักมากมาผสมลงในเบค
- 4) พฤติกรรมการไหลของอากาศในแนวสัมผัส ยังคงเป็นไปตามความสัมพันธ์ของ Rankine vortex
- 5) วงแหวนวอร์เทกซ์นอกจากจะช่วยเพิ่มความรุนแรงในการเกิดวอร์เทกซ์แล้ว ยังช่วยเพิ่มความเร็วอากาศในแนวแกน ทำให้เกลบลอยตัวได้ง่ายขึ้น
- 6) เกิดการไหลสวนทางของอากาศในแนวแกนขึ้นบริเวณผนัง CFBC ทำให้เกิดการหมุนเวียนของเกลบ และเป็นการเพิ่ม residence time

กิตติกรรมประกาศ

ขอแสดงความขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้การสนับสนุนทุนวิจัย และ คุณวิบูลย์ เทเพนาร์ สถาบันวิจัยเกษตรวิศวกรรม กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว ที่กรุณาให้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์ต่องานวิจัยนี้อย่างมาก

เอกสารอ้างอิง

1. Gupta, A.k., Lilley,D.G. and Syred, N.. 1984. Swirl Flows. Abacus Press. Tunbridge Wells. England.
2. Singh,R., Maheshwari, R.C. and Ojha, T.P.. 1980. Development of a Husk Fired Furnace. Journal of Agricultural Engineering Research. 25:119-120.
3. Tumambig, J.A.. 1984. Testing and Evaluation of Rice Hull-Fed Furnace for Grain Drying. National Post Harvest Institute for Research and Extension.: 197-214
4. Soponroanarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat, B.. 2000. Cyclone Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying. International Energy Journal. 1(2): 67-75.
5. Natarajan, E., Nordin, A. and Rao, A.N.. 1998. Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in Fluidized Bed Reactor. Biomass and Bioenergy. 14(5/6): 533-546.
6. Werther, J., Saenger,M., Hartge, E.U., Ogada, T. and Siagi,Z.. 2000. Combustion of Agricultural residues.

Progress in Energy and Combustion Science. 26(1): 1-27

7. Armesto, L., Bahillo, A., Veijonen, k., Cabanillas, A. and Otero, J.. 2002. Combustion Behavior of Rice Husk in a Bubbling Fluidized Bed. *Biomass and Bioenergy*. 23 (3): 171-179.
8. Rao, T.R., and Bheemarasetti, J.V. Ram.. 2000. Minimum Fluidization Velocities of Mixtures of Biomass and Sands. *Energy*. 26(6): 633-644.
9. Yang, G. and Nieh, S.. 1987. Particle Flow Pattern in the Freeboard of a Vortexing Fluidized Bed. *Powder Technology*. 50:121-131.
10. Yang, G. and Nieh, S.. 1989. On the Suspension Layers in the Freeboard of Vortexing Fluidized Beds. *Powder Technology*. 57: 171-179.
11. Nigh, S., Yang, G., Zhu, A.Q. and Zhao, C.S.. 1992. Measurements of Gas-Particle Flows and Elutriation of an 18 i.d. Cold Vortexing Fluidized-Bed Combustor Model. *Powder Technology*. 69:139-146.
12. Nieh, S. and Zhang, J.. 2000. Swirling, Reacting, Turbulent Gas-Particle Flow in a Vortex Combustor. *Powder Technology*. 122: 70-78.

New Technique For Paddy Drying

Somchart Soponronnarit

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

Abstract

The fluidised bed grain dryer is now fully commercialized in several countries. Its potential is great especially for high moisture grains such as paddy, parboiled rice, maize and soybean. Its drying rate is very fast as compared to conventional grain dryers. Consequently, the size of drying unit is very compact relative to its capacity. Its energy consumption is relatively low while grain quality is maintained. In this paper, the research and development effort on fluidised bed grain drying especially in Thailand is described, starting with an experimental batch dryer and culminating with a commercial continuous-flow dryer.

1. Introduction

It has been suggested that high moisture paddy should be dried quickly to approximately 23% moisture content (dry basis)¹ then subjected to ambient air drying in storage (Soponronnarit et al. 1994; Driscoll and Szrednicki 1991). Following two-stage drying, cost and product quality appear to be optimised. During the first stage, fluidised bed drying is an alternative to conventional hot-air drying. Its advantages are: (1) uniform product moisture content, and thus high drying air temperature can be employed but with less overdried grain; (2) high drying capacity due to better heat and mass transfer; (3) a much smaller drying chamber and thus a significantly lower initial cost; and (4) significant spin-off in terms of increasing head rice yield and potential for producing aging rice.

Sutherland and Ghaly (1992) were probably the first research group who investigated feasibility of using fluidisation technique for paddy drying. Japanese researcher may have conducted similar research work before. Experimental results reported by Sutherland and Ghaly (1992) showed that head

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

yield was 58-61% when paddy was dried from 28.2 to 20.5% but was 15-24% when the final moisture content was 19%. Tumambing and Driscoll (1993) found that drying rate was affected by drying air temperature and bed thickness under experimental conditions as follows: drying air temperature of 40-100°C; bed thickness of 5-20 cm and air velocity of 1.5-2.5 m/s. They also developed a mathematical model for continuous fluidised bed paddy dryer.

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) have reviewed the research and development work on fluidised bed drying of grain, and conducted both experimental and simulation studies on batch fluidised bed drying of paddy. Soponronnarit et al. (1996a) described the development of a cross-flow fluidised bed paddy dryer with a capacity of 200 kg/hour (Fig.1). Experimental results showed that final moisture content of paddy should not be lower than 23% if quality in terms of both whiteness and head yield were to be maintained. Drying air temperature was 115°C. Simulation results indicated that the appropriate operating parameters should be as follows: air speed, 2.3 m/s; bed thickness, 10 cm; and fraction of air recycled of 0.8. With these conditions, energy consumption was close to the minimum, while drying capacity was near maximal. In this study, moisture of paddy was reduced from 30 to 24%.

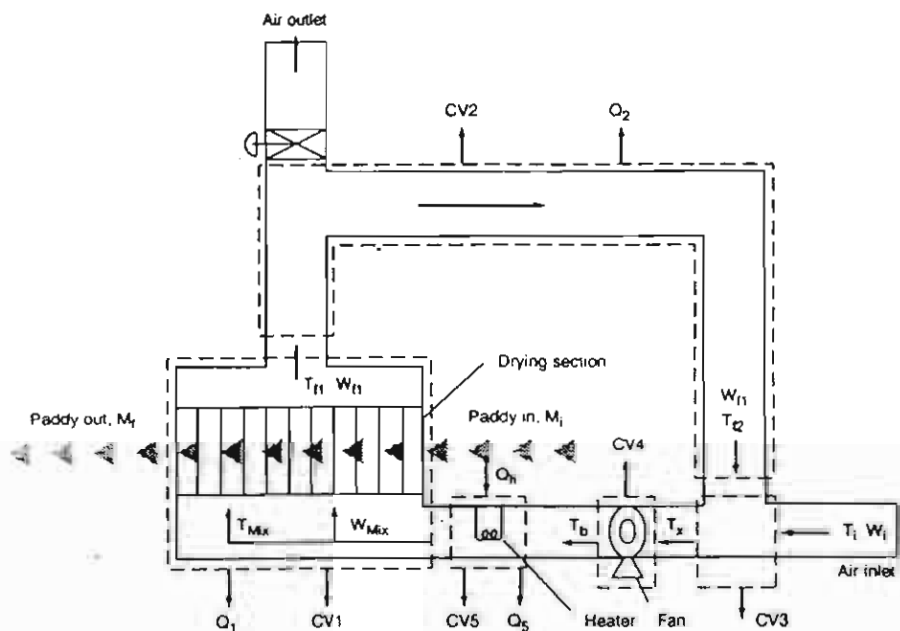


Figure 1 Control volumes of continuous cross-flow fluidised bed drying system: $\blacktriangleleft$ grain flow; $\leftarrow$ air flow; T, temperature; W, humidity ratio; M, grain moisture content; Q, heat; CV, control volume.

Following the success of the development of the cross-flow fluidised bed paddy dryer, Rice Engineering Supply Co. Ltd., a private company in Thailand, showed interest in collaborating in the development of a prototype with a capacity of approximately 1 t/hour (Soponronnarit et al. 1995). The prototype is shown diagrammatically in Figure 2. It comprises a drying section, a 7.5 kW backward curved blade centrifugal fan, a diesel fuel-oil burner, and a cyclone. The bed length, width and height of the drying section are 1.7, 0.3 and 1.2 m, respectively. The depth of the paddy bed is controlled by a weir. Paddy is fed in and out by rotary feeders. In operation, hot air (temperature controlled by thermostat) is blown into the drying section through a perforated steel sheet floor. The air and grain flows are perpendicular to each other. A small portion of the air leaving the drying chamber is vented to the atmosphere, while the remainder, after cleaning in a cyclone, is recycled to the dryer, mixed with ambient air and reheating to the desired temperature, respectively. The feed rate of paddy can be varied from less than 1 t/hour to more than 1.5 t/hour. More detail is given in Yapha (1994). Experimental results showed that the unit operated efficiently and yielded high product quality in terms of head yield and whiteness. In reducing the moisture content from 45 to 24% using air temperature of 100-120°C, fraction of air recycled of 0.66, specific airflow rate of 0.05 kg/s/kg dry matter, superficial air velocity of 3.2 m/s, and bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg of water evaporated, of which 0.35 was primary energy from electricity (electrical energy multiplied by 2.6) and 1.79 was primary energy in terms of heat energy.

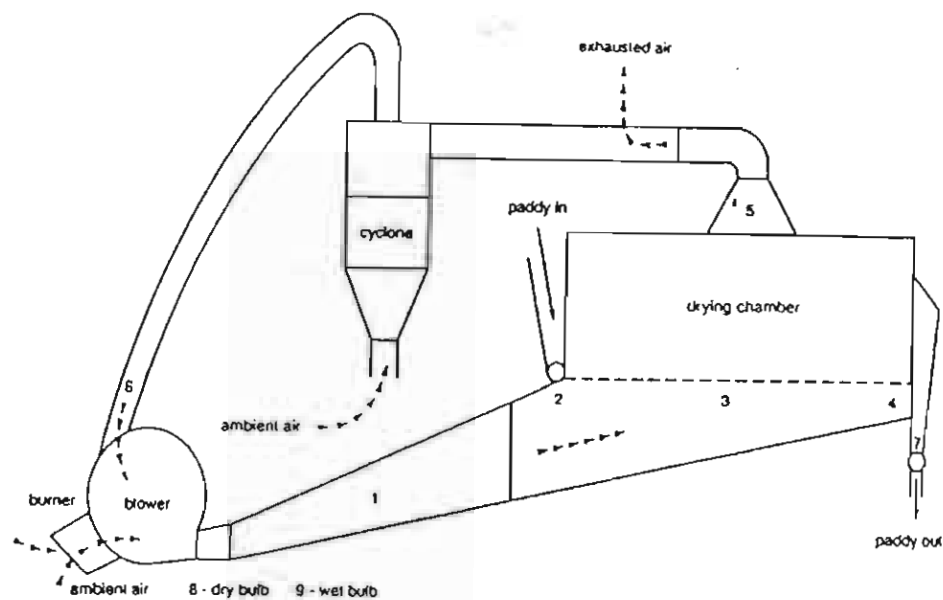


Figure 2 Diagram of fluidised bed paddy dryer.

As a result of the success of the prototype, commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 5, 10 and 20 t/hour as shown in Figure 3 are now available. More than 200 units have been sold since the beginning of 1995. The fluidised bed dryer is mainly composed of a drying chamber, a backward curved blade centrifugal fan, a burner using diesel oil or fuel oil for heating air, and a cyclone or a cyclo-fan. Commercial cyclonic rice husk furnace is now available commercially. More than 100 units have been sold since the beginning of 1999.

Operation of the commercial fluidised bed paddy dryer is similar to the prototype except that a small portion of exhaust air is vented to the atmosphere after being cleaned by the cyclone.

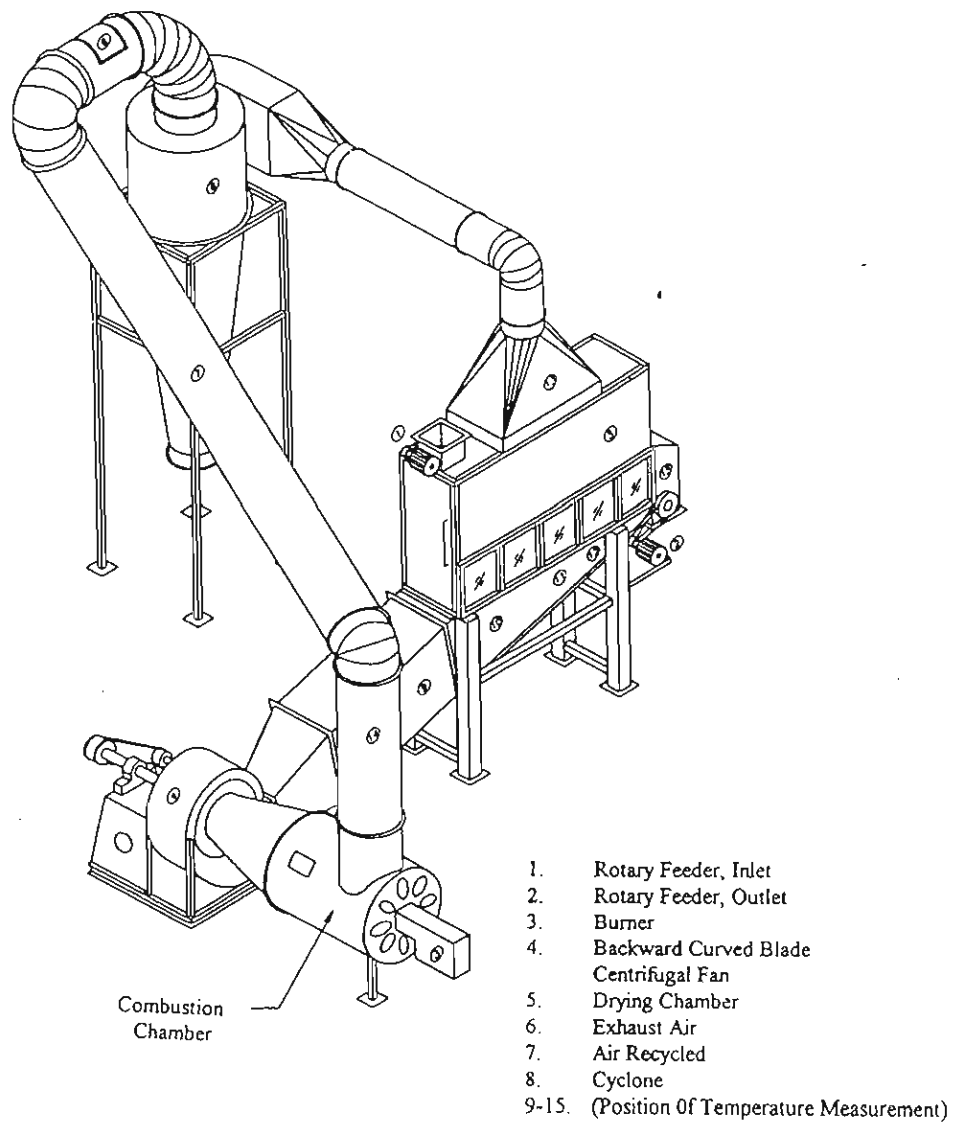


Figure 3 Commercial fluidised bed paddy dryer.

2. Performance Of Fluidised-Bed Paddy Dryer

2.1 Minimum fluidised bed velocity

From the experimental results reported by Soponronnart and Prachayawarakorn (1994), the minimum fluidised bed velocity for paddy is approximately 1.6 m/s and increases with moisture content. The relationship between pressure drop across the paddy bed and bed velocity is presented in Figure 4.

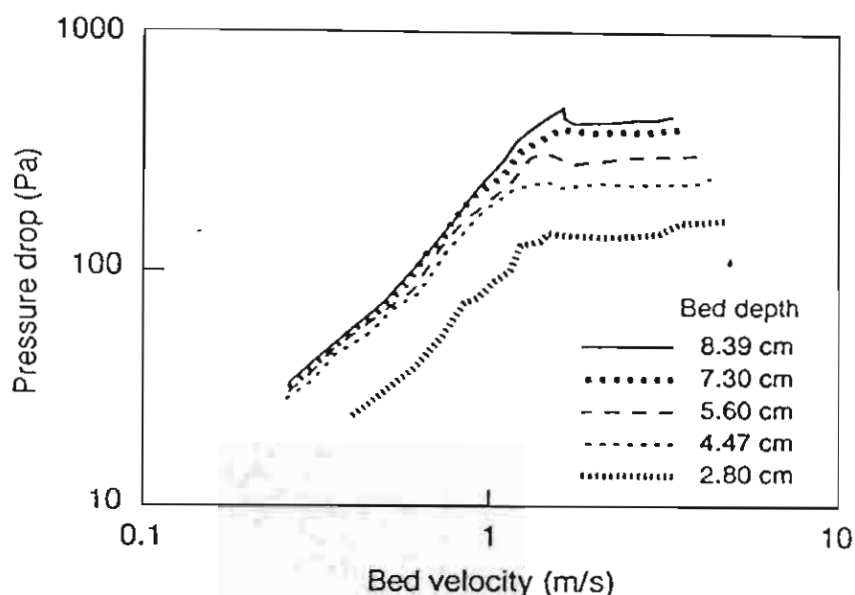


Figure 4 Relationship between bed pressure drop and bed velocity at different bed depths in fluidised bed paddy dryer.

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

2.2 Experimental results from commercial fluidised bed grain dryers

Experimental results from commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 2.5-5 t/h and 5-10 t/h are summarized in Table 1 (Soponronnarit et al., 1996b). Paddy quality in terms of head yield and whiteness are all acceptable as compared to paddy dried by ambient air (reference) which is expected to obtain highest quality. Considering energy consumption, it is relatively low as compared to conventional hot air dryers, except a case with low inlet paddy moisture content. It is generally recommended to dry paddy from high moisture level to a moisture content of approximately 23% in order to maintain paddy quality. However, it is possible to dry paddy to a lower moisture level if tempering process follows the fluidised bed drying. In addition, as compared to ambient air drying, head yield can

be increased if proper drying conditions are provided. The effects of both tempering and drying on paddy quality will be presented in the next section.

Experimental results of maize drying in a commercial fluidised bed dryer are presented in Table 2. At high moisture level of maize, i.e. inlet and exit moisture contents higher than 28% and 19%, respectively, energy consumption is relatively low. The quality in terms of breakage and stress cracks is relatively good and commercially acceptable provided that the exit moisture content of maize is not less than 16.7%.

Experiment of soybean drying in a commercial fluidised bed dryer was conducted (Wangji et al., 1997). The operating parameters are as follows: drying capacity of 2.9 t/h, air flow rate of 3.3 kg/s, bed velocity of 2.9 m/s, bed height of 0.15 m, residence time of 2.35 minutes, fraction of air recycled of 0.83 and inlet drying air temperatures of 110-140°C. Moisture content of soybean was reduced from 25.3, 29.7, 33.7 and 39.3% to 20.2, 22.0, 22.8 and 23.4%, respectively. Average primary energy consumption of which the majority is from heat energy is 4.62 MJ/kg water evaporated. Average stress cracks after drying is about 12% higher than that before drying. More insight of quality results obtained from lab-scale fluidised bed soybean drying were reported by Soponronnarit et al. (2000). The fluidised bed drying was found to reduce the level of urease activity which is an indirect measure of trypsin inhibitor, with 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level (Δ pH less than 0.3). Increased air temperatures caused increased cracking and breakage, with temperature below 140°C giving an acceptable level for animal feed industry in Thailand (Breakage less than 3%). The protein level was not significantly reduced in this temperature range. Details are available in Table 3.

Table 1 Performance test results of commercial fluidised bed paddy dryers.

Test nos.	1	2	3	4	5
Testing results					
Drying air temperature (°C)	115	116	120	130	150
Drying air recycled (%)	69	69	69	69	53
Inlet moisture content of paddy (% dry basis)	22.0	26.0	28.7	30.6	27.0
Outlet moisture content of paddy (% dry basis)	20.1	22.5	22.5	23.0	21.0
Outlet paddy temperature (°C)	54.0	52.0	54.0	57.0	63.0

Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	0.83	0.43	0.26	0.21	0.15
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	7.80	3.13	2.57	2.21	3.90
Head rice yield (%)					
- dried in fluidised bed dryer	53.2	54.3	53.9	57.0	48.1
- dried by ambient air (reference)	57.4	57.2	53.9	57.0	56.2
Rice whiteness					
- dried in fluidised bed dryer	40.3	40.7	40.0	43.7	36.8
- dried by ambient air (reference)	44.4	44.2	40.1	43.8	42.6
Testing hours	5.0	35.0	46.0	51.0	29.0
Drying capacity (tons/h)	9.5 ^a	9.5 ^a	9.5 ^a	9.5 ^a	4.8 ^a

Remarks: a = Dryer with capacity of 2.5 – 5.0 tons/h

b = Dryer with capacity of 5.0 – 10.0 tons/h

Table 2 Performance test results of commercial fluidised bed maize dryer.

Test nos.	1	2	3	4	5	6	7	8
Testing results								
Drying air temperature (°C)	130 ^a	130 ^a	140 ^b	150 ^a	150 ^a	160 ^a	170 ^c	175 ^a
Drying air recycled (%)	84	78	78	78	84	78	84	84
Inlet moisture content of maize (% dry basis)	22.2	38.3	32.7	28.2	18.6	40.3	21.1	22.8
Outlet moisture content of maize (% dry basis)	19.1	30.8	27.2	19.2	16.7	26.3	14.2	18.2
Outlet maize temperature (°C)	68	68	74	-	74	-	97	96
Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	1.25	0.60	0.49	0.41	2.05	0.32	-	0.88
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	15.21	6.67	6.48	5.50	27.83	4.72	-	15.68

Breakage (% by mass)								
- dried in FBD	1.91	-	-	-	1.81	-	2.82	1.34
- dried by ambient air (reference)	1.04	-	-	-	1.72	-	2.44	1.55
Stress cracks (% by mass)								
- dried in FBD	0.59	-	-	-	1.03	-	32.69	3.34
- dried by ambient air (reference)	0.19	-	-	-	0.59	-	0.62	0.79
'a' Hunter value								
- dried in FBD	11.42	11.26	14.56	11.74	11.13	12.09	8.10	6.93
- dried by ambient air (reference)	10.24	10.85	12.85	10.63	8.84	10.80	7.66	7.69
'b' Hunter value								
- dried in FBD	24.52	23.85	27.21	26.55	23.91	25.93	21.61	20.23
- dried by ambient air (reference)	22.84	22.88	28.27	25.46	22.10	28.85	19.86	19.52
Testing hours	2	6	10	7	2	4	5	7
Drying capacity (tons/h)	1.8	2.0	3.0	2.0	1.8	1.8	1.6	1.8

Remarks: FBD = Fluidised bed dryer

a = 17 cm bed depth

b = 19 cm bed depth

c = 22 cm bed depth

Table 3 Protein solubility in 0.2% KOH and urease activity of high initial moisture soybean dried in fluidised bed dryer.

T (°C)	M _i (%d.b.)	M _f (%d.b.)	Protein (%)	Urease activity (ΔpH)	Protein solubility (%)
140	33.5	23.3	40.76	0.67	86.14
130	32.1	22.0	39.75	0.90	86.76
120	33.5	24.0	40.53	0.83	88.96
140	33.5	14.4	40.14	0.10	81.78
130	32.1	12.2	40.67	0.11	81.70
120	33.5	12.8	41.33	0.11	82.43
Initial values			41.45-41.67	1.89 – 2.04	89.94 – 90.07

Remarks: T = Temperature, (°C)

M_i = Initial moisture content, % dry basis

M_f = Final moisture content, % dry basis

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

Soponronnarit et al. (1999) investigated in a laboratory how to manage moist paddy by three processes in series, i.e., fluidised bed drying, tempering and ambient air ventilation. Experimental results show that after the three processes, moisture content is reduced from 33% to 16.5% within approximately 53 minutes. During the first process, a fluidised bed dryer with inlet air temperature of 150°C was used to reduce the moisture content of paddy down to 19.5% within 3 minutes. Then the paddy was tempered for 30 minutes. Finally, it was cooled by ambient air (temperature and relative humidity of 30°C and 55-60%, respectively with air velocity of 0.15 m/s) for 20 minutes. Quality of paddy in terms of head rice yield and whiteness is acceptable.

Poomsa-ad et al. (2002) experimentally and mathematically confirmed that the tempering period of 35 minutes is recommended for the two-stage fluidised bed drying. The drying rate during the second stage drying can be improved considerably. This is due to the redistribution of moisture in the grain kernel. The simulation result shows that the moisture is almost uniform after 35 minute tempering. It should be noted that the recommended tempering period is very much shorter compared to other researches. This is mainly due to significantly higher drying temperature employed in the fluidised bed

drying which results in higher grain temperature and thus causes faster moisture diffusion during tempering in case of the fluidised bed drying.

3. Spin-Off From Fluidised Bed Paddy Drying

Soponronnarit et. al. (1998) conducted paddy drying using fluidisation technique and paddy tempering following drying in a laboratory and found a significant spin-off. Head yield increases higher than 50% when paddy is dried by fluidisation technique with inlet drying air temperature of 140-150°C and initial moisture content of paddy of 29.9 - 44.9%. As initial moisture content increases, head rice yield increases. Final moisture contents of paddy that can increase head yield to a maximum value are in a range of 23.4 - 28.2%. It is believed that gelatinization especially at the surface of rice kernel is the main factor for increasing head yield. Tempering of paddy after drying can maintain head yield as compared to that without tempering. Rice whiteness of dried paddy is mostly accepted provided that tempering temperature is not higher than 60°C. For consumer acceptance, tested rice without tempering is not significantly different from that dried by ambient air, while tested rice with tempering, after being cooked, has higher bad smell and lower whiteness. However, this may be solved by reducing tempering time down to 30 minutes.

4. Conclusion

Fluidised bed grain drying has been developed for almost 9 years in Thailand. The first fluidised bed paddy dryer was first commercialized in Thailand in 1995. It is probably the first commercial continuous fluidised bed dryer for paddy drying. Since then, more than 200 commercial units with capacities of 5, 10 and 20 tons/hour have been sold in Thailand, Cambodia, French Guyana, Indonesia, Laos, Malaysia, Mexico, Myanmar, the Philippines and Taiwan.

A basic study including drying kinetics and factors affecting grain quality, moisture reduction rate and energy consumption was conducted for paddy, maize and soybean. Important results are presented in this paper. The performance of commercial fluidised bed grain dryer was also investigated and presented. Finally, a complete mathematical model for the fluidised bed grain drying system including a series of drying, tempering and subsequent drying was derived.

In conclusion, the fluidised bed paddy dryer is competitive with conventional hot air dryers especially at high moisture level, i.e. low energy consumption, low cost and acceptable paddy quality. Important operating parameters are : drying air temperature of 140 - 150°C, fraction of air recycled of 0.8, air velocity around 2.0 - 2.3 m/s and bed thickness of 10 - 15 cm. Under proper conditions such as

high initial moisture content of paddy (higher than 30%) and high air temperature (140 - 150°C), head yield can be increased up to 50% compared to ambient air drying. For consumer acceptance, tested rice with fluidised bed drying is not significantly different from that dried by ambient air.

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

5. Acknowledgment

Thanks are due to the Thailand Research Fund for financial support to the Research Group on Drying Technology, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand.

6. References

- Driscoll, R.H. and Srzednicki, G.S., 1991, Design for a complete grain drying system under Southeast Asian climates, *Proceedings of the 12th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-harvest Technology*, Surabaya, Indonesia, 29-31 August 1989.
- Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002, Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidisation technique, *Drying Technology* 20, 195-210.
- Soponronnarit, S., Kittipom, K. and Prachayawarakorn, S., 1997a, Appropriate operating parameters for fluidized bed corn drying, *REIC International Energy Journal* 19, 1-13.
- Soponronnarit, S., Pongtornkulpanich, A. and Prachayawarakorn, S. 1997b, Drying characteristics of corn in fluidized bed dryer, *Drying Technology* 15, 1603-1615.
- Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994, Optimum strategy for fluidized bed paddy drying, *Drying Technology* 12, 1667-1686.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O., 1996a, Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology* 14, 2397-2410.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Wangji, M., 1996b, Commercial fluidized bed paddy dryer, *Proceedings of the 10th International Drying Symposium*, Krakow, Poland, 30 July - 2 August 1996, Vol. A, pp. 638-644.
- Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwatchai, W., 2000, Fluidised bed drying of soybeans, accepted to be published in *Journal of Stored Product Research*.

- Soponronnarit, S., Taweerattanapanish, A., Wetchacama, S., Kongseri, N. and Wongpiyachon, S., 1998, Spin-off from paddy drying by fluidization technique, Keynote paper presented at *the 7th International Working Conference on Stored-Product Protection*, Beijing, China, 14-19 October 1998.
- Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N., 1999, Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation, *Drying Technology* 17, 335-344.
- Soponronnarit, S., Wongvirojtana, P., Nathakarakakule, A. and Prachayawarakorn, S., 1994, Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climate, *Proceedings of the 9th International Drying Symposium*, Gold Coast, Australia, 1-4 August 1994, pp. 825-832.
- Soponronnarit, S., Yapha, M. and Prachayawarakorn, S., 1995, Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization, *Drying Technology* 13, 2207-2216.
- Sutherland, J.W. and Ghaly, T.F., 1992, Rapid fluid bed drying of paddy rice in the humid tropics, *Proceedings of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology*, Brunei Darussalam, 4-7 September 1990.
- Tumaming, J.A. and Driscoll, R.H., 1993, Modeling the performance of continuous fluidized bed paddy dryer for rapid pre-drying of paddy, *Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology*, Manila, Philippines, 5-8 November 1991, pp. 193-213.
- Wangji, M., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S., 1997, Soybean drying by fluidization technique, *Proceedings of the Yearly Technical Seminar held by the Thailand Engineering Institute*, Bangkok, Thailand, 20-23 November 1997, pp. 534-548, in Thai.
- Yapha, M., 1994, *Design and testing of pilot continuous fluidized bed paddy dryer*, Master's thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.