



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ

การพัฒนาและศึกษากระบวนการลดความชื้นข้าวเปลือก
ด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนซึ่งมีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน

โดย

รองศาสตราจารย์ ดร.ฉัตรชัย นิมมล และคณะ

มกราคม พ.ศ. 2557

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ

การพัฒนาและศึกษากระบวนการลดความชื้นข้าวเปลือก
ด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนซึ่งมีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน

ผู้วิจัย

- | | |
|------------------------------------|--|
| 1. รศ.ดร.ฉัตรชัย นิยมมล | มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ |
| 2. รศ.ดร.สัฏกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา | มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี |

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
(ความเห็นในรายงานฉบับนี้เป็นของผู้วิจัย สกว. ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป)

รหัสโครงการ: RDG5450042
 ชื่อโครงการ: การพัฒนาและศึกษากระบวนการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วย
 เครื่องอบแห้งแบบกระแสนซึ่งมีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน
 ชื่อนักวิจัย: รศ.ดร.ฉัตรชัย นิมมอล
 รศ.ดร.สักรกมล เทพหัสดิน ณ อยุธยา
 E-mail Address: ccnimmol@gmail.com
 ระยะเวลาโครงการ: 2 ปี (1 กันยายน 2554 – 31 สิงหาคม 2556)

บทคัดย่อ

ข้าวเป็นอาหารที่มีความสำคัญของโลกโดยเฉพาะในประเทศไทย ก่อนกระบวนการแปรรูป ข้าวเปลือกที่เก็บเกี่ยวมาต้องได้รับการอบแห้ง (หรือลดความชื้น) เพื่อหลีกเลี่ยงการลดลงของคุณภาพในระหว่างการเก็บรักษาอันเนื่องจากการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์และการหายใจของข้าวเปลือก เครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ISD) ถือเป็นหนึ่งในเครื่องอบแห้งที่มีประสิทธิภาพลดความชื้นที่ผิวของวัสดุอนุภาคซึ่งรวมถึงข้าวเปลือกด้วย อย่างไรก็ตาม ประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมยังสามารถปรับปรุงให้มีความสูงขึ้นได้อีก หนึ่งในวิธีที่เป็นไปได้ในการลดการใช้พลังงานที่ต้องป้อนให้แก่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนคือการนำอากาศร้อนที่ออกจากกระบวนการอบแห้งกลับมาใช้ในกระบวนการอบแห้งอีกครั้งหนึ่งในงานวิจัยนี้ เครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนได้ถูกพัฒนาขึ้น นอกจากนี้ ระบบอบแห้งที่ผสมผสานหลักการของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนและเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ISD-PD) ได้ถูกพัฒนาขึ้นเช่นกันเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการใช้พลังงานในกระบวนการอบแห้ง การทดลองอบแห้งในงานวิจัยนี้จะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน กล่าวคือ เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง และเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ISD-PD) ในที่นี้ สมรรถนะของระบบการอบแห้ง (ในเทอมของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ) ของระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ ได้ถูกศึกษา ในขณะที่คุณภาพของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งได้ถูกประเมินในเทอมของร้อยละต้นข้าวและความขาว สำหรับการทดลองในกรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง ผลกระทบของอากาศหมุนเวียนที่มีต่อสมรรถนะของระบบการอบแห้งและคุณภาพของข้าวเปลือกได้ถูกประเมินเช่นกัน

ผลจากการทดลองแสดงให้เห็นว่า ในกรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง ความชื้นของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งลดลง 3.3 ถึง 6.0% (d.b.) จากค่าความชื้นเริ่มต้นโดยใช้ระยะเวลาอบแห้งที่สั้นมาก (น้อยกว่า 2.1 s) อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดที่ได้มีค่า $144 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ในขณะที่สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า $6871 \text{ W}/\text{m}^3 \text{ K}$ ส่วนความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งต่ำสุดมีค่า $4.4 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$ ซึ่งเกิดขึ้นเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิขาเข้าของอากาศ 100°C อัตราการป้อนข้าวเปลือก $120 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ และอัตราส่วนอากาศหมุนเวียน 40% ด้วยการ

นำอากาศร้อนที่ออกจากระบบอบแห้งกลับมาใช้ใหม่ ความสิ้นเปลืองพลังงานในกระบวนการอบแห้งสามารถลดลงได้ประมาณ 20% ร้อยละต้นข้าวที่ได้ลดลงเฉพาะเมื่ออุณหภูมิอากาศเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตามอุณหภูมิอากาศ อัตราการป้อนข้าวเปลือก และอัตราส่วนอากาศหมุนเวียนไม่ส่งผลกระทบต่อค่าความขาวของข้าวอย่างมีนัยสำคัญ ในกรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ระบบ ISD-PD) พบว่า ความชื้นของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งลดลง 6.6 ถึง 9.7% (d.b.) จากค่าความชื้นเริ่มต้นโดยใช้ระยะเวลาอบแห้งที่สั้นมากเช่นกัน (2.4 ถึง 2.6 s) นอกจากนี้เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบเพิ่มขึ้น 33 ถึง 41% จากการใช้ระบบ ISD-PD ส่งผลให้อัตราการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกมีค่าสูงกว่ากรณีอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมเพียงอย่างเดียว (PD) ประมาณ 55 ถึง 166% ส่วนความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งต่ำสุดที่ได้มีค่า 2.6 MJ/kg_{water} ซึ่งเกิดขึ้นเมื่ออบแห้งที่อุณหภูมิของอากาศเข้า และอัตราการป้อนข้าวเปลือก 70 °C และ 62 kg_{dry solid}/h ตามลำดับ ร้อยละต้นข้าวที่ได้ลดลงตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอากาศและอัตราการป้อนข้าวเปลือก ในขณะที่ความขาวของข้าวไม่ได้รับอิทธิพลจากอุณหภูมิอากาศและอัตราการป้อนข้าวเปลือก

คำหลัก: การอบแห้งข้าวเปลือก, ความขาว, ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ, เครื่องอบแห้งแบบกระแสน, เครื่องอบแห้งแบบพาหะลม, ร้อยละต้นข้าว, อัตราส่วนอากาศหมุนเวียน

Project code: RDG5450042

Project title: Development and study of paddy dehydration process
using an impinging stream dryer with recirculating hot-air
system

Investigator: Assoc. Prof. Chatchai Nimmol, Ph.D.
Assoc. Prof. Sakamon Devahastin, Ph.D.

E-mail Address: ccnimmol@gmail.com

Project period: 2 years (Sep 1, 2011 - Aug 31, 2013)

Abstract

Paddy is an important food crop in the world, especially in Thailand. Before being processed, freshly-harvested paddy needs to be dried in order to avoid quality deterioration by microorganisms and respiration. Impinging stream dryer is one of the energy efficient dryer (ISD) for removing surface moisture of particulate materials including freshly-harvested paddy. However, energy efficiency of ISD can still be improved. One of the possible methods that can be used to reduce the net energy supply to the ISD is the reuse of exhaust air leaving a drying system. In this study, an impinging stream dryer with exhaust air recycle system was therefore developed. In addition, a system combining the principles of impinging stream drying and pneumatic drying (ISD-PD) for paddy was developed to enhance the energy efficiency of the drying process. Drying experiments were divided into two parts: namely, ISD system alone and ISD-PD system. The overall performance (in terms of volumetric water evaporation rate, volumetric heat transfer coefficient and specific energy consumption) of the drying system at various conditions was investigated. The quality of dried paddy was evaluated in terms of head rice yield and whiteness. In the case of ISD system alone, the effect of exhaust air recycle on the overall performance of the drying system and quality of dried paddy was also assessed.

It was found from the experiments that, in the case of ISD system alone, the moisture content of paddy was reduced from its original value by 3.3 to 6.0% (d.b.) within a very short period of time (less than 2.1 s). The maximum value of the volumetric water evaporation rate was found to be about $144 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$, while the maximum value of the volumetric heat transfer coefficient was about $6871 \text{ W}/\text{m}^3 \text{ K}$. The lowest total specific energy consumption of the process was $4.4 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$ when using inlet air temperature of 100°C , particle flow rate of $120 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ and air recycle ratio of 40%. With the use of exhaust air recycle, the energy consumption of the drying

process could be reduced by around 20%. The head rice yield significantly decreased only with an increase in the inlet air temperature. The effects of inlet air temperature, paddy feed flow rate and air recycle ratio on whiteness was not significant, however. In the case of ISD-PD system, the moisture content of paddy was reduced from its original value by 6.6 to 9.7% (d.b.) within a very short period of time (2.4 to 2.6 s). The mean residence time of the paddy was increased by 33 to 41% via the use of the ISD-PD system, leading to moisture reduction rates 55 to 166% higher than those for the pneumatic dryer (PD) alone. The lowest total specific energy consumption of $2.6 \text{ MJ/kg}_{\text{water}}$ was noted at the inlet air temperature of 70°C and paddy feed flow rate of $62 \text{ kg}_{\text{drysolid}}/\text{h}$. The head rice yield decreased with an increase in the inlet air temperature and paddy feed flow rate. On the other hand, the effects of inlet air temperature and paddy feed flow rate on whiteness was not significant.

Keywords: Air recycle ratio, Head rice yield, Impinging stream dryer, Paddy drying, Pneumatic dryer, Specific energy consumption, Whiteness

บทสรุปสำหรับผู้บริหาร

เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเป็นเทคโนโลยีการอบแห้งที่ค่อนข้างใหม่ในประเทศไทย ด้วยความสามารถที่สูงในการลดความชื้นที่ผิวของวัสดุโดยเฉพาะอย่างยิ่งกับวัสดุอนุภาค (Particulate material) ของเครื่องอบแห้งชนิดนี้ จึงมีความเป็นไปได้ในการนำเครื่องอบแห้งดังกล่าวมาใช้ในการอบแห้งวัสดุทางการเกษตรที่มีลักษณะเป็นอนุภาคโดยเฉพาะข้าวเปลือกซึ่งเป็นสินค้าส่งออกที่สำคัญของประเทศ ในงานวิจัยนี้ เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำได้ถูกพัฒนาขึ้นเพื่อนำมาใช้ในการลดความชื้นข้าวเปลือก โดยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่พัฒนาขึ้นได้ติดตั้งระบบหมุนเวียนอากาศร้อนซึ่งเป็นระบบที่นำอากาศร้อนที่ออกจากเครื่องอบแห้งกลับมาใช้ประโยชน์อีกครั้ง หลังการพัฒนาเครื่องอบแห้งแล้วเสร็จได้ศึกษาผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีผลต่อสมรรถนะและประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งและที่มีต่อคุณภาพของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้ง โดยการศึกษาจะกระทำแยกเป็น 2 กรณี กล่าวคือ กรณีที่ใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำตามลำพังและกรณีใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้นร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ผลจากการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำไปประยุกต์ใช้ในการลดความชื้นของข้าวเปลือกทั้ง 2 กรณีแสดงให้เห็นว่า เครื่องอบแห้งแบบนี้สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็วในระยะเวลาอันสั้นและมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงกว่าเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่ใช้กันอยู่ทั่วไปในประเทศไทย ในขณะที่คุณภาพของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งอยู่ในระดับที่ยอมรับได้หากใช้เงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสม (ใช้อุณหภูมิอบแห้งและอัตราการป้อนที่ไม่สูงเกินไป) ผลที่ได้จากการศึกษาในงานวิจัยนี้สามารถใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานที่สำคัญสำหรับการพัฒนากระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น รวมถึงสามารถนำไปขยายผลเพื่อใช้กับวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่นได้อีกในอนาคตซึ่งจะช่วยยกระดับอุตสาหกรรมการแปรรูปผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรของประเทศได้อีกทางหนึ่ง นอกจากนี้ข้อมูลที่ได้รับข้างต้นแล้ว ผลการศึกษาที่ได้จากงานวิจัยนี้ยังสามารถเผยแพร่เป็นบทความวิจัยจำนวน 1 เรื่อง ได้แก่ “Drying of high-moisture paddy using a combined impinging stream and pneumatic drying system” ซึ่งตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ Drying Technology ฉบับที่ 30 ปี 2012 (Impact factor = 1.814, ปี 2012) รวมถึงได้รับอนุสิทธิบัตร “เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนสำหรับอบแห้งข้าวเปลือก”

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ก็ด้วยได้รับการสนับสนุนเป็นอย่างดีจากหน่วยงานและบุคคลหลายกลุ่ม คณะผู้วิจัยต้องขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) ที่ได้สนับสนุนเงินทุนในการวิจัย รวมไปถึงภาควิชาวิศวกรรมขนถ่ายวัสดุที่ได้สนับสนุนปัจจัยพื้นฐานต่าง ๆ ที่จำเป็นต่อการทำงานวิจัย นอกจากนี้ขอขอบคุณนักศึกษาภาควิชาวิศวกรรมขนถ่ายวัสดุที่ได้ให้ความช่วยเหลือในการเก็บข้อมูลระหว่างการวิจัย

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ค
บทสรุปผู้บริหาร	จ
กิตติกรรมประกาศ	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญตาราง	ฌ
สารบัญรูป	ฉ
บทที่ 1 หลักการและเหตุผล	1
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
บทที่ 3 การดำเนินการทดลอง	16
บทที่ 4 ผลการทดลองและวิจารณ์ กรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง	25
บทที่ 5 ผลการทดลองและวิจารณ์ เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม	38
บทที่ 6 สรุปผลและข้อเสนอแนะ	48
เอกสารอ้างอิง	50
ภาคผนวก ก	53
ภาคผนวก ข	63

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
4.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ	28
4.2 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ	32
4.3 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง	34
4.4 คุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ	35
5.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ	40
5.2 เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ	41
5.3 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ	43
5.4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง	44
5.5 คุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ	47

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า	
2.1	หลักการของระบบกระแสน	6
2.2	ผลของแผ่นกั้นที่มีต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน	7
2.3	ผลของแผ่นกั้นที่มีต่อเวลาเฉลี่ยที่อนุภาคอยู่ในระบบ	7
2.4	การเคลื่อนที่ของอนุภาคในเครื่องอบแห้งแบบกระแสน	8
2.5	เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมอย่างง่าย	12
3.1	แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน	16
3.2	แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่ทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม	18
4.1	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร	26
4.2	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร	26
4.3	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร	30
4.4	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร	30
4.5	โครงสร้างของข้าวที่เกิดการแตกร้าวหลังการอบแห้ง	36
5.1	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร	39
5.2	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร	42
5.3	อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้ง	45

บทที่ 1

หลักการและเหตุผล

1.1 บทนำ

ข้าว นับเป็นผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรชนิดหนึ่งที่ทำรายได้ให้กับประเทศค่อนข้างมากและเป็นอาหารหลักของประชากรในประเทศ ข้าวที่มีคุณภาพดีตรงกับความต้องการของตลาดจะสามารถขายได้ในราคาสูง อย่างไรก็ตามพบว่าข้าวเปลือก (Paddy) ที่เก็บเกี่ยวมาส่วนใหญ่มักมีความชื้นค่อนข้างสูงคือประมาณ 20 ถึง 22% (w.b.) ซึ่งอาจเกิดความเสียหายจากเชื้อราในระหว่างการเก็บรักษา หรืออาจส่งผลให้ข้าวสารมีสีเหลือง เนื่องจากความร้อนซึ่งเกิดจากการหายใจของข้าวเปลือก ดังนั้นจึงมีความจำเป็นต้องลดความชื้นหรืออบแห้งข้าวเปลือกให้อยู่ในระดับที่ปลอดภัยต่อการเก็บรักษาโดยปราศจากการทำลายของแมลงและการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ซึ่งโดยปกติจะต้องอบแห้งจนความชื้นของข้าวเปลือกลดลงถึงประมาณ 13 ถึง 15% (w.b.)

สำหรับในประเทศไทยได้มีการศึกษาเทคนิคการอบแห้งแบบต่าง ๆ ในการลดความชื้นข้าวเปลือก เช่น การใช้เครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบด (Spouted bed) (Hung-Nguyen et al., 2001; Madhiyanon and Soponronnarit, 2005) และเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed) (Soponronnarit et al., 1995; Inprasi and Noomhorm, 2001; Tirawanichakul et al., 2004) ถึงแม้ Madhiyanon and Soponronnarit (2005) จะแสดงให้เห็นว่าคุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบดจะสูงกว่ากรณีของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบด แต่พลังงานที่ใช้ในกรณีของเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบดจะมากกว่ากรณีเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบดเมื่อข้าวเปลือกที่นำมาอบแห้งมีความชื้นสูง นอกจากนี้การอบแห้งข้าวเปลือกยังสามารถกระทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (Pneumatic dryer) ซึ่งเครื่องอบแห้งแบบนี้มีความเหมาะสมในการอบแห้งข้าวเปลือกในขั้นต้น ซึ่งข้าวเปลือกยังคงมีความชื้นสูงอยู่ (Kaensup et al., 2006a; Kaensup et al., 2006b) ถึงแม้ว่าจะใช้พลังงานในการอบแห้งต่ำเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบด แต่เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมก็ยังถือว่ามีประสิทธิภาพการใช้พลังงานต่ำ นอกเหนือจากวิธีการอบแห้งดังกล่าวข้างต้นแล้ว ยังมีวิธีการอบแห้งอีกวิธีหนึ่งที่มีศักยภาพสูงในการนำมาใช้ลดความชื้นของวัสดุอนุภาค (Particulate material) ได้แก่ การอบแห้งแบบกระแสน้ำ (Impinging stream drying: ISD) (Tamir, 1994; Sathapornprasath et al., 2007; Choicharoen et al., 2010) และด้วยเหตุที่ข้าวเปลือกเป็นวัสดุอนุภาค (particulate material) ดังนั้นจึงมีความเป็นไปได้สูงที่จะประยุกต์ใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเพื่อลดความชื้นของข้าวเปลือกโดยใช้ระยะเวลาการอบแห้งน้อยและมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานในเกณฑ์สูง

หลักการพื้นฐานของการอบแห้งแบบกระแสนคือการให้กระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้ง (โดยส่วนใหญ่คืออากาศร้อน) 2 กระแส (หรือมากกว่า) มาชนกัน (Tamir et al., 1984) โดยให้กระแสใด กระแสหนึ่ง (หรือมากกว่า) พาว์สดูเข้ามาสู่ระบบ ผลของการชนกันของกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้ การอบแห้งจะทำให้เกิดบริเวณการชน (Impingement zone) ซึ่งเป็นบริเวณที่มีอัตราการถ่ายเทมวลสาร ความร้อน และโมเมนต์สูงมาก ทั้งนี้เนื่องจากบริเวณดังกล่าวมีแรงเฉือนและความปั่นป่วนของกระแสการ ไหลสูงมาก นอกจากนี้การเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในระบบยังมีลักษณะพิเศษ กล่าวคือ การเคลื่อนที่ของ อนุภาคจะสวนทางกลับไปกลับมา (Oscillatory motion) ภายในบริเวณการชนซึ่งเริ่มต้นจากการที่อนุภาค ถูกเร่งให้มีความเร็วสูงโดยกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งกระแสหนึ่ง (กระแสที่พาอนุภาค เข้าสู่ระบบ) และวิ่งสวนเข้าไปในกระแสการไหลตรงกันข้ามอันเนื่องมาจากแรงเฉื่อยของอนุภาคนั้น จนใน ที่สุดอนุภากดังกล่าวจะหยุดการเคลื่อนที่เนื่องจากถูกต้านด้วยกระแสการไหลตรงกันข้าม หลังจากนั้น อนุภาคจะถูกเร่งให้มีความเร็วสูงขึ้นอีกครั้งโดยกระแสการไหลตรงกันข้ามเพื่อเคลื่อนที่เข้าสู่บริเวณการชน อีกครั้ง ปรากฏการณ์การเคลื่อนที่ของอนุภาคจะเป็นเช่นนี้ไปเรื่อย ๆ จนกระทั่งความเร็วของอนุภาคลดลง จนถึงค่า ๆ หนึ่ง อนุภาคจะถูกกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งพาออกไปจากระบบ (ห้อง อบแห้ง) ด้วยลักษณะการเคลื่อนที่ของอนุภาคแบบกลับไปกลับมาดังที่กล่าวจึงส่งผลให้อนุภาคอยู่ในระบบ เป็นระยะเวลาที่ยาวขึ้น เวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลสารระหว่างอนุภาคกับตัวกลางที่ใช้ใน การอบแห้งจึงมากขึ้นตามไปด้วย ด้วยเหตุที่กล่าวข้างต้นจึงทำให้ระบบการอบแห้งแบบกระแสนมี ประสิทธิภาพทางความร้อนสูงกว่าระบบการอบแห้งชนิดอื่นมาก นั้นหมายความว่าระบบการอบแห้งแบบ กระแสนจะมีขนาดเล็กกว่ารวมไปถึงใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่าเครื่องอบแห้งแบบอื่นที่การะการ อบแห้งเท่ากัน จึงนับได้ว่าการอบแห้งแบบกระแสนเป็นเทคนิคการอบแห้งที่มีความน่าสนใจในการนำมา ประยุกต์ใช้เป็นอย่างดี

ถึงแม้ว่าจะมีจุดเด่นในแง่ของประสิทธิภาพทางความร้อนที่สูง มีศักยภาพสูงในการนำมาประยุกต์ใช้กับ ผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรหลายชนิด (โดยเฉพาะอย่างยิ่งในกรณีของข้าวเปลือก) มีความหลากหลายใน ด้านแหล่งความร้อนที่สามารถนำมาใช้ รวมไปถึงระบบการทำงานที่ไม่ซับซ้อน แต่การอบแห้งแบบกระแสนยังเป็นเทคโนโลยีที่ค่อนข้างใหม่สำหรับประเทศไทย การศึกษาที่เกี่ยวข้องกับการใช้งานเครื่องอบแห้ง แบบกระแสนเพื่อลดความชื้นของวัสดุทางการเกษตรโดยเฉพาะอย่างยิ่งในกรณีของข้าวเปลือกยังมีไม่ มาก สำหรับในประเทศไทย Sathapornprasath et al. (2007) ถือเป็นนักวิจัยกลุ่มแรกที่ได้พัฒนาเครื่อง อบแห้งแบบกระแสนสองทิศทางซึ่งมีการป้อนวัสดุเข้าห้องอบแห้งในแนวแกนเดียวกัน (Coaxial two-impinging stream dryer) ขึ้นมา แต่เครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นยังคงมีข้อจำกัดหลายประการจนไม่สามารถ นำมาประยุกต์ใช้กับวัสดุทางการเกษตรได้ ถึงแม้ว่าในเวลาต่อมา Choicharoen et al. (2010) จะได้ ปรับปรุงเครื่องอบแห้งแบบกระแสนต่อจาก Sathapornprasath et al. (2007) ให้สามารถใช้กับวัสดุ ทางการเกษตรที่มีความชื้นสูงได้ในระดับหนึ่ง แต่ก็ยังคงมีความยุ่งยากในการควบคุมปริมาณอากาศที่ไหล เข้าสู่ห้องอบแห้งให้มีความแม่นยำซึ่งเป็นผลจากการที่ระบบท่อซึ่งเชื่อมต่อกับห้องอบแห้งทั้งสองด้านไม่มี ความสมดุลในเรื่องของความยาว ส่งผลให้การวิเคราะห์สมรรถนะของเครื่องอบแห้งอาจมีความ

ตลาดเคลื่อน รวมไปถึงระบบการนำวัสดุที่ผ่านกระบวนการลดความชื้นออกจากห้องอบแห้งก็ยังคงมีความไม่เหมาะสมในการนำไปใช้งานในทางปฏิบัติ กล่าวคือไม่มีระบบแยกวัสดุออกจากอากาศร้อน

เมื่อไม่นานมานี้ [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) ได้พัฒนาระบบการอบแห้งแบบกระแสนในระดับห้องปฏิบัติการขึ้นมาเพื่อใช้ในการลดความชื้นขั้นต้นของข้าวเปลือกโดยอาศัยรูปแบบพื้นฐานของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่พัฒนาโดย [Sathapornprasath et al. \(2007\)](#) และ [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ระบบที่พัฒนาขึ้นนี้สามารถลดข้อจำกัดต่างๆ ของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่พัฒนาโดย [Sathapornprasath et al. \(2007\)](#) และ [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ได้ทั้งหมด นอกจากนี้ยังพบว่าระบบการอบแห้งแบบกระแสนดังกล่าวสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ถึง 3.4 ถึง 7.7 % (d.b.) ภายในระยะเวลาไม่ถึง 2.5 s โดยไม่พบการแตกหักของข้าวเปลือกที่ออกจากเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (จากการสังเกตด้วยสายตา) ส่งผลให้อัตราการอบแห้งและประสิทธิภาพการใช้พลังงานในกระบวนการอบแห้งมีค่าสูงมาก ข้อมูลนี้แสดงให้เห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีศักยภาพสูงมาก (เมื่อพิจารณาในแง่ของพลังงานที่ใช้) ในการนำมาประยุกต์ใช้ในกระบวนการลดความชื้นขั้นต้นของข้าวเปลือก อย่างไรก็ตามเมื่อพิจารณาถึงอุณหภูมิของอากาศร้อน (ตัวกลางในการอบแห้ง) ซึ่งไหลออกจากเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่พัฒนาขึ้นโดย [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) จะพบว่ายังคงมีค่าค่อนข้างสูง นั้นหมายความว่ามีความเป็นไปได้ที่จะนำอากาศร้อนดังกล่าวกลับเข้ามาหมุนเวียนใช้ในกระบวนการอบแห้งอีกครั้งหนึ่งซึ่งจะช่วยให้อัตราการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งมีค่าสูงขึ้นไปอีก รวมทั้งจะทำให้สมรรถนะโดยรวมของเครื่องอบแห้งในแง่ของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (Volumetric water evaporation rate) และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร (Volumetric heat transfer coefficient) มีค่าสูงขึ้นเช่นกัน ด้วยเหตุที่การนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาใช้อบแห้งข้าวเปลือกจะทำให้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานในกระบวนการอบแห้งมีค่าสูงมากดังที่กล่าวข้างต้น จึงมีความเป็นไปได้อีกประการหนึ่งที่จะนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาใช้เป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้น (First-stage dryer) สำหรับข้าวเปลือก โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อนำไปใช้อบแห้งข้าวเปลือกพร้อมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม โดย [Kaensup et al. \(2006a\)](#) และ [Kaensup et al. \(2006b\)](#) ได้แสดงให้เห็นว่า แม้การใช้อุณหภูมิอบแห้งที่สูงขึ้นจะทำให้อัตราการอบแห้ง (Drying rate) มีค่าสูงขึ้น แต่อุณหภูมิอบแห้งที่สูงอาจทำให้เกิดความเสี่ยงมากที่จะทำให้คุณภาพของข้าวเปลือกลดลงโดยเฉพาะการแตกร้าวและความขาวของข้าวเปลือก ด้วยเหตุนี้ การอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิไม่สูงจนเกินไปโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมจึงเป็นแนวทางที่น่าสนใจ

จากเหตุผลดังกล่าวข้างต้น คณะผู้วิจัยจึงมีแนวคิดที่จะพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนต้นแบบที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนซึ่งมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงและมีความเหมาะสมต่อการนำไปใช้อบแห้งข้าวเปลือกในทางปฏิบัติ จากนั้นจะทำการศึกษาอิทธิพลของปัจจัยต่างๆ ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นและการเปลี่ยนแปลงคุณภาพของข้าวเปลือกที่ได้จากการอบแห้ง (เช่น ร้อยละต้นข้าว และความขาว เป็นต้น) นอกเหนือจากการพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่มีระบบหมุนเวียน

อากาศร้อนแล้ว งานวิจัยนี้ยังได้ศึกษาการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนไปใช้อบแห้งข้าวเปลือกพร้อมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ทั้งนี้เพื่อให้ทราบถึงศักยภาพในการลดความชื้นข้าวเปลือกและประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการอบแห้งเมื่อนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาใช้เป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้น โดยจะเปรียบเทียบผลการศึกษาดังกล่าวกับผลที่ได้จากกรณีอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมเพียงลำพัง คาดว่าผลที่ได้จากงานวิจัยนี้จะสามารถนำไปใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานสำหรับการพัฒนากระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงขึ้น และคุณภาพของข้าวอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ รวมถึงสามารถขยายผลไปยังวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่นในอนาคตซึ่งจะช่วยยกระดับอุตสาหกรรมการแปรรูปผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรของประเทศได้อีกทางหนึ่ง

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการวิจัย

- 1.2.1 เพื่อพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนต้นแบบที่มีระบบระบบหมุนเวียนอากาศร้อนสำหรับข้าวเปลือก
- 1.2.2 เพื่อศึกษาอิทธิพลของปัจจัยที่มีต่อสมรรถนะและประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน รวมถึงที่มีต่อคุณภาพของข้าวที่ได้ (ทั้งกรณีที่เครื่องอบแห้งกระแสนทำงานตามลำพัง และกรณีทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม)
- 1.2.3 เพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมสำหรับอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ทั้งกรณีที่เครื่องอบแห้งกระแสนทำงานตามลำพัง และกรณีทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม)
- 1.2.4 เพื่อเปรียบเทียบผลการศึกษาที่ได้ในข้อ 1.2.2 กับผลที่ได้จากการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งชนิดอื่น

1.3 ขอบเขตของโครงการวิจัย

- 1.3.1 พัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนต้นแบบต้นแบบที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน
- 1.3.2 ศึกษาอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสมรรถนะของระบบ (ได้แก่ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร และความสิ้นเปลืองพลังงานของระบบ) และคุณภาพของข้าวที่ได้ (ร้อยละต้นข้าวและความขาว) ทั้งกรณีที่เครื่องอบแห้งกระแสนทำงานตามลำพัง และกรณีทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม
- 1.3.3 หาเงื่อนไขที่เหมาะสมสำหรับอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ทั้งในกรณีที่เครื่องอบแห้งกระแสนทำงานตามลำพัง และกรณีทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม)
- 1.3.4 เปรียบเทียบผลการศึกษาที่ได้ในข้อ 1.3.2 กับผลที่ได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งชนิดอื่น (เช่น เครื่องอบแห้งฟลูอิดไดซ์เบด หรือเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ตเบด เป็นต้น)

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 การถ่ายเทความร้อนและมวลสารในระบบอนุภาค

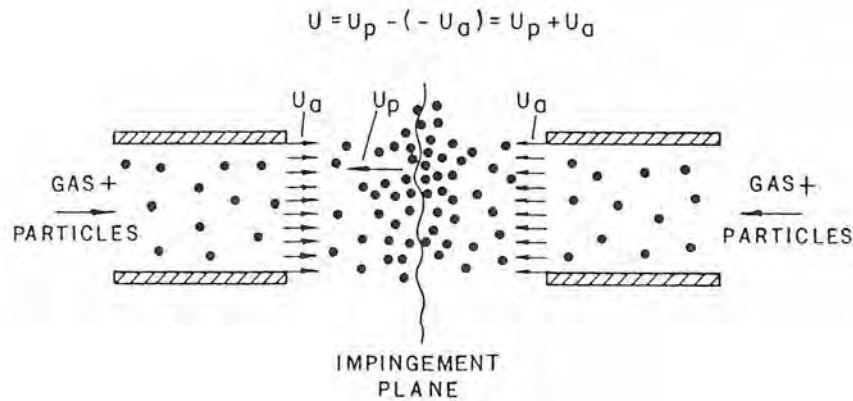
โดยทั่วไปกระบวนการถ่ายเทความร้อน (Heat transfer) และการถ่ายเทมวลสาร (Mass transfer) ระหว่าง แก๊ส-ของแข็ง แก๊ส-ของเหลว ของเหลว-ของเหลว และของแข็ง-ของเหลว จะพิจารณาในเทอมของความต้านทานสามส่วนที่สัมพันธ์กัน ได้แก่ ความต้านทานภายนอก (External resistance) ความต้านทานที่ผิว (Surface resistance) และความต้านทานภายใน (Internal resistance)

Tamir (1994) แสดงตัวอย่างของระบบละอองของเหลว-แก๊ส เพื่อให้เห็นถึงความสัมพันธ์ของความต้านทานต่าง ๆ โดยความต้านทานด้านแก๊สกำหนดให้เป็นความต้านทานภายนอก ส่วนความต้านทานที่ผิวเกิดจากการสะสมของสิ่งสกปรกบริเวณผิวสัมผัสและความต้านทานภายในเกิดจากอนุภาคของเหลวหรือของแข็งเอง ดังนั้นถ้าสามารถลดความต้านทานส่วนใดส่วนหนึ่งหรือทั้งสามส่วนลงได้ ก็จะทำให้กระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลสารเป็นไปได้อย่างมีประสิทธิภาพ

โดยทั่วไปความต้านทานภายในอาจทำให้ลดลงได้โดยการลดขนาดของอนุภาคของแข็งหรือละอองของเหลว แต่ถ้าไม่สามารถทำได้อาจจะต้องทำให้เวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบ (Residence time) นานขึ้น ส่วนการลดความต้านทานที่ผิวอาจทำได้โดยการกำจัดสิ่งสกปรกที่ผิวออกไป สำหรับการลดความต้านทานภายนอกอาจทำได้ดังนี้

1. เพิ่มความเร็วสัมพัทธ์ (Relative velocity) ระหว่างอนุภาคกับของไหลอย่างต่อเนื่อง แต่วิธีนี้จะทำให้เกิดแรงเสียดทานที่ผิวสัมผัสเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ความดันลด (Pressure drop) ในระบบสูงขึ้น
2. ลดขนาดของอนุภาคให้เล็กลงซึ่งจะทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนและมวลสารเพิ่มขึ้น แต่ก็อาจทำให้ความเร็วสัมพัทธ์ลดลงไปด้วย
3. ทำให้อนุภาคกระจายตัวอย่างสม่ำเสมอในกระแสการไหล

การลดความต้านทานต่าง ๆ โดยใช้วิธีการของระบบกระแสนอนอาจพิจารณาได้จากรูปที่ 2.1 โดยผลการชนกันของกระแสของไหล 2 กระแสที่มีทิศทางการไหลตรงกันข้ามจะทำให้เกิดความปั่นป่วนในบริเวณการชนสูง ส่งผลให้อัตราการถ่ายเทความร้อนและมวลสารสูงขึ้นด้วย



รูปที่ 2.1 หลักการของระบบกระแสน (Tamir, 1994)

การเพิ่มขึ้นของอัตราการถ่ายเทความร้อนและมวลสารในระบบกระแสนอาจเป็นผลมาจาก (Tamir, 1994)

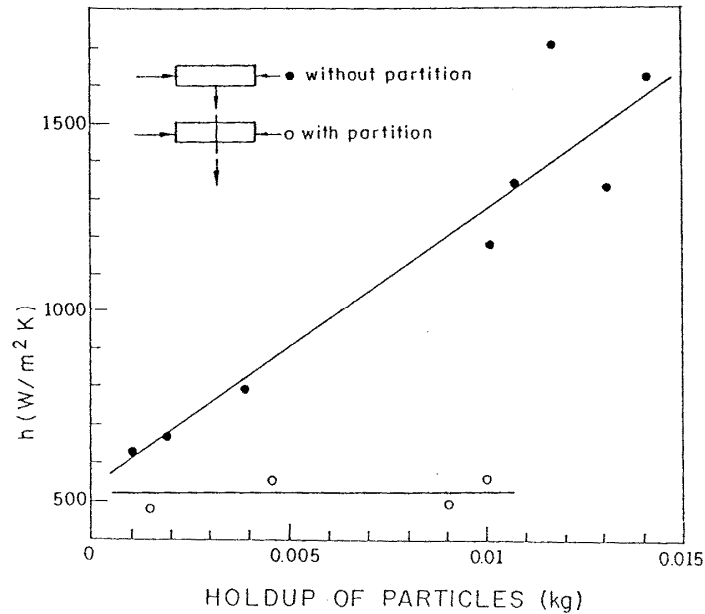
1. การเพิ่มขึ้นของความเร็วสัมพัทธ์ U ระหว่างอนุภาคที่กำลังเคลื่อนที่ทะลุผ่านกระแสนไหลของของไหลตรงข้ามดังแสดงในสมการต่อไปนี้

$$U = U_p - (-U_a) = U_p + U_a \quad (2.1)$$

- อนุภาคจะมีความเร็วเท่ากับความเร็วของของไหลที่ตำแหน่งทางเข้าของกระแสนไหลฝั่งตรงข้าม $U_p = -U_a$ ดังนั้นขณะที่อนุภาคผ่านกระแสนไหลตรงข้ามความเร็วสัมพัทธ์จะเพิ่มขึ้นจนเป็นสองเท่าของความเร็วของไหล $U = 2U_a$ ซึ่งผลที่ได้จะทำให้ความต้านทานภายนอกจะลดลง
2. การเพิ่มขึ้นของเวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบซึ่งเกิดขึ้นเนื่องจากการเคลื่อนที่ทะลุผ่านของอนุภาคเข้าไปในกระแสนไหลตรงข้ามและการเคลื่อนที่กลับไป-มาของอนุภาคในบริเวณการชน อย่างไรก็ตามในระบบที่มีอนุภาคอยู่กันอย่างหนาแน่น การชนกันของอนุภาคจำนวนมากอาจลดเวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบลงได้
 3. ในระบบแก๊ส-ของเหลว ของเหลว-ของเหลว แรงเฉือนที่เกิดขึ้นจากการชนกันของกระแสนไหลทำให้เกิดการกระจาย (Dispersion) ของอนุภาคทำให้พื้นที่ผิวสัมผัสเพิ่มขึ้นส่งผลให้อัตราการถ่ายเทความร้อนและมวลสารเพิ่มขึ้น
 4. การชนกันอย่างต่อเนื่องของกระแสนไหลจะเหนี่ยวนำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงความดันของ ของไหลหรือทำให้เกิดความปั่นป่วนในแนวรัศมีและแนวแกนส่งผลให้เกิดการถ่ายเทความร้อนและมวลสารที่ดีในบริเวณการชน

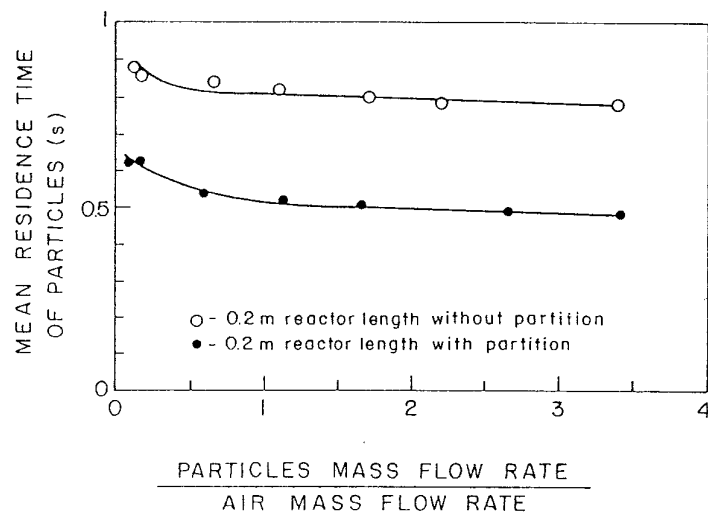
รูปที่ 2.2 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนกับปริมาณของอนุภาคในที่อยู่ระบบกระแสน ทั้งในกรณีที่มีแผ่นกั้น (เพื่อไม่ให้กระแสนไหลสองกระแสนกัน) และไม่มีแผ่นกั้น จะเห็นได้ว่ากรณีของเครื่องอบแห้งที่ไม่มีแผ่นกั้น ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนจะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วตามการเพิ่มขึ้นของ

ปริมาณอนุภาคที่อยู่ในระบบ ในขณะที่เครื่องอบแห้งแบบมีแผ่นกั้นค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนจะ
ไม่มีการเปลี่ยนแปลงกับปริมาณอนุภาคที่อยู่ในระบบ



รูปที่ 2.2 ผลของแผ่นกั้นที่มีต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน (Tamir, 1994)

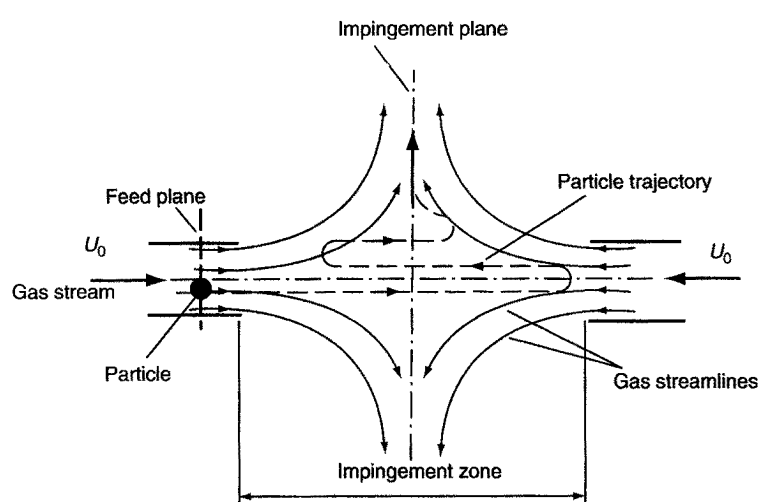
รูปที่ 2.3 แสดงเวลาเฉลี่ยที่อนุภาคอยู่ในระบบทั้งกรณีที่มีแผ่นกั้นและไม่มีแผ่นกั้น จะเห็นได้ว่ากรณีที่ไม่มี
แผ่นกั้นเวลาเฉลี่ยที่อนุภาคอยู่ในระบบมีค่ามากกว่ากรณีที่แผ่นกั้น เนื่องจากการมีแผ่นกั้นจะทำให้
อนุภาคไม่สามารถเคลื่อนที่ทะลุผ่านเข้าสู่กระแสนไหลตรงข้ามได้ทำให้ไม่เกิดการเคลื่อนที่กลับไป-มาใน
บริเวณการชน



รูปที่ 2.3 ผลของแผ่นกั้นที่มีต่อเวลาเฉลี่ยที่อนุภาคอยู่ในระบบ (Tamir, 1994)

2.2 หลักการของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน

เครื่องอบแห้งแบบกระแสนจัดอยู่ในกลุ่มเครื่องอบแห้งแบบรวดเร็ว (Flash dryers) ซึ่งเหมาะกับการอบแห้งอนุภาคเปียก (Wet particles) หรือละอองของเหลว (Liquid droplets) โดยกระบวนการอบแห้งจะเกิดขึ้นในบริเวณการชนเป็นหลัก ทั้งนี้เนื่องจากการชนกันของกระแสของไหลความเร็วสูงสองกระแสที่มีทิศทางการไหลตรงข้ามกัน โดยอาจทำการป้อนวัสดุที่ต้องการอบแห้งเข้าไปที่ด้านหนึ่งหรือทั้งสองด้านของกระแสการไหล และจากคุณลักษณะทางอุทกพลวัต (Hydrodynamic characteristics) ในบริเวณการชนและผลของความเฉื่อย (Inertia) ของอนุภาคที่มีมากกว่าของไหลตัวกลางทำให้อนุภาคสามารถเคลื่อนที่กลับไป-มาในบริเวณระนาบการชน (Impingement plane) ดังแสดงในรูปที่ 2.4 ทำให้อนุภาคมีเวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลสารกับกระแสของไหลได้นานขึ้น นอกจากนี้ในบริเวณการชนมีความปั่นป่วน (Turbulence) สูงและเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วทำให้เกิดกระบวนการถ่ายเทความร้อนและมวลสารในอัตราที่สูง ดังนั้นความชื้นของอนุภาคจึงระเหยออกไปอย่างรวดเร็วส่งผลให้ใช้เวลาในการอบแห้งสั้นลง



รูปที่ 2.4 การเคลื่อนที่ของอนุภาคในเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (Kudra et al., 1995)

จากลักษณะพิเศษทางอุทกพลศาสตร์ของระบบกระแสนทำให้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีลักษณะเด่นหลายประการดังนี้ (Kudra et al., 1995)

1. อัตราการอบแห้งสูง
2. การออกแบบและการทำงานของเครื่องอบแห้งไม่ยุ่งยากเนื่องจากไม่มีชิ้นส่วนที่เคลื่อนที่
3. เครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีขนาดเล็กกว่าเครื่องอบแห้งชนิดอื่น ๆ ที่ภาระการอบแห้งเท่ากัน
4. สามารถใช้งานร่วมกับกระบวนการอื่น ๆ ได้ดี เช่น กระบวนการทำความเย็น กระบวนการทางเคมี

2.3 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

โดยทั่วไปสมรรถนะของเครื่องอบแห้งสามารถประเมินได้ในเทอมของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (Volumetric water evaporation rate) และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร (Volumetric heat transfer coefficient) สมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำจะขึ้นอยู่กับรูปแบบของเครื่องอบแห้งเองและตัวแปรการทำงานต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิตัวกลางขาเข้า ระยะห่างการชน อัตราการป้อนอนุภาคเข้าสู่ระบบ ความเร็วกระแสการไหล ชนิดของตัวกลาง ความชื้นเริ่มต้นของอนุภาค เป็นต้น ดังนั้นการศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่าง ๆ เหล่านี้ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำมีความสำคัญสำหรับการพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเพื่อให้มีประสิทธิภาพที่สูงยิ่งขึ้น

Kitron et al. (1987) ศึกษาพลศาสตร์การเคลื่อนที่ของอนุภาค เวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบและพฤติกรรม การอบแห้งของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำสี่ทิศทาง (Four impinging stream, FIS) และเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำสองทิศทาง (Two impinging stream, TIS) โดยทำการเปรียบเทียบสมรรถนะในการอบแห้งพบว่าสภาวะการอบแห้งที่ดีที่สุดสามารถพิจารณาได้จากอัตราการเพิ่มขึ้นของภาระการป้อนอนุภาคเข้าสู่ระบบ โดยถ้าป้อนอนุภาคเข้าสู่ระบบได้มากขึ้นแล้วเครื่องอบแห้งยังสามารถดึงความชื้นออกจากอนุภาคได้หมด นั่นแสดงว่าเครื่องอบแห้งนี้มีสมรรถนะการทำงานที่สูงและยังสามารถเพิ่มสมรรถนะของเครื่องอบแห้งได้อีก

Kitron and Tamir (1988) พบว่าอนุภาคจะอยู่ในระบบนานขึ้น (ที่อัตราการไหลอากาศคงที่) เมื่ออัตราการป้อนอนุภาคเพิ่มขึ้น แต่จะเพิ่มขึ้นได้ถึงค่าหนึ่งเท่านั้น เนื่องจากอนุภาคในระบบชนกันมากขึ้นทำให้อนุภาคสูญเสียพลังงานจลน์ (Kinetic energy) และจะเคลื่อนที่ออกจากห้องอบแห้งไป ทั้งนี้เนื่องจากเมื่อพลังงานจลน์ของอนุภาคสูงขึ้นทำให้การเคลื่อนที่กลับไป-มา นานขึ้นส่งผลให้เวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบเพิ่มขึ้น ในกรณีของค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน พบว่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการป้อนอนุภาคเพิ่มขึ้น แต่จะเพิ่มขึ้นสูงสุดและคงที่ที่ค่าอัตราการป้อนค่าหนึ่งเท่านั้น

Sathapornprasath et al. (2004) ศึกษาผลการปรับเปลี่ยนเงื่อนไขการทำงานที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำ โดยทำการคำนวณค่าอัตราการระเหยน้ำของอนุภาคเดี่ยวภายใต้ช่วงอัตราการอบแห้งคงที่ สำหรับกรณีของอากาศร้อน พบว่าการเพิ่มความเร็วและอุณหภูมิอากาศขาเข้าส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเพิ่มขึ้น ในขณะที่การเพิ่มความชื้นสัมพัทธ์ทำให้อัตราการระเหยน้ำลดลง ส่วนกรณีของไอน้ำร้อนยิ่งยวดยิ่ง พบว่าการเพิ่มความเร็วและอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยิ่งยวดยิ่งขาเข้าส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำมีค่าเพิ่มขึ้น แต่ในขณะที่การเพิ่มความดันไอน้ำร้อนยิ่งยวดยิ่งกลับส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำมีค่าลดลง สำหรับค่าอุณหภูมิผกผันของกรณีการอบแห้งนี้มีค่าประมาณ 212°C ที่อัตราการระเหยน้ำเท่ากับ $60\text{ kg/m}^3\text{ h}$

Sathapornprasath et al. (2007) ศึกษาผลของอุณหภูมิอากาศขาเข้า ความเร็วอากาศขาเข้า อัตราการป้อนวัสดุและระยะห่างการชนที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในทอมของค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร จากผลการศึกษพบว่าในทุกเงื่อนไขการทำงานค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอากาศขาเข้า ในขณะที่อุณหภูมิอากาศขาเข้ามีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรอย่างไม่มีนัยสำคัญ นอกจากนี้ยังพบว่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าสูงขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของความเร็วอากาศขาเข้าและอัตราการป้อนวัสดุที่แต่ละอุณหภูมิการอบแห้ง ส่วนผลของระยะห่างการชนที่มีต่อค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรจะขึ้นอยู่กับค่าความเร็วอากาศขาเข้าและอัตราการป้อนวัสดุ โดยอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่าประมาณ $110 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ในขณะที่สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่าประมาณ $880 \text{ W}/\text{m}^3 \text{ K}$ ซึ่งในการทดลองได้พบปัญหาที่เกิดจากระบบการป้อนวัสดุเข้าสู่เครื่องอบแห้งทำได้อย่างไม่สม่ำเสมอ

Jantaka (2007) ปรับปรุงเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ Sathapornprasath et al. (2007) โดยขยายขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางท่อส่งวัสดุเข้าเครื่องอบแห้งให้ใหญ่ขึ้น และเปลี่ยนอุปกรณ์ป้อนวัสดุแบบสกรู (Screw conveyor) เป็นแบบสายพานลำเลียง (Belt conveyor) และได้ทดสอบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งที่ปรับปรุงแล้วโดยใช้กากถั่วเหลืองเป็นวัสดุทดลอง พบว่าที่ทุกสภาวะการอบแห้งค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรจะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิในการอบแห้งเพิ่มขึ้น แต่อุณหภูมิไม่มีผลต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร ส่วนผลของระยะห่างการชนที่มีต่อค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรจะขึ้นอยู่กับอัตราการป้อนวัสดุ โดยอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่าประมาณ $300 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ในขณะที่ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่าประมาณ $5750 \text{ W}/\text{m}^3 \text{ K}$ ซึ่งค่าทั้งสองดังกล่าวมีค่าสูงกว่าของ Sathapornprasath et al. (2007) ทั้งนี้เนื่องจาก ปริมาณวัสดุที่ป้อนเข้าสู่เครื่องอบแห้งมีความสม่ำเสมอและต่อเนื่อง ทั้งนี้เพราะการใช้อุปกรณ์ป้อนวัสดุแบบสายพานลำเลียงทำให้การควบคุมอัตราการป้อนวัสดุเข้าสู่เครื่องอบแห้งทำได้ดีขึ้น จึงทำให้กระบวนการถ่ายเทความร้อนและมวลสารภายในห้องอบแห้งเกิดขึ้นอย่างสม่ำเสมอและต่อเนื่อง จนถึงสภาวะสูงสุดของอัตราการระเหยน้ำที่เครื่องอบแห้งสามารถทำได้ จึงส่งผลให้ค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงขึ้น และยังพบว่าอาจเกิดจากความแตกต่างของตำแหน่งการวัดค่าอุณหภูมิอากาศขาเข้า

Choicharoen et al. (2010) ได้ปรับปรุงเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่พัฒนาโดย Sathapornprasath et al. (2007) ให้สามารถใช้กับวัสดุทางการเกษตรที่มีความชื้นสูงได้ โดยได้ปรับเปลี่ยนระบบการป้อนวัสดุเป็นชนิดสายพานและขยายขนาดท่อทางเข้าของอากาศ รวมไปถึงเปลี่ยนรูปแบบของส่วนรับวัสดุจากแบบออริฟิส (orifice) เป็นแบบเวนจูรี (venturi) เพื่อให้เกิดการพาวัสดุเข้าสู่เครื่องอบแห้งได้ดีขึ้น จากนั้นได้ทำการทดลองอบแห้งโดยใช้กากถั่วเหลืองเป็นวัสดุทดสอบ ผลที่ได้แสดงให้เห็นว่า อัตราการระเหยน้ำ

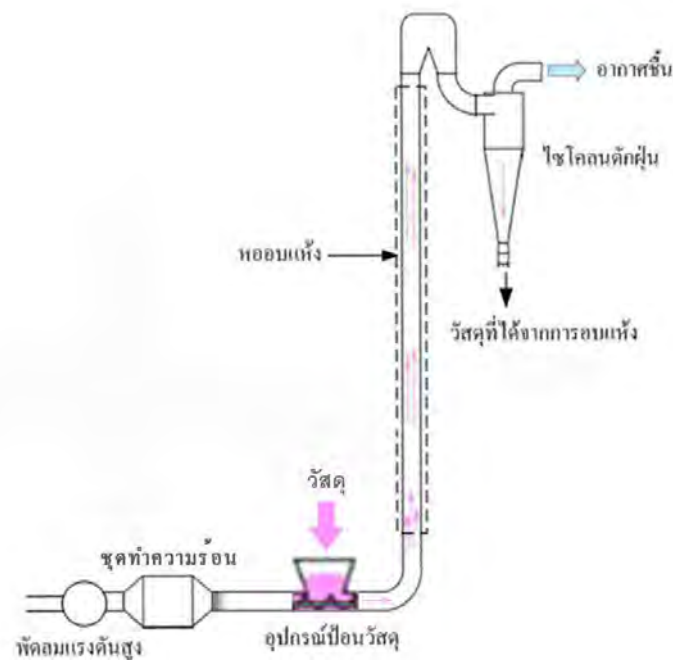
เชิงปริมาตรจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิอากาศขาเข้า ส่วนค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรไม่เปลี่ยนแปลงตามอุณหภูมิอากาศขาเข้า และพบว่าค่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามความเร็วอากาศขาเข้าและอัตราการป้อนวัสดุ ส่วนผลของระยะชนเมื่อพิจารณาที่อัตราการป้อนวัสดุคงที่พบว่าที่ความเร็วอากาศขาเข้าต่ำ ระยะชนที่สั้นกว่าส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าสูง ส่วนที่ความเร็วอากาศขาเข้าสูงพบว่า ระยะชนที่มากกว่าส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าสูงขึ้น จากผลการอบแห้งกากถั่วเหลืองพบว่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า $520 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ส่วนสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า $4500 \text{ W/m}^3 \text{ K}$

2.4 เครื่องอบแห้งแบบพาหะลม

เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมถือเป็นเครื่องอบแห้งแบบหนึ่งที่เหมาะสมกับการอบแห้งวัสดุอนุภาค (วัสดุที่มีลักษณะเป็นผงหรือเมล็ดเล็ก ๆ) ระบบนี้จะรวมคุณสมบัติทางกลและการถ่ายเทความร้อนเข้าด้วยกัน กระบวนการอบแห้งเริ่มจากการที่วัสดุถูกพาไปกับอากาศร้อน วัสดุจะถูกอบแห้งในขณะที่ถูกพา (ลำเลียง) ไปกับอากาศร้อน โดยเวลาที่ใช้ในการอบแห้งจะอยู่ในช่วง 2 ถึง 5 s การไหลของอากาศและวัสดุจะเป็นการไหลตามกันโดยวัสดุที่มีความชื้นจะสัมผัสกับอากาศร้อนตลอดเวลา การกระจายของวัสดุขณะสัมผัสกับอากาศร้อนมีความสำคัญมาก เนื่องจากการถ่ายเทมวลและการถ่ายเทความร้อนจะเกิดขึ้นได้ดีที่สุดเมื่อวัสดุมีการกระจายตัวมาก ลักษณะของเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมที่ง่ายที่สุดจะแสดงดังรูปที่ 2.5 จะเห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ประกอบด้วยท่อตรงซึ่งวัสดุจากตัวป้อนจะถูกป้อนเข้าไปในท่ออากาศร้อนและถูกพาไปยังไซโคลนเพื่อแยกวัสดุออกจากอากาศร้อน

เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมจัดเป็นเครื่องอบแห้งแบบไหลขนาน (วัสดุที่ต้องการอบแห้งและอากาศร้อนจะไหลในทิศทางเดียวกัน) ที่มีข้อดีหลายประการ กล่าวคือ

1. สามารถอบแห้งวัสดุที่ไวต่อความร้อน (heat sensitive material) ได้ เนื่องจากเวลาที่ใช้ในการอบแห้งสั้นมาก
2. ประสิทธิภาพทางความร้อนสูง แม้จะใช้อัตราการไหลของอากาศต่ำก็ตาม เนื่องจากสามารถใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงได้
3. สามารถขนถ่ายวัสดุได้โดยไม่ต้องมีอุปกรณ์อื่นช่วยพาวัสดุในระหว่างการอบแห้ง
4. การอบแห้งจะเกิดอย่างสม่ำเสมอเนื่องจากวัสดุมีการกระจายตัวในกระแสน้ำอากาศร้อนรวมทั้งมีพื้นที่ถ่ายเทความร้อนสูง
5. โครงสร้างของเครื่องอบแห้งเป็นแบบง่าย ๆ และให้พื้นที่ติดตั้งน้อย



รูปที่ 2.5 เครื่องอบแห้งแบบพาหะลอมอย่างง่าย

2.5 เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบ

โดยทั่วไป สมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำมักได้รับผลกระทบจากระยะเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ (Particle mean residence time, τ) โดย [Xiao and Eckehard \(2006\)](#) ได้กล่าวไว้ว่าเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบมีความสำคัญต่อกระบวนการอบแห้ง เนื่องจากช่วงเวลาดังกล่าวเป็นช่วงที่วัสดุมีการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลสารกับตัวกลางการอบแห้ง ซึ่งหมายความว่าถ้าวัสดุอยู่ในระบบเป็นเวลานานก็จะมีถ่ายเทความร้อนและมวลสารสูงกว่ากรณีที่วัสดุที่อยู่ในระบบเป็นเวลาสั้น ซึ่งสอดคล้องกับผลของ [Tamir \(1994\)](#) ซึ่งได้แสดงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนกับปริมาณของวัสดุที่คงอยู่ในระบบ (Holdup) ของระบบกระแสน้ำทั้งในกรณีที่มีแผ่นกั้น (เพื่อไม่ให้กระแสน้ำไหลสองกระแสน้ำกัน) และในกรณีที่ไม่มีแผ่นกั้น (ดูรูปที่ 2.2) ซึ่งเห็นได้ว่ากรณีที่ไม่มีแผ่นกั้น ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วเมื่อปริมาณของวัสดุที่คงอยู่ในระบบเพิ่มขึ้น (เป็นสัดส่วนกับอัตราการป้อนวัสดุ) แต่ในกรณีที่มีแผ่นกั้นเห็นได้ว่าไม่มีการเปลี่ยนแปลงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนอย่างมีนัยสำคัญ ทั้งนี้เนื่องจาก ในกรณีที่ไม่มีแผ่นกั้น วัสดุสามารถเคลื่อนที่ผ่านกระแสน้ำไหลตรงข้ามและเคลื่อนที่กลับไปมาในบริเวณการชนได้ทำให้วัสดุจำนวนดังกล่าวคงอยู่ภายในระบบเป็นเวลานานจึงส่งผลให้การถ่ายเทความร้อนและมวลสารสูงขึ้น และจากรูปที่ 2.2 ยังแสดงให้เห็นอีกว่า ถ้าอัตราการป้อนวัสดุเพิ่มขึ้นจะทำให้ปริมาณของวัสดุคงอยู่ในระบบมากขึ้นซึ่งส่งผลให้การถ่ายเทความร้อนและมวลสารสูงขึ้น นอกจากนี้ หากนำค่าปริมาณของวัสดุที่คงอยู่ในระบบหารด้วยค่าอัตราการป้อนวัสดุที่เข้าสู่เครื่องอบแห้งก็จะทำให้ได้ค่าเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบซึ่งเป็นค่าที่แสดงถึงเวลาที่วัสดุอยู่ในระบบเป็นเวลานานแค่ไหน

ถ้าวัสดุอยู่ในระบบเป็นเวลานานก็จะมีอัตราการถ่ายเทความร้อนและมวลสารสูงกว่ากรณีที่วัสดุอยู่ในระบบเป็นเวลาสั้น อย่างไรก็ตาม เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบยังขึ้นอยู่กับค่าอัตราส่วนภาระของระบบ (อัตราส่วนระหว่างอัตราการไหลเชิงมวลของวัสดุกับอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ) ดังแสดงในรูปที่ 2.3 ซึ่งเห็นได้ว่า เมื่ออัตราส่วนภาระของระบบลดลงทำให้เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบเพิ่มขึ้น แต่ถ้าอัตราส่วนภาระของระบบเพิ่มขึ้นทำให้เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบลดลงอย่างรวดเร็ว นอกจากนี้ยังพบอีกว่า ถ้าวัสดุสามารถเคลื่อนที่ผ่านกระแสน้ำของไหลตรงข้ามได้ก็จะทำให้เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบเป็นเวลานานกว่ากรณีที่วัสดุไม่สามารถเคลื่อนที่ผ่านกระแสน้ำของไหลตรงข้ามได้ (ดูรูปที่ 2.3) ส่วนในกรณีที่มีแผ่นกั้น วัสดุจะไม่สามารถเคลื่อนที่ผ่านกระแสน้ำของไหลตรงข้ามได้ จึงต้องอาศัยความรุนแรงของการชนแผ่นกั้นที่แต่ละด้านเป็นหลัก ซึ่งวัสดุจำนวนดังกล่าวจะคงอยู่ในระบบเป็นเวลาสั้นทำให้การถ่ายเทความร้อนและมวลสารน้อยกว่าในกรณีที่ไม่มีแผ่นกั้น และจากรูปที่ 2.2 ยังพบว่าถ้าอัตราการป้อนวัสดุเพิ่มขึ้นทำให้ปริมาณของวัสดุคงอยู่ในระบบมากขึ้นแต่จะไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน ทั้งนี้เนื่องจากมีผลของความเร็วสัมพัทธ์ระหว่างวัสดุกับของไหลตัวกลางน้อยกว่าในกรณีที่ไม่มีแผ่นกั้น

Kitron and Tamir (1988) ได้ศึกษาค่าเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบซึ่งสามารถหาได้จากการวัดปริมาณวัสดุที่คงอยู่ในระบบ (Holdup) และอัตราการไหลเชิงมวลของวัสดุที่เข้าเครื่องอบแห้ง ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าการคงอยู่ของวัสดุในระบบ (ที่อัตราการไหลอากาศคงที่) เพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการป้อนวัสดุเพิ่มขึ้น แต่จะป้อนวัสดุได้สูงสุดค่าหนึ่งเท่านั้น เพราะหลังจากนั้นเวลาที่วัสดุอยู่ในระบบจะลดลง เนื่องจากวัสดุในระบบชนกันเองมากขึ้นทำให้วัสดุสูญเสียพลังงานจลน์และจะเคลื่อนที่ออกจากห้องอบแห้งไป นอกจากนี้ยังพบว่าเมื่ออัตราส่วนภาระเพิ่มขึ้น (ที่อัตราการไหลมวลของอากาศคงที่) มีผลให้เวลาที่วัสดุอยู่ในระบบลดลงเล็กน้อย แต่ถ้าหากทำการเพิ่มอัตราการไหลเชิงมวลของอากาศจะส่งผลให้เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากพลังงานจลน์ของวัสดุเพิ่มขึ้น สำหรับทุกกรณีพบว่าเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบมีค่าเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วง 0.7 และ 1 s

2.6 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ

การประเมินประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งทำได้โดยการคำนวณค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ (Specific energy consumption, SEC) ซึ่งเป็นค่าที่แสดงปริมาณพลังงานที่ใช้ในการระเหยน้ำจำนวน 1 kg ออกจากวัสดุที่นำมาอบแห้ง จากการศึกษาดูเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของเครื่องอบแห้ง ทั้งที่อยู่ในกลุ่มเดียวกับเครื่องอบแห้งแบบรวดเร็ว และเครื่องอบแห้งกลุ่มอื่น ๆ พอสรุปได้ดังนี้

Baker and McKenzie (2005) ทำการประมาณค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของเครื่องอบแห้งแบบพ่นฝอย (Spray dryers) ที่ใช้ในอุตสาหกรรมเคมี อาหาร และเซรามิค พบว่าค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะมีการเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วง 3 GJ/t (3 MJ/kg_{water}) ถึง 20 GJ/t (20 MJ/kg_{water}) ของน้ำที่ระเหยไป

Wachiraphansakul and Devahastin (2007) ทำการประมาณค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะที่ใช้ในกระบวนการอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ตเบด ซึ่งพบว่า SEC ที่คำนวณได้อยู่ในช่วง 1.62 ถึง 4.06 MJ/kg_{water} ซึ่งผลของอุณหภูมิการอบแห้งที่มีต่อ SEC เฉลี่ย พบว่าการเพิ่มอุณหภูมิการอบแห้งในช่วง 55 ถึง 110 °C จะทำให้ SEC มีค่าเพิ่มขึ้น โดยที่ SEC เฉลี่ยมีค่าสูงสุดประมาณ 3.42 MJ/kg_{water} เมื่อทำการอบแห้งที่อุณหภูมิ 110 °C ในทางตรงกันข้ามการอบแห้งที่อุณหภูมิ 130 °C จะทำให้ SEC มีค่าต่ำกว่า (3.14 MJ/kg_{water}) ที่อุณหภูมิ 110 °C เนื่องจากการใช้อุณหภูมิอบแห้งที่ 130 °C จะทำให้อัตราการดึงน้ำออก (Rate of water removal) สูงในช่วงเวลาที่สั้นมาก ซึ่งทำให้ประสิทธิภาพของการใช้พลังงานสูงขึ้นด้วย สำหรับผลของความเร็วอากาศขาเข้าต่อค่า SEC เฉลี่ย พบว่าที่ความเร็วอากาศสูง (0.65 m/s) ทำให้ SEC เฉลี่ยมีค่าสูงกว่าการใช้ความเร็วอากาศต่ำ (0.55 m/s) เนื่องจากการใช้ความเร็วอากาศสูงต้องการพลังงานที่ใช้สูงกว่าแต่ไม่ได้ทำให้อัตราการระเหยน้ำเปลี่ยนแปลงไปอย่างมาก

2.7 การอบแห้งข้าวเปลือก

สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทยนั้น เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบด (Soponronnarit et al., 1995; Inprasit and Noomhorm, 2001; Tirawanichakul et al., 2004) และเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ตเบด (Hung-Nguyen et al., 2001; Madhiyanon and Soponronnarit, 2005) ถือเป็นเครื่องอบแห้งที่ได้รับความนิยม อย่างไรก็ตามเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมก็ได้ถูกนำมาทดลองใช้กับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเช่นกัน โดย Kaensup et al. (2006a) ได้ศึกษาถึงความเป็นไปได้ในการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมในระดับห้องปฏิบัติการ โดยได้ศึกษาอิทธิพลของปัจจัยต่างๆ เช่น ความเร็วของลมร้อน อุณหภูมิอบแห้ง และอัตราการป้อนข้าวเปลือก ที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงความชื้นและการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือก รวมไปถึงที่มีต่อคุณภาพทางกายภาพของข้าวที่ได้ โดยในงานวิจัยดังกล่าวได้ใช้ความเร็วของลมร้อน อุณหภูมิอบแห้ง และอัตราการป้อนข้าวเปลือกในช่วง 20 ถึง 30 m/s 35 ถึง 70 °C และ 150 ถึง 350 kg/h ตามลำดับ ผลจากการศึกษาแสดงให้เห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ 5 ถึง 6% เมื่อเทียบกับความชื้นเริ่มต้นโดยไม่เกิดการแตกหักของข้าวเปลือก ซึ่งการอบแห้งจะใช้เวลาที่สั้นมากกล่าวคือเพียง 3 ถึง 4 s โดยอุณหภูมิอบแห้งที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกจะอยู่ในช่วง 50 ถึง 60 °C นอกจากนี้ยังพบอีกว่าประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมมีค่าสูงกว่าการใช้เทคนิคฟลูอิดไดซ์เบด

ในเวลาต่อมา Kaensup et al. (2006b) ได้แสดงให้เห็นว่าการใช้เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมโดยไม่มีการติดตั้งไซโคลนที่ทางออกของระบบก็สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ใกล้เคียงกับกรณีติดตั้งไซโคลนที่ทางออกของระบบ อย่างไรก็ตามการไม่ติดตั้งไซโคลนจะทำให้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการลดความชื้นข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นประมาณ 20 ถึง 30% เมื่อเทียบกับกรณีติดตั้งไซโคลน

สำหรับการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนั้น [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) ถือเป็นนักวิจัยกลุ่มแรกที่ได้พัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนสองทิศทางซึ่งมีการป้อนวัสดุเข้าห้องอบแห้งในแนวแกนเดียวกันขึ้นมาเพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการลดความชื้นของข้าวเปลือก โดยเน้นไปที่การศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่างๆ เช่น อุณหภูมิของอากาศขาเข้า อัตราการป้อนข้าวเปลือก ระยะชน และลักษณะการป้อนวัสดุเข้าระบบ ที่มีต่อสมรรถนะโดยรวมของเครื่องอบแห้งในแง่ของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรและความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ (specific energy consumption) ที่ใช้ในกระบวนการอบแห้ง จากการศึกษาพบว่าเครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นสามารถอบแห้งข้าวเปลือกได้สูงสุด 150 kg/h และสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ 3.4 ถึง 7.7 % (d.b.) ภายในระยะเวลาอันสั้นแม้ว่าจะไม่มีการนำอากาศร้อนที่ออกจากระบบกลับมาใช้ใหม่ก็ตาม นอกจากนี้ยังพบว่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า $198 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ในขณะที่สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า $7013 \text{ W}/\text{m}^3 \text{ K}$ เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบจะมีค่าอยู่ในช่วง 1.81 ถึง 2.42 s ส่งผลให้อัตราการอบแห้งมีค่าเท่ากับ 1.52 ถึง 3.83 (% d.b.) s^{-1} ซึ่งสูงกว่ากรณีเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ตเบตและฟลูอิดไดซ์เบตถึง 250 และ 400 เท่า ตามลำดับ

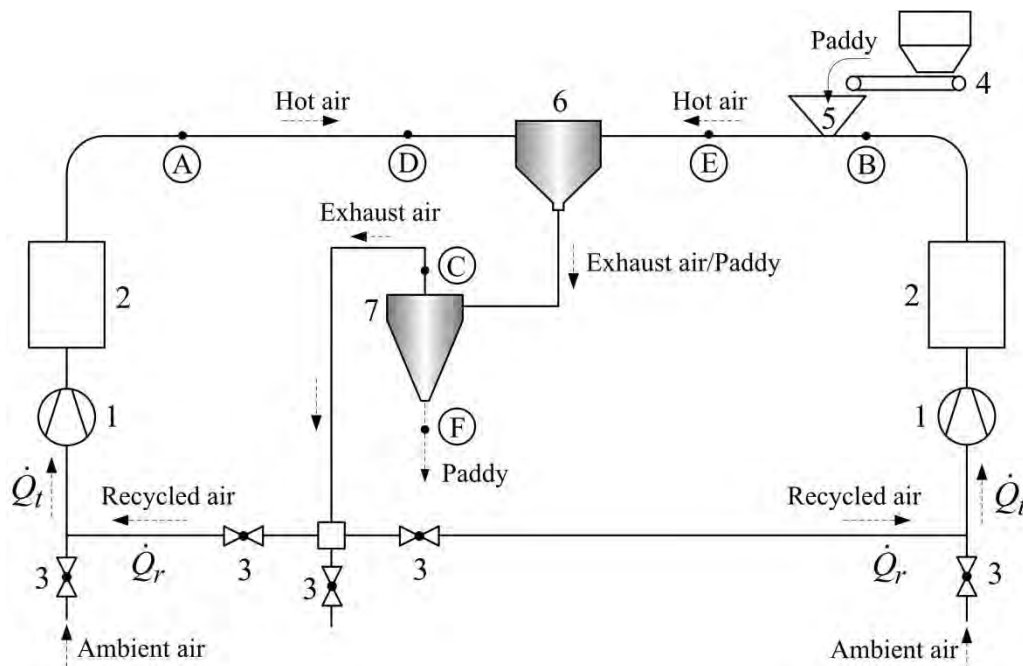
บทที่ 3

การดำเนินการทดลอง

3.1 อุปกรณ์และวิธีทดลอง

กรณีที่ 1: เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง

แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนซึ่งมีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนแสดงดังรูปที่ 3.1 ซึ่งประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก ๆ ดังนี้ พัดลมแรงดันสูง (High-pressure blowers) จำนวน 2 ชุด ชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้า (Electric heaters) จำนวน 2 ชุด โกลบวาล์ว (Globe valves) สายพานป้อนวัสดุ (Belt feeder) ห้องอบแห้ง (Drying chamber) และไซโคลน (Cyclone) ซึ่งอุปกรณ์ดังกล่าวเชื่อมต่อกันด้วยระบบท่อ (ท่อลำเลียงอากาศร้อนและข้าวเปลือก)



- (1) High-pressure blowers; (2) Electric heaters; (3) Globe valves; (4) Belt feeder;
(5) Drying chamber; (6) Cyclone

รูปที่ 3.1 แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนซึ่งมีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน

กระบวนการอบแห้งจะเริ่มจากการที่ข้าวเปลือกถูกป้อนเข้าระบบการอบแห้งผ่านฮอปเปอร์ (Hopper) โดยอาศัยสายพานป้อนวัสดุที่สามารถปรับความเร็วได้ ข้าวเปลือกที่เข้าสู่ระบบจะถูกลำเลียงโดยอากาศร้อน

ซึ่งถูกผลิตจากพัดลมแรงดันสูงและชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้าเข้าสู่ห้องอบแห้งผ่านทางท่อทางเข้าข้าวเปลือกและอากาศร้อนซึ่งถูกลำเลียงเข้าสู่ห้องอบแห้งผ่านทางเข้าดังกล่าวจะชนกับอากาศร้อนอีกกระแสหนึ่งที่เข้าสู่ห้องอบแห้งผ่านทางเข้าซึ่งติดตั้งอยู่ฝั่งตรงข้าม ผลของการชนกันของกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้การอบแห้ง (ในที่นี้คืออากาศร้อนทั้งสองกระแส) จะทำให้เกิดบริเวณการชนซึ่งเป็นบริเวณที่มีอัตราการถ่ายเทมวลสารความร้อนและโมเมนตัมสูงมาก ทั้งนี้เนื่องจากบริเวณดังกล่าวมีแรงเฉื่อยและความปั่นป่วนของกระแสการไหลสูงมาก ส่งผลให้ความชื้นสามารถถ่ายเทออกข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็ว ข้าวเปลือกและอากาศร้อนซึ่งเป็นตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งจะไหลออกไปจากห้องอบแห้งและเข้าสู่ไซโคลน โดยข้าวเปลือก (ที่มีความชื้นลดลง) และอากาศร้อนซึ่งไหลออกจากห้องอบแห้งจะแยกออกจากกันที่ไซโคลน โดยข้าวเปลือกที่แยกได้จะถูกนำออกจากระบบ ในขณะที่อากาศร้อนที่ออกจากไซโคลนจะถูกนำกลับไปใช้ประโยชน์อีกครั้งโดยการป้อนกลับเข้าสู่ชุดทำความร้อนทั้ง 2 ชุด

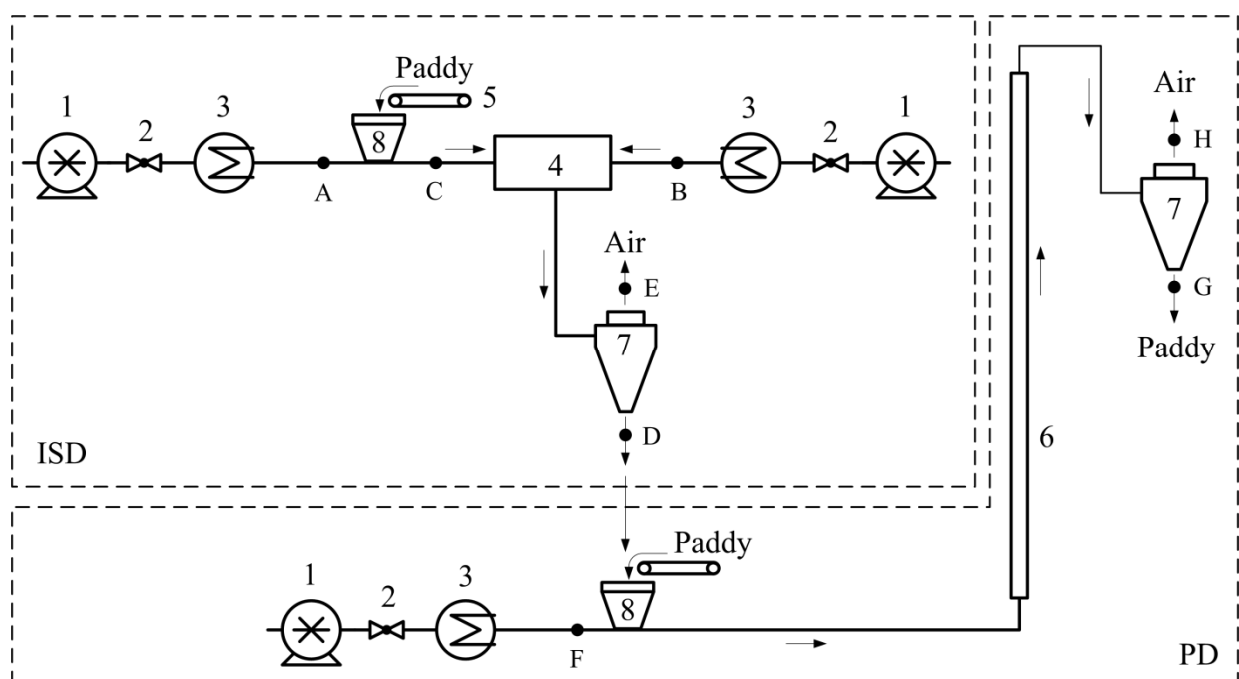
ห้องอบแห้ง (ซึ่งมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 0.254 m) ไซโคลน และระบบท่อ (ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.050 m) ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิมทั้งหมด โดยส่วนประกอบของเครื่องอบแห้งทั้งหมดจะถูกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วไว้เพื่อลดปัญหาความคลาดเคลื่อนในการประเมินสมรรถนะและความสิ้นเปลืองพลังงานของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนเนื่องจากการสูญเสีย ระยะห่างระหว่างปลายท่อทางเข้าภายในห้องอบแห้งหรือระยะชน (Impinging distance) จะถูกปรับไว้ที่ 15 cm อากาศร้อนที่ใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้งถูกจ่ายเข้าสู่ห้องอบแห้งแต่ละด้านด้วยพัดลมแรงดันสูงจำนวน 2 ตัว (Crelec, model HB-629, Shanghai, China) ขนาดตัวละ 5 kW โดยพัดลมดังกล่าวสามารถสร้างอัตราการไหลของอากาศได้ 5.2 m³/min ที่ความดัน 280 mbar อุณหภูมิของอากาศร้อนที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง (จุด A และ B ในรูปที่ 3.1) ถูกควบคุมด้วยชุดทำความร้อนแบบใช้ไฟฟ้าขนาด 20 kW จำนวน 2 ชุด ผ่านทางชุดควบคุมแบบ PID (DHC, model DHC1T-D, Wenzhou, China) ซึ่งมีความแม่นยำ $\pm 1^{\circ}\text{C}$

อุณหภูมิกระเปาะแห้ง (Dry-bulb temperature, T_d) และอุณหภูมิกระเปาะเปียก (Wet-bulb temperature, T_w) ของอากาศที่เข้าสู่และออกจากระบบการอบแห้ง (ที่จุด A และ C ในรูปที่ 3.1 ตามลำดับ) จะถูกวัดและบันทึกอย่างต่อเนื่องด้วยเครื่องวัดความชื้นแบบพกพา (Vaisala, model HM70, Helsinki, Finland) ความเร็วของอากาศภายในท่อทางเข้าทั้งสองข้างที่เข้าห้องอบแห้งสามารถปรับได้โดยใช้โกลบวาล์วซึ่งความเร็วของอากาศดังกล่าวถูกวัดที่จุด D และ E (ในรูปที่ 3.1) ด้วยท่อปีโตต์ (Pitot tube) ที่เชื่อมต่อกับเครื่องวัดความเร็วลมอเนกประสงค์ (Testo, model 445, Lenzkirch, Germany) ซึ่งมีความแม่นยำ ± 0.2 m/s อัตราการป้อนข้าวเปลือกเข้าสู่ระบบถูกควบคุมด้วยสายพานป้อนวัสดุที่สามารถปรับความเร็วได้โดยจะรับข้าวเปลือกจากฮอปเปอร์ซึ่งติดตั้งที่ด้านบนของสายพานป้อนวัสดุ ความเร็วของสายพานจะถูกควบคุมด้วยรอบการหมุนของมอเตอร์ไฟฟ้ากระแสตรงซึ่งใช้เป็นต้นกำลังขับเคลื่อน ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะถูกแยกออกจากอากาศชื้น (Moist air) ด้วยไซโคลนซึ่งติดตั้งที่ทางออกของห้องอบแห้ง ปริมาณอากาศที่นำกลับไปใช้ประโยชน์อีกครั้ง (ที่ออกจากไซโคลน) หรืออีกนัยหนึ่งคืออากาศหมุนเวียน (Recycled air) ถูกควบคุมด้วยโกลบวาล์ว ในขณะที่อุณหภูมิของอากาศหมุนเวียนดังกล่าวจะถูกบันทึก

อย่างต่อเนืองด้วยเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ซึ่งต่ออยู่กับเครื่องบันทึกอุณหภูมิ (Hioki, model 842-51, Tokyo, Japan)

กรณีที่ 2: เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม

แผนผังของระบบการอบแห้งซึ่งผสมผสานกันระหว่างเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ISD) และเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (PD) หรือระบบ ISD-PD แสดงดังรูปที่ 3.2 ระบบดังกล่าวประกอบด้วย เครื่องอบแห้งแบบกระแสนและเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมที่ทำงานแบบอนุกรมกัน



- (1) High-pressure blowers; (2) Globe valves; (3) Electric heaters; (4) Drying chamber (for impinging stream dryer); (5) Belt feeders; (6) Drying column (for pneumatic dryer); (7) Cyclones; (8) Hoppers

รูปที่ 3.2 แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่ทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม

ในส่วนของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะประกอบไปด้วยอุปกรณ์พื้นฐานและหลักการทำงานเช่นเดียวกับเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในกรณีที่ 1 ยกเว้นไม่มีนำอากาศที่ออกจากไซโคลนกลับมาใช้ประโยชน์ในห้องอบแห้ง (ปริมาตร 0.011 m^3) ไซโคลน และท่อทางเข้าทั้งสองข้าง (ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.038 m) ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิมทั้งหมดและส่วนประกอบของเครื่องอบแห้งทั้งหมดจะถูกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเช่นกัน ระยะห่างระหว่างปลายท่อทางเข้าภายในห้องอบแห้งจะถูกปรับไว้ที่ 24 cm อากาศร้อนที่ใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้งถูกจ่ายเข้าสู่ห้องอบแห้งแต่ละด้านด้วยพัดลมแรงดันสูงจำนวน 2 ตัว (Crelec,

model HB-529, Shanghai, China) ขนาดตัวละ 2.2 kW โดยพัดลมดังกล่าวสามารถสร้างอัตราการไหลของอากาศได้ $5.2 \text{ m}^3/\text{min}$ ที่ความดัน 220 mbar อุณหภูมิของอากาศร้อนที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง (จุด A และ B ในรูปที่ 3.2) ถูกควบคุมด้วยชุดทำความร้อนแบบใช้ไฟฟ้าขนาด 15 kW จำนวน 2 ชุด ผ่านทางชุดควบคุมแบบ PID (DHC, model DHC1T-D, Wenzhou, China) ซึ่งมีความแม่นยำ $\pm 1^\circ\text{C}$

สำหรับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมจะประกอบไปด้วยหอบแห้ง (Drying column) ซึ่งทำจากเหล็กกล้าไร้สนิมขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.038 m และมีความยาวรวม 10 m หอบแห้งถูกด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดการสูญเสียความร้อน พัดลมแรงดันสูงจำนวน 1 ตัว (Crelec, model HB-429, Shanghai, China) ขนาดตัวละ 1.75 kW ซึ่งสร้างอัตราการไหลของอากาศได้ $3.6 \text{ m}^3/\text{min}$ ที่ความดัน 190 mbar ทำหน้าที่ป้อนอากาศร้อนเข้าระบบโดยอากาศร้อนดังกล่าวทำหน้าที่เป็นเป็นตัวกลางในการอบแห้งและเป็นพาหะในการลำเลียงข้าวเปลือกผ่านหอบแห้ง อุณหภูมิของอากาศร้อนที่ป้อนเข้าสู่หอบแห้ง (จุด F ในรูปที่ 3.2) ถูกควบคุมด้วยชุดทำความร้อนแบบใช้ไฟฟ้าขนาด 9 kW ผ่านทางชุดควบคุมแบบ PID (DHC, model DHC1T-D, Wenzhou, China) ซึ่งมีความแม่นยำ $\pm 1^\circ\text{C}$ เช่นเดียวกัน

อุณหภูมิกระเปาะแห้ง (T_d) และอุณหภูมิกระเปาะเปียก (T_w) ของอากาศที่เข้าสู่และออกจากเครื่องอบแห้ง (จุด A และ E สำหรับเครื่องอบแห้งแบบกระแสน และจุด F และ H สำหรับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม) จะถูกวัดและบันทึกอย่างต่อเนื่องด้วยเครื่องวัดความชื้นแบบพกพา (Vaisala, model HM70, Helsinki, Finland) ความเร็วของอากาศที่เข้าสู่หอบแห้งปรับได้โดยใช้โกลบวาล์วซึ่งความเร็วของอากาศดังกล่าวถูกวัด (ที่จุด C และ B สำหรับเครื่องอบแห้งแบบกระแสน และจุด F สำหรับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม) ด้วยท่อปีโตท์ (Pitot tube) ซึ่งเชื่อมต่อกับเครื่องวัดความเร็วลมอเนกประสงค์ (Testo, model 445, Lenzkirch, Germany) ที่มีความแม่นยำ $\pm 0.2 \text{ m/s}$ อัตราการป้อนข้าวเปลือกเข้าสู่ระบบถูกควบคุมด้วยสายพานป้อนวัสดุซึ่งมีการควบคุมทำงานในลักษณะเดียวกับสายพานป้อนวัสดุของเครื่องอบแห้งกระแสนในกรณี 1 ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะถูกแยกออกจากอากาศขึ้นที่ไซโคลนซึ่งติดตั้งที่ทางออกของห้องอบแห้ง (สำหรับเครื่องอบแห้งแบบกระแสน) และหอบแห้ง (สำหรับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม)

3.2 วิธีการทดลอง

กรณีที่ 1: เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง

ก่อนเริ่มทำการทดลอง พัดลมแรงดันสูงและชุดทำความร้อนจะทำงานก่อน เมื่ออุณหภูมิของอากาศที่เข้าสู่ห้องอบแห้งเพิ่มสูงจนถึงค่าที่กำหนด วัสดุตัวอย่าง (ข้าวเปลือก) จะถูกป้อนเข้าระบบผ่านทางสายพานป้อนวัสดุในอัตราการป้อนที่กำหนด การเก็บตัวอย่างของข้าวเปลือกจะเริ่มดำเนินการเมื่อระบบอยู่ในสภาวะคงตัว (Steady state) ตัวอย่างของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจะถูกเก็บที่ช่องทางออกของ

ไซโคลน (จุด F ของรูปที่ 3.1) โดยในแต่ละเงื่อนไขการทดลองจะทำการเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจำนวน 3 ครั้งโดยมีช่วงห่างของเวลาในการเก็บตัวอย่างเท่า ๆ กัน โดยตัวอย่างข้าวเปลือกจะถูกนำไปวิเคราะห์คุณภาพ (ร้อยละต้นข้าวและความขาว) และนำไปหาความชื้นด้วยการนำไปอบด้วยตู้อบลมร้อนที่อุณหภูมิ 103 °C เป็นเวลา 72 h การทดลองจะกระทำที่อุณหภูมิของอากาศขาเข้า (Drying temperatures) (จุด A และ B) 100 120 และ 140 °C อัตราการป้อนข้าวเปลือก (Paddy feed flow rates, W_p) 80 100 และ 120 kg_{dry solid}/h และอัตราส่วนอากาศหมุนเวียน (Air recycle ratios, R_r) 0 10 และ 20% ในการทดลองได้กำหนดให้ใช้ความเร็วของอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้งคงที่เท่ากับ 20 m/s ตลอดการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ อัตราส่วนอากาศหมุนเวียน (R_r) ซึ่งหมายถึงอัตราส่วนระหว่างอัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่และอัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศร้อนทั้งหมดที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง สามารถคำนวณได้ด้วยสมการต่อไปนี้

$$R_r = \frac{\dot{Q}_r}{\dot{Q}_t} \times 100 \quad (3.1)$$

โดยที่ $\dot{Q}_r$ คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ (m³/h) และ $\dot{Q}_t$ คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศร้อนทั้งหมดที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง (m³/h)

กรณีที่ 2: เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม

การทดลองในกรณีนี้จะแบ่งออกเป็น 2 ส่วน กล่าวคือ การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมเพียงอย่างเดียว และการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม โดยผลการทดลองทั้งสองส่วนจะถูกนำมาเปรียบเทียบกันเพื่อประเมินศักยภาพของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเมื่อนำมาใช้เป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้น

สำหรับการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมเพียงอย่างเดียว หรือ PD พัดลมแรงดันสูงและชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้าจะทำงานก่อน จากนั้นความเร็วของอากาศที่เข้าสู่ห้องอบแห้งจะถูกปรับจนได้ค่าที่ต้องการ หลังจากที่ได้ค่าความเร็วและอุณหภูมิของอากาศที่เข้าสู่ห้องอบแห้งเป็นไปตามที่กำหนดแล้ว ข้าวเปลือกจะถูกป้อนเข้าสู่ระบบผ่านทางสายพานป้อนวัสดุ ตัวอย่างของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจะถูกเก็บที่ทางออกด้านล่างของไซโคลน (จุด G ในรูปที่ 3.2) การทดลองจะกระทำที่อุณหภูมิอบแห้ง (วัดที่จุด F) 70 90 และ 110 °C และอัตราการป้อนข้าวเปลือก 22 47 และ 62 kg_{dry solid}/h

สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่ทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม หรือ ISD-PD เครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะทำงานด้วยเงื่อนไขเช่นเดียวกับกรณีเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมที่กล่าวก่อนหน้านี้ โดยข้าวเปลือกจะป้อนเข้าสู่เครื่องอบแห้งที่ฮอปเปอร์ อุณหภูมิของอากาศที่เข้าสู่หอบแห้งหรืออุณหภูมิของอากาศขาเข้าจะวัดที่จุด A และ B ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจากเครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะถูกแยกออกจากอากาศที่ไซโคลนและไหลออกที่จุด D จากนั้นข้าวเปลือกในส่วนนี้จะถูกป้อนเข้าสู่ฮอปเปอร์ของเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ตัวอย่างของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจากเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมจะถูกเก็บที่ทางออกด้านล่างของไซโคลน (จุด G) เช่นกัน

ความเร็วของอากาศที่คงที่เท่ากับ 25 และ 16 m/s จะถูกใช้ตลอดการทดลองสำหรับกรณีใช้เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมเพียงอย่างเดียว (PD) และสำหรับกรณีใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ISD-PD) ตามลำดับ การเก็บตัวอย่างของข้าวเปลือกสำหรับการทดลองทั้งสองส่วนจะเริ่มเมื่อระบบอยู่ในสภาวะคงตัว เช่นเดียวกัน โดยการเก็บตัวอย่างดังกล่าวจะกระทำจำนวน 3 ครั้งโดยมีช่วงห่างของเวลาในการเก็บตัวอย่างเท่า ๆ กัน ตัวอย่างข้าวเปลือกที่เก็บได้จะถูกนำไปวิเคราะห์คุณภาพ (ร้อยละต้นข้าวและความขาว) และนำไปหาความชื้นเช่นเดียวกับกรณีที่ 1

3.3 การหาสภาวะคงตัวของระบบ

ในงานวิจัยนี้ เงื่อนไขที่บ่งชี้ว่าระบบการอบแห้งเข้าสู่สภาวะคงตัวสามารถหาได้โดยการตรวจวัดอุณหภูมิกระเปาะแห้งและอุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศที่ทางเข้าและทางออกของระบบการอบแห้ง (วัดที่จุด C ในรูปที่ 3.1 สำหรับการทดลองกรณีที่ 1 และที่จุด H ในรูปที่ 3.2 สำหรับการทดลองกรณีที่ 2) โดยระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวเมื่ออุณหภูมิกระเปาะแห้งและอุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศที่จุดดังกล่าวข้างต้นมีค่าคงที่ สำหรับการทดลองในกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพังซึ่งมีการนำอากาศหมุนเวียนกลับมาใช้ (กรณีที่ 1) พบว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวหลังจากป้อนข้าวเปลือกเข้าระบบแล้วประมาณ 700 s ในขณะที่การทดลองในกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (กรณีที่ 2) ระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวหลังจากป้อนข้าวเปลือกเข้าระบบแล้วประมาณ 270 s นั้นหมายความว่า การเก็บข้อมูลและตัวอย่างข้าวเปลือกจะเริ่มต้นหลังการป้อนข้าวเปลือกผ่านไปเป็นเวลา 700 และ 270 s สำหรับการทดลองกรณีที่ 1 และกรณีที่ 2 ตามลำดับ

3.4 วัสดุที่ใช้ในการทดลอง

สำหรับการทดลองกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง (กรณีที่ 1) จะใช้ข้าวเปลือกพันธุ์พิษณุโลก 2 ซึ่งถูกเตรียมให้มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 30% (d.b.) เป็นวัสดุตัวอย่างในการทดลอง ส่วนการทดลองกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (กรณีที่ 2) จะใช้ข้าวเปลือกพันธุ์ปทุมธานี 2 ซึ่งถูกเตรียมให้มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 28% (d.b.) ข้าวเปลือกดังกล่าวถูก

เก็บในตู้แช่ที่อุณหภูมิ 4 °C เป็นระยะเวลา 2 วัน โดยก่อนเริ่มการทดลอง ข้าวเปลือกจะถูกนำออกจากตู้แช่ เพื่อผึ่งในบรรยากาศเป็นระยะเวลาประมาณ 30 min เพื่อให้ข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิห้อง

3.5 การประเมินอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

สมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนพิจารณาได้จากอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร โดยสามารถคำนวณได้ดังสมการต่อไปนี้ (Tamir, 1994)

$$N_v = W_p(X_i - X_o)/V_r \quad (3.2)$$

$$h_v = W_p \lambda (X_i - X_o)/V_r \Delta T_{lm} \quad (3.3)$$

โดยที่ N_v คือ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร ($\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$) h_v คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร ($\text{W}/\text{m}^3 \text{ K}$) X คือ ความชื้นของวัสดุ ($\text{kg}/\text{kg d.b.}$) W_p คือ อัตราป้อนวัสดุ ($\text{kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$) V_r คือ ปริมาตรของห้องอบแห้งหรือหีบอบแห้ง (m^3) λ คือ ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ (kJ/kg) และ ΔT_{lm} คือ ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึม (Logarithmic mean temperature difference) สำหรับอากาศที่เข้าและออกจากห้องอบแห้ง (°C) ซึ่งหาได้จาก

$$\Delta T_{lm} = [(T_d - T_w)_o - (T_d - T_w)_i] / \ln[(T_d - T_w)_o / (T_d - T_w)_i] \quad (3.4)$$

เมื่อ ตัวห้อย o และ i แสดงถึงทางออกและทางเข้าของห้องอบแห้งตามลำดับ

ในการคำนวณอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสำหรับการทดลองกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง (กรณีที่ 1) ค่า V_r ที่ใช้เป็นผลรวมของปริมาตรห้องอบแห้ง ท่อทางเข้าทั้งสองข้างและไซโคลนซึ่งมีค่าเท่ากับ 0.0360 m^3 ส่วนการคำนวณสำหรับการทดลองกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (กรณีที่ 2) ค่า V_r ที่ใช้เป็นผลรวมของปริมาตรห้องอบแห้ง ท่อทางเข้าทั้งสองข้างและไซโคลนเช่นเดียวกัน โดยมีค่าเท่ากับ 0.0177 และ 0.0197 m^3 ในกรณีของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนและเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมตามลำดับ

สมรรถนะของเครื่องอบแห้ง (อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร) ในกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ISD-PD) หรือจะเป็นผลรวมของข้อมูลสมรรถนะที่ได้จากเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ISD) และเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (PD)

3.6 การประเมินเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ

เพื่อยืนยันผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่อาจมีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ (Particle mean residence time: τ) สำหรับข้าวเปลือกที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ ได้ถูกประเมิน โดยเวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบสามารถประเมินได้จาก

$$\tau = m_p/W_p \quad (3.5)$$

โดยที่ τ คือ เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ (s) m_p คือ ปริมาณของวัสดุอนุภาคค้างในระบบ (kg) และ W_p คือ อัตราป้อนวัสดุซึ่งในที่นี้คือข้าวเปลือก (kg/s)

การหาค่าของ m_p สามารถทำได้โดยให้ระบบการอบแห้งและระบบป้อนวัสดุ (ข้าวเปลือก) เข้าสู่ระบบทำงาน เมื่อระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวให้หยุดการทำงานของระบบ (ทั้งพัดลมแรงดันสูงและสายพานป้อนวัสดุ) แบบฉับพลัน จากนั้นให้พัดลมแรงดันสูงทำงานเพื่อไล่วัสดุที่ค้างในระบบออกจนหมด วัสดุที่ถูกไล่ออกจากระบบจะถูกกักเก็บโดยภาชนะ (ที่จุด F สำหรับการทดลองกรณีที่ 1 และที่จุด D หรือ G สำหรับการทดลองกรณีที่ 2) หลังจากนั้นให้น้ำวัสดุที่ไล่ออกจากระบบมาชั่งน้ำหนักซึ่งค่าที่ได้ก็คือปริมาณของวัสดุที่ค้างในระบบหรือ m_p นั้นเอง

3.6 การประเมินความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง

ความสิ้นเปลืองพลังงานของกระบวนการอบแห้งประกอบไปด้วยพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงและพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนเพื่อสร้างพลังงานความร้อนโดยความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าดังกล่าวสามารถวัดได้โดยตรงด้วย Kilowatt-hour meter ในงานวิจัยนี้ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ (SEC) ถูกใช้เป็นดัชนีบ่งชี้ถึงประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการอบแห้ง โดยค่า SEC ของกระบวนการอบแห้งสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้ (Nimmol et al., 2007)

$$SEC = E/m_w \quad (3.6)$$

เมื่อ SEC คือความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง ($\text{MJ/kg}_{\text{water}}$) E คือ พลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงหรือพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อน (MJ) และ m_w คือปริมาณน้ำ (ความชื้น) ที่ถูกนำออกจากผลิตภัณฑ์ที่นำมาอบแห้ง (kg) ซึ่งประเมินได้จากความแตกต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ที่นำมาอบแห้ง ในงานวิจัยนี้ ปริมาณน้ำ (ความชื้น) ที่ถูกนำออกจากข้าวเปลือกที่นำมาอบแห้งประเมินได้จากสมการต่อไปนี้

$$m_w = W_p(X_i - X_o)t \quad (3.7)$$

เมื่อ t คือ เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง (h)

3.7 การวิเคราะห์คุณภาพของข้าวเปลือก

ในงานวิจัยนี้ คุณภาพของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจะแสดงในเทอมของร้อยละต้นข้าว (Head rice yield) และความขาว (Whiteness) ร้อยละต้นข้าวที่ผ่านการอบแห้งจะถูกนำไปเปรียบเทียบกับกรณีของข้าวอ้างอิง (ข้าวเปลือกที่แห้งด้วยอากาศแวดล้อม) ในเทอมของร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ (Relative head rice yield) ส่วนในกรณีของความขาวจะพิจารณาในทำนองเดียวกับกรณีของร้อยละต้นข้าวกล่าวคือจะแสดงค่าความขาวที่ได้ในเทอมของความขาวสัมพัทธ์ (Relative whiteness)

ร้อยละต้นข้าวเป็นอัตราส่วนระหว่างมวลของต้นต่อมวลของข้าวเปลือกทั้งหมดโดยต้นข้าว (Head rice) หมายถึงเมล็ดข้าวหักที่มีความยาวมากกว่า 80% ของเมล็ดข้าว (Prachayawarakorn et al., 2005) การได้มาซึ่งต้นข้าวสามารถทำได้โดยการนำข้าวเปลือกที่ทำความสะอาดแล้วจำนวน 125 g มากะเทาะเปลือกด้วยเครื่องกะเทาะซึ่งจะทำให้ได้ข้าวกล้อง จากนั้นนำข้าวกล้องที่ได้มาขัดขาวจนกระทั่งได้เป็นข้าวสารสุดท้ายจึงทำการคัดแยกต้นข้าว (ตามลักษณะของต้นข้าวที่กล่าวข้างต้น) ออกจากข้าวหัก สำหรับค่าความขาวของข้าวสารที่ได้จากการสีสามารถทำได้ด้วยเครื่องวัดความขาว (Digital whiteness meter) (Kett, model C300, Japan) โดยก่อนที่จะวัดความขาวของข้าวสาร เครื่องวัดความขาวจะถูกสอบเทียบด้วยสีข้าวอ้างอิง (White color reference)

3.8 การวิเคราะห์ทางสถิติ

ข้อมูลที่ได้จากการทดลองทั้งหมดจะนำมาวิเคราะห์ความแปรปรวน (ANOVA) โดยผลที่ได้ในแต่ละการทดลองจะแสดงในรูปของค่าเฉลี่ยซึ่งจะนำมาเปรียบเทียบความแตกต่างโดยใช้ Duncan's Test ค่าเฉลี่ยจะพิจารณาให้มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญเมื่อ $p = 0.05$ การทดสอบทางสถิตินี้กระทำโดยใช้โปรแกรม SPSS (Version 16)

บทที่ 4

ผลการทดลองและวิจารณ์

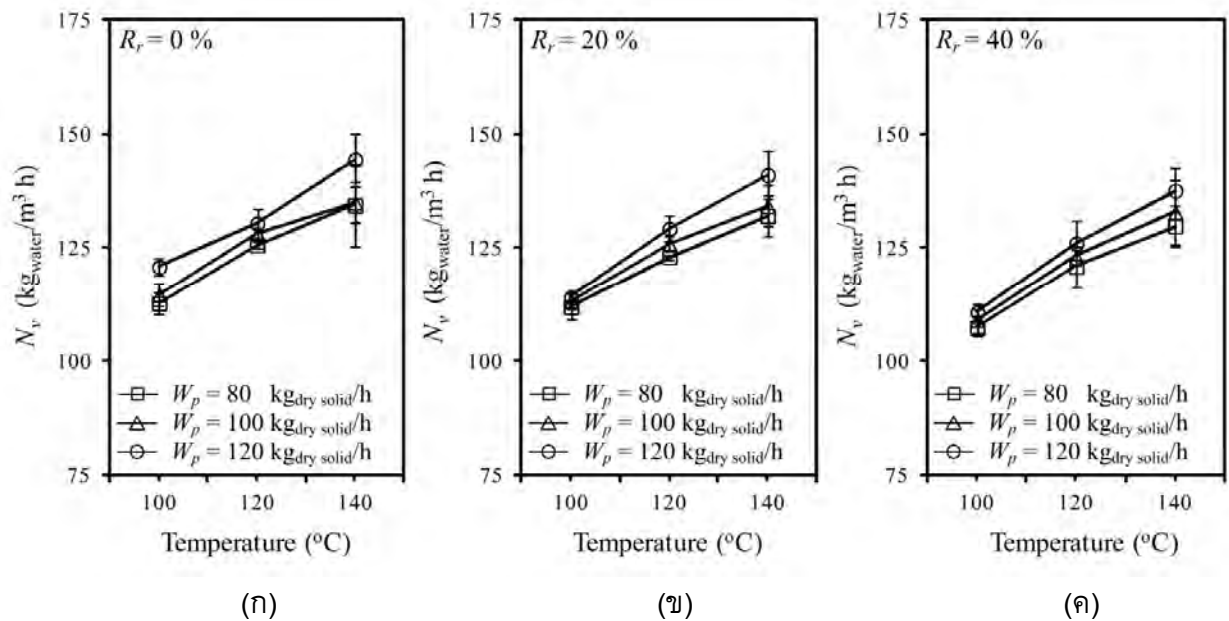
กรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง (การทดลองกรณีที่ 1)

บทนี้จะแสดงผลการทดลองในกรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง (เครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน) โดยจะแสดงอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) อัตราการป้อนข้าวเปลือก และปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ในที่นี้คือ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของระบบ) และคุณภาพของข้าวที่ได้ (ในที่นี้คือ ร้อยละต้นข้าวและความขาว)

4.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

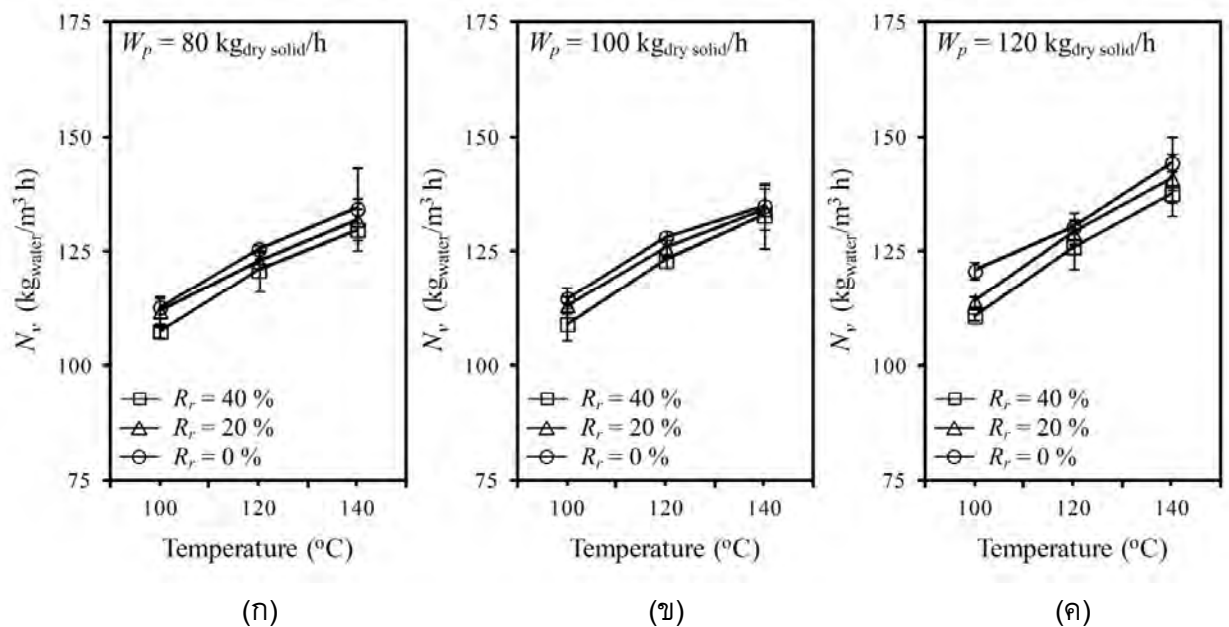
รูปที่ 4.1 และ 4.2 แสดงอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) และอัตราการป้อนวัสดุ และอัตราส่วนระหว่างอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ (อากาศหมุนเวียน) ต่ออากาศร้อนทั้งหมดที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง (อีกนัยหนึ่งคือปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_p) ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร

เมื่อพิจารณาอุณหภูมิของอากาศขาเข้า (หรืออุณหภูมิอบแห้ง) จะพบว่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิของอากาศขาเข้าซึ่งเป็นผลมาจากความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศ (ตัวกลางในการอบแห้ง) และอุณหภูมิผิวของข้าวเปลือก (ในที่นี้คืออุณหภูมิกระเปาะเปียก) ทั้งนี้เนื่องจาก เมื่อใช้อุณหภูมิอากาศขาเข้าสูง (อุณหภูมิอบแห้งมีค่ามาก) จะทำให้แรงขับเคลื่อนสำหรับการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวล (ความชื้น) มีค่ามากโดยเฉพาะอย่างยิ่งในช่วงการอบแห้งคงที่ (Unhindered rate drying period) และเมื่อพิจารณาค่าของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรซึ่งแสดงดังตารางที่ 4.1 จะพบว่า อุณหภูมิของอากาศขาเข้าส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ



รูปที่ 4.1 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร

(ก) $R_r = 0\%$ (ข) $R_r = 20\%$ และ (ค) $R_r = 40\%$



รูปที่ 4.2 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร

(ก) $W_p = 80$ kg_{dry solid}/h (ข) $W_p = 100$ kg_{dry solid}/h และ (ค) $W_p = 120$ kg_{dry solid}/h

เมื่อพิจารณาอัตราการป้อนข้าวเปลือก (ดูรูปที่ 4.1) พบว่า การเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือก (ที่อุณหภูมิขาเข้าของอากาศคงที่) มีแนวโน้มที่จะทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น ทั้งที่โดยทั่วไปแล้ว การเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือกเข้าสู่ระบบการอบแห้ง (อัตราส่วนระหว่างมวลของข้าวเปลือกและอากาศร้อนมีค่ามาก) จะทำให้ศักยภาพของอากาศร้อนในการระเหยน้ำ (หรือความชื้น) ที่อยู่ภายในข้าวเปลือก ลดลงก็ตาม (สอดคล้องกับค่าความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลง ($X_t - X_0$) ซึ่งความชื้นของข้าวเปลือกจะลดลง ได้น้อยเมื่อเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือก) ที่เป็นเช่นนั้นก็เนื่องจากเครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นยังมีขีดความสามารถมากพอที่จะรองรับภาระในการระเหยน้ำ (หรือความชื้น) ที่เข้ามาในระบบพร้อมกับ ข้าวเปลือกภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าวได้อีก สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่า อัตราการป้อนข้าวเปลือกสามารถ เพิ่มขึ้นได้อีกเนื่องจากการทำงานของเครื่องอบแห้งยังไม่อยู่ภายใต้สภาวะอัน (Chocking point) ซึ่งได้ถูก นำเสนอโดย [Kitron et al. \(1987\)](#) อย่างไรก็ตาม ผลการวิเคราะห์ทางสถิติตามตารางที่ 4.1 กลับแสดงให้เห็นว่า การเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือกกลับไม่ส่งผลต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรอย่างมีนัยสำคัญ

เมื่อพิจารณาปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_r (ดูรูปที่ 4.2) พบว่าการนำอากาศร้อนกลับมาใช้ ใหม่ในปริมาณที่มาก (R_r มีค่ามาก) จะทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีแนวโน้มลดลง ทั้งนี้เนื่องจาก อากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่เป็นอากาศที่มีความชื้น (จากการระเหยของน้ำในข้าวเปลือก) จึงส่งผลให้ ศักยภาพในการถ่ายเทความร้อนให้แก่ข้าวเปลือกลดลงซึ่งทำให้ความชื้นระเหยออกจากข้าวเปลือกได้ น้อยลง อย่างไรก็ตาม ปริมาณอากาศร้อนที่กลับมาใช้ใหม่กลับไม่ส่งผลต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร อย่างมีนัยสำคัญเมื่อวิเคราะห์ทางสถิติ (ดูตารางที่ 4.1) ซึ่งสอดคล้องกับค่าความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลง เช่นกัน

ผลที่ได้ดังตารางที่ 4.1 แสดงให้เห็นว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกมีค่า อยู่ในช่วง 107 ถึง 144 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ โดยอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุด (144 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$) จะ เกิดขึ้นที่ $T = 140^\circ\text{C}$ $W_p = 120 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ และ $R_r = 0\%$ เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราการระเหยน้ำเชิง ปริมาตรหรืออัตราการอบแห้งจำเพาะ (Specific drying rate) ในกรณีการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่อง อบแห้งแบบสเปาเต็ดเบดซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 72 ถึง 137 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ([Madhiyanon et al., 2001](#)) จะพบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้งที่เท่ากัน อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่ามากกว่า นอกจากนี้ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้ยังมีค่าสูงกว่าเมื่อเทียบกับการใช้เครื่องอบแห้งแบบ ฟลูอิดไดซ์เบดซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 67 ถึง 144 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ ([Tirawanichakul et al., 2002](#)) อย่างไรก็ตาม อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้กลับมีค่าต่ำกว่าเล็กน้อยเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบ กระแสขนของ [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) ซึ่งอาจเป็นผลมาจากอัตราการป้อนข้าวเปลือกที่ใช้ใน งานวิจัยนี้มีค่าต่ำกว่า ส่งผลให้ปริมาณน้ำที่ระเหยมีค่าน้อยกว่า

ตารางที่ 4.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

T (°C)	W _p (kg _{dry solid} /h)	R _r (%)	X _r - X _o (% d.b.)	Volumetric water evaporation rate (kg _{water} /m ³ h)	Volumetric heat transfer coefficient (W/m ³ K)
100	80	0	5.04 ± 0.11 ^k	113 ± 3 ^a	5936 ± 147 ^l
		20	5.00 ± 0.13 ^k	112 ± 3 ^a	5587 ± 130 ^k
		40	4.80 ± 0.05 ^{jk}	107 ± 1 ^a	5026 ± 54 ⁱ
	100	0	4.10 ± 0.09 ^{ef}	115 ± 3 ^{ab}	6551 ± 102 ⁿ
		20	4.05 ± 0.07 ^{ef}	113 ± 2 ^a	6183 ± 132 ^m
		40	3.90 ± 0.13 ^{de}	109 ± 4 ^a	5195 ± 183 ^{ij}
	120	0	3.60 ± 0.06 ^{bc}	121 ± 2 ^{bc}	6871 ± 78 ^o
		20	3.40 ± 0.03 ^{ab}	114 ± 1 ^{ab}	6288 ± 57 ^m
		40	3.30 ± 0.02 ^a	111 ± 1 ^a	5306 ± 62 ^j
120	80	0	5.61 ± 0.03 ^{lm}	126 ± 1 ^{cde}	4616 ± 53 ^h
		20	5.50 ± 0.03 ^l	123 ± 1 ^{cd}	4192 ± 44 ^{de}
		40	5.40 ± 0.20 ^l	121 ± 5 ^{bc}	4140 ± 150 ^{de}
	100	0	4.58 ± 0.04 ^{ij}	128 ± 1 ^{def}	5751 ± 96 ^{kl}
		20	4.50 ± 0.06 ^{hi}	126 ± 2 ^{cde}	4543 ± 62 ^{gh}
		40	4.40 ± 0.06 ^{ghi}	123 ± 2 ^{cd}	4272 ± 63 ^{def}
	120	0	3.88 ± 0.10 ^{de}	130 ± 3 ^{defg}	5888 ± 89 ^l
		20	3.85 ± 0.09 ^{de}	129 ± 3 ^{def}	4557 ± 110 ^{gh}
		40	3.76 ± 0.15 ^{cd}	126 ± 5 ^{cde}	4464 ± 159 ^{fgh}
140	80	0	6.00 ± 0.40 ⁿ	134 ± 9 ^{fgh}	3637 ± 192 ^{bc}
		20	5.90 ± 0.20 ⁿ	132 ± 5 ^{efg}	3369 ± 103 ^a
		40	5.80 ± 0.20 ^{mn}	130 ± 4 ^{def}	3358 ± 91 ^a
	100	0	4.83 ± 0.16 ^{jk}	135 ± 5 ^{fgh}	4358 ± 155 ^{efg}
		20	4.80 ± 0.16 ^{jk}	134 ± 4 ^{fgh}	4092 ± 114 ^d
		40	4.75 ± 0.25 ^{jk}	133 ± 7 ^{efg}	3513 ± 188 ^{ab}
	120	0	4.30 ± 0.17 ^{fgh}	144 ± 6 ⁱ	4624 ± 177 ^h
		20	4.20 ± 0.16 ^{fg}	141 ± 5 ^{hi}	4284 ± 154 ^{def}
		40	4.10 ± 0.14 ^{ef}	138 ± 5 ^{gh}	3837 ± 147 ^c

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกันหมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (p < 0.05)

ตารางที่ 4.1 ยังแสดงให้เห็นว่า เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่พัฒนาขึ้นสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ประมาณ 3.30 ถึง 6.00% (d.b.) ในระยะเวลาไม่เกิน 2.1 s (ดูตารางที่ 4.3) ซึ่งใกล้เคียงกับการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกที่ได้จากเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำของ [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) นอกจากนี้ เมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบด ([Madhiyanon and Soponronnarit, 2005](#)) และฟลูอิดไดซ์เบด ([Tirawanichakul et al., 2002](#)) ซึ่งความชื้นของข้าวเปลือก

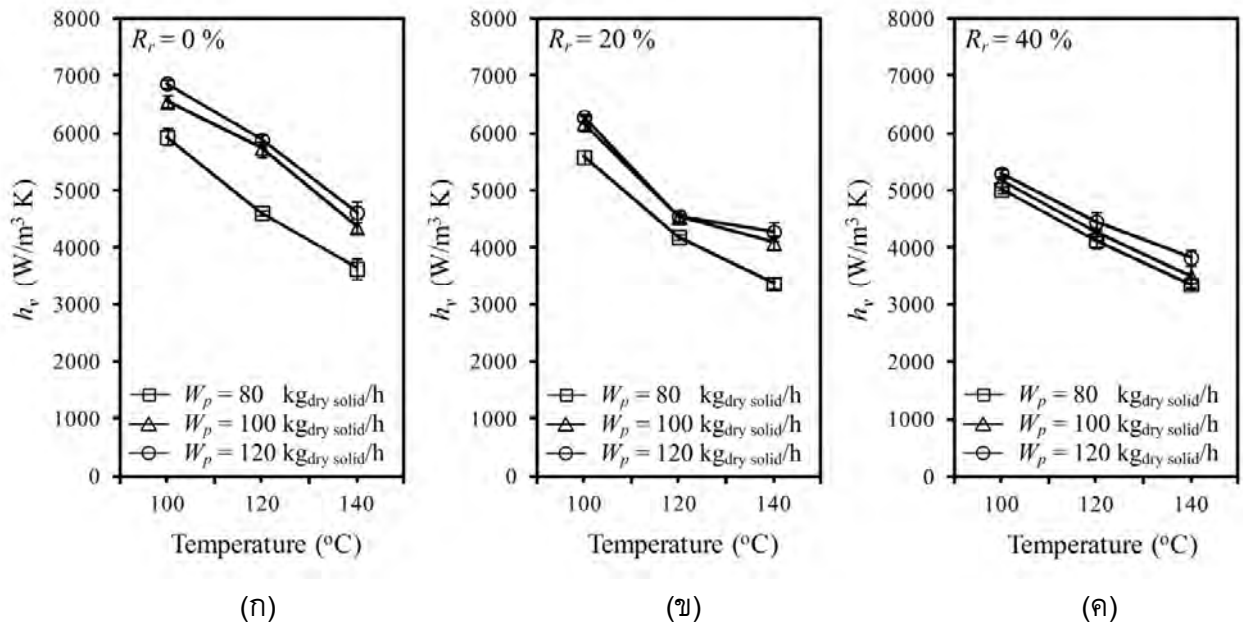
สามารถลดลงได้ 3 ถึง 8% (d.b.) และ 3 ถึง 11% (d.b.) ตามลำดับ จะพบว่าการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกมีค่าต่างกันเล็กน้อยเมื่อเทียบการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือกที่ได้ในงานวิจัยนี้ อย่างไรก็ตาม หากพิจารณาในแง่ของระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง จะพบว่ามีค่าแตกต่างกันเป็นอย่างมาก กล่าวคือ เครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบตและฟลูอิดไดซ์เบตข้างต้นใช้ระยะเวลาในการอบแห้งประมาณอยู่ในช่วง 720 ถึง 900 s และ 120 ถึง 150 s ตามลำดับ ดังนั้นอัตราการอบแห้ง (Drying rate) ที่ได้จากเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในงานวิจัยนี้ (ประเมินจากการปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลงและระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง) จึงมีค่าสูงกว่าเป็นอย่างมาก

4.2 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

รูปที่ 4.3 และ 4.4 แสดงอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) และอัตราการป้อนวัสดุ และอัตราส่วนระหว่างอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ (อากาศหมุนเวียน) ต่ออากาศร้อนทั้งหมดที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง (อีกนัยหนึ่งคือปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_r) ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

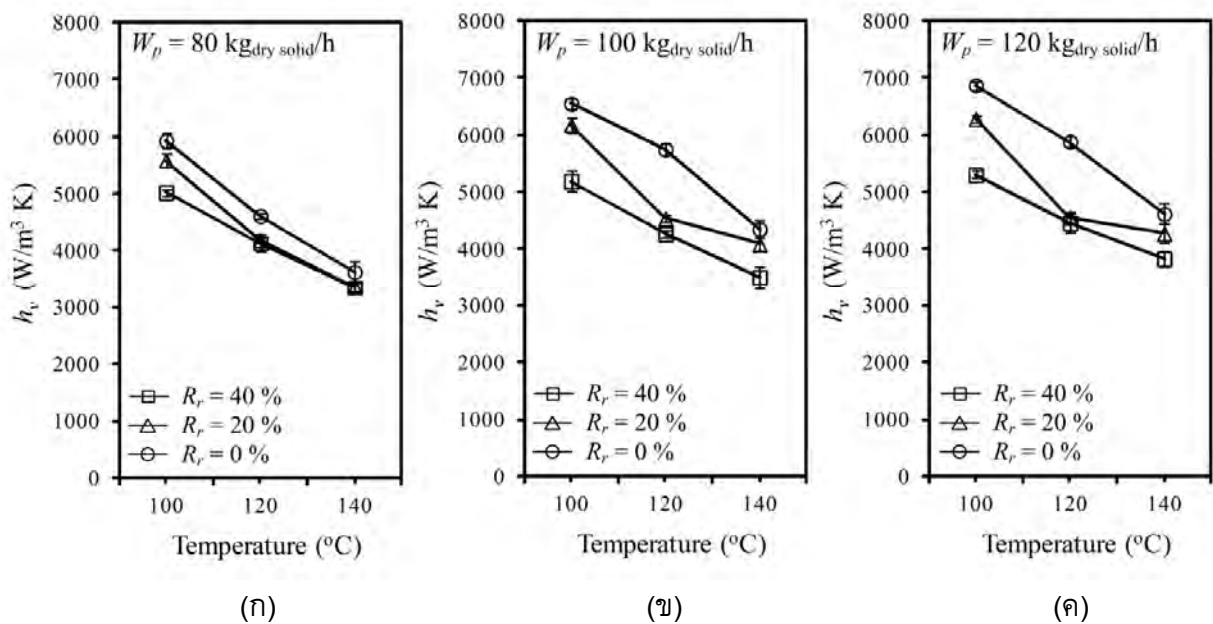
เมื่อพิจารณาอุณหภูมิของอากาศขาเข้า (หรืออุณหภูมิอบแห้ง) จะพบว่าการเพิ่มอุณหภูมิของอากาศขาเข้าส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร กล่าวคือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีแนวโน้มลดลงเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้ามีค่าเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เป็นผลมาจากการเพิ่มอุณหภูมิของอากาศขาเข้าส่งผลให้ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศและอุณหภูมิผิวของวัสดุเพิ่มขึ้น ผลที่ตามมาคือความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกกาลีที่มีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อรวมปรากฏการณ์ที่กล่าวข้างต้นกับอัตราการระเหยน้ำที่เพิ่มขึ้น (ดังที่ได้อธิบายก่อนหน้านี้) จะส่งผลให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าลดลง (ตามสมการที่ 3.4) ในกรณีของอัตราการป้อนข้าวเปลือก พบว่าค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนข้าวเปลือกด้วยเหตุผลเช่นเดียวกับกรณีของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (ดูรูปที่ 4.3)

เมื่อพิจารณาปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_r (ดูรูปที่ 4.4) พบว่าการนำอากาศร้อนกลับมาใช้ใหม่ในปริมาณที่มาก (R_r มีค่ามาก) จะทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีแนวโน้มลดลงอย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่เป็นอากาศที่มีความชื้น (จากการระเหยของน้ำในข้าวเปลือก) ศักยภาพในการถ่ายเทความร้อนให้แก่ข้าวเปลือกจึงลดลง ส่งผลให้ความชื้นระเหยออกจากข้าวเปลือกได้น้อยลงดังที่กล่าวไว้ก่อนหน้านี้ (ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรขึ้นกับปริมาณน้ำที่ระเหยออกจากข้าวเปลือก)



รูปที่ 4.3 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

(ก) $R_r = 0\%$ (ข) $R_r = 20\%$ และ (ค) $R_r = 40\%$



รูปที่ 4.4 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

(ก) $W_p = 80$ kg dry solid/h (ข) $W_p = 100$ kg dry solid/h และ (ค) $W_p = 120$ kg dry solid/h

จากตารางที่ 4.1 จะเห็นว่า ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่าอยู่ในช่วง 3358 ถึง 6871 $\text{W/m}^3 \text{K}$ โดยค่าสูงสุดของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร ($6871 \text{ W/m}^3 \text{K}$) เกิดขึ้นเมื่ออบแห้งที่ $T = 100^\circ \text{C}$ $W_p = 120 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ และ $R_r = 0\%$ เมื่อเปรียบเทียบกับสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่รายงานโดย [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) พบว่ามีค่าไม่ต่างกันมากนักอย่างไรก็ตามค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้กลับมีค่ามากกว่าเมื่อเทียบกับค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้จากเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำของ [Sathapornprasath et al. \(2007\)](#) และ [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 354 ถึง 842 $\text{W/m}^3 \text{K}$ และ 354 ถึง 4593 $\text{W/m}^3 \text{K}$ ตามลำดับ ทั้งนี้อาจมีสาเหตุมาจากปริมาณน้ำที่ระเหยออกจากวัสดุในงานวิจัยนี้มีค่ามากกว่า (เนื่องจากมีอัตราการป้อนวัสดุที่มากกว่า) ซึ่งส่งผลให้อากาศที่ออกจากห้องอบแห้งมีความชื้นมากกว่าซึ่งเป็นผลให้ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกกาลีทิมมีค่าต่ำกว่า

4.3 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบ

ตารางที่ 4.2 แสดงเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ จะเห็นว่าเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบมีค่าอยู่ในช่วง 1.4 ถึง 2.1 s ในงานวิจัยนี้ อุณหภูมิอากาศขาเข้าและปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_r ไม่ส่งผลกระทบต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบอย่างไรก็ตามอัตราการป้อนข้าวเปลือกกลับเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลโดยตรงต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้ง กล่าวคือ การเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนข้าวเปลือกจะทำให้เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้น (ข้าวเปลือกอยู่ในระบบนานขึ้น) ทั้งนี้เป็นเพราะปริมาณข้าวเปลือกที่ค้างในระบบ (m_p) มีค่าเพิ่มขึ้น (ปริมาณข้าวเปลือกที่ค้างในระบบแปรผันโดยตรงกับอัตราการป้อนข้าวเปลือก) ซึ่งนั่นก็เป็นหนึ่งในเหตุผลที่ทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือก (ดังที่กล่าวไว้ก่อนหน้านี้)

ตารางที่ 4.2 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ

T (°C)	W _p (kg _{dry solid} /h)	R _r (%)	Mean residence time of particles (s)
100	80	0	1.4 ± 0.2 ^a
		20	1.4 ± 0.1 ^a
		40	1.4 ± 0.3 ^a
	100	0	1.8 ± 0.2 ^{abc}
		20	1.8 ± 0.4 ^{abc}
		40	1.9 ± 0.1 ^{bc}
	120	0	2.1 ± 0.2 ^c
		20	2.1 ± 0.2 ^c
		40	2.2 ± 0.3 ^c
120	80	0	1.4 ± 0.3 ^a
		20	1.4 ± 0.3 ^a
		40	1.5 ± 0.2 ^{ab}
	100	0	1.8 ± 0.1 ^{abc}
		20	1.8 ± 0.2 ^{abc}
		40	1.9 ± 0.3 ^{bc}
	120	0	2.1 ± 0.2 ^c
		20	2.1 ± 0.4 ^c
		40	2.1 ± 0.1 ^c
140	80	0	1.4 ± 0.1 ^a
		20	1.4 ± 0.2 ^a
		40	1.4 ± 0.2 ^a
	100	0	1.8 ± 0.3 ^{abc}
		20	1.8 ± 0.2 ^{abc}
		40	1.9 ± 0.2 ^{bc}
	120	0	2.1 ± 0.3 ^c
		20	2.1 ± 0.1 ^c
		40	2.1 ± 0.2 ^c

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในกลุ่มนี้เดียวกันหมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (p < 0.05)

4.4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ

ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ แสดงให้เห็นในตารางที่ 4.3 ในกรณีของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของพัดลมแรงดันสูง (SEC_{blower}) พบว่า SEC_{blower} ลดลงเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้าเพิ่มขึ้น เนื่องจากการใช้อุณหภูมิของอากาศขาเข้าที่สูงจะทำให้อัตราการระเหยน้ำออกจากข้าวเปลือกมีค่ามาก ด้วยเหตุที่พัดลมแรงดันสูงที่ใช้ในงานวิจัยนี้ต้องการพลังงานใน

อัตราคงที่ในทุกเงื่อนไขการทดลอง (ใช้ความเร็วของอากาศค่าเดียว) อัตราการระเหยน้ำที่มากกว่าจะส่งผลให้ SEC_{blower} มีค่าน้อยกว่าเช่นกัน เนื่องจากอัตราการป้อนข้าวเปลือกไม่ส่งผลกระทบต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรดังที่กล่าวก่อนหน้านี้ SEC_{blower} ที่อัตราการป้อนข้าวเปลือกค่าต่าง ๆ จึงค่าไม่ต่างกันในงานเดียวกัน ปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_r ไม่ส่งผลต่อ SEC_{blower} อย่างชัดเจน

ในกรณีของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของชุดทำความร้อน (SEC_{heater}) พบว่า SEC_{heater} ลดลงเมื่ออัตราการป้อนข้าวเปลือกเพิ่มขึ้นซึ่งเป็นผลจากปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกที่ระเหยออกมากกว่า อย่างไรก็ตาม ผลกระทบของอุณหภูมิอากาศขาเข้าที่มีต่อ SEC_{heater} กลับให้ผลในทางตรงกันข้าม กล่าวคือ SEC_{heater} จะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้ามีค่าสูง (อบแห้งด้วยอุณหภูมิสูง) ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้าต้องทำงานถี่กว่า (ใช้พลังงานมากกว่า) เมื่อเทียบกับกรณีใช้อุณหภูมิของอากาศขาเข้าต่ำ (อบแห้งด้วยอุณหภูมิต่ำ) นอกจากนี้ยังพบว่าปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่หรือ R_r ที่เพิ่มขึ้น (นำอากาศร้อนกลับมาใช้ใหม่มากขึ้น) จะทำให้ SEC_{heater} มีค่าลดลงอย่างชัดเจน ทั้งนี้เป็นเพราะชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้ามีการทำงานลดลงอันเนื่องจากอากาศที่เข้าสู่ชุดทำความร้อนมีอุณหภูมิสูงขึ้นเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่มีการนำอากาศร้อนกลับมาใช้ ($R_r = 0$) หรือกรณีที่นำอากาศร้อนกลับมาใช้ใหม่น้อยกว่า

เมื่อพิจารณาความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะรวมของเครื่องอบแห้ง (SEC_{total}) ซึ่งเป็นผลรวมของ SEC_{blower} และ SEC_{heater} จะพบว่า มีค่าอยู่ในช่วง 4.4 ถึง 7.3 MJ/kg_{water} โดยค่าต่ำสุดของ SEC_{total} เกิดขึ้นเมื่ออบแห้งที่ $T = 100^\circ\text{C}$ $W_p = 120 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ และ $R_r = 40\%$ ผลที่ได้ยังแสดงให้เห็นว่าการนำปริมาณอากาศร้อนนำกลับมาใช้ใหม่ในปริมาณที่มาก (R_r มาก) จะส่งผลให้ SEC_{total} ลดลงอย่างชัดเจน สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่าประสิทธิภาพการใช้พลังงานในกระบวนการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้นหากมีการนำปริมาณอากาศร้อนนำกลับมาใช้ใหม่แทนที่จะปล่อยทิ้ง โดยจากตารางที่ 4.3 พบว่า การนำอากาศร้อนกลับมาใช้ใหม่สามารถลดการใช้พลังงานได้สูงสุด (สำหรับงานวิจัยนี้) ประมาณ 20% ซึ่งเกิดขึ้นเมื่อนำอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่สูงสุด (40%) เมื่อเปรียบเทียบค่า SEC_{total} ที่ได้จากเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 5.6 ถึง 9.7 MJ/kg_{water} พบว่า SEC_{total} ที่ได้ในงานวิจัยนี้มีค่าต่ำกว่าเล็กน้อย แต่เมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) ซึ่ง SEC_{total} มีค่าอยู่ในช่วง 5.11 ถึง 11.21 MJ/kg_{water} พบว่า SEC_{total} ที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่าต่ำกว่าอย่างชัดเจน

ตารางที่ 4.3 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง

T (°C)	W _p (kg _{dry solid} /h)	R _r (%)	SEC _{blower} (MJ/kg _{water})	SEC _{heater} (MJ/kg _{water})	SEC _{total} (MJ/kg _{water})	Energy saving* (%)
100	80	0	2.8	3.3	6.1	0
		20	2.8	2.5	5.3	13
		40	2.9	2.0	4.9	20
	100	0	2.7	2.6	5.3	0
		20	2.7	2.0	4.7	11
		40	2.8	1.7	4.5	15
	120	0	2.7	2.4	5.1	0
		20	2.9	1.6	4.5	12
		40	2.9	1.5	4.4	14
120	80	0	2.5	4.4	6.9	0
		20	2.5	3.3	5.8	15
		40	2.5	3.2	5.7	17
	100	0	2.4	4.3	6.7	0
		20	2.5	3.3	5.8	14
		40	2.5	3.1	5.6	17
	120	0	2.5	3.8	6.3	0
		20	2.6	3.0	5.6	12
		40	2.6	2.8	5.5	13
140	80	0	2.3	5.0	7.3	0
		20	2.3	4.1	6.4	12
		40	2.4	3.5	5.9	19
	100	0	2.3	4.8	7.1	0
		20	2.3	4.0	6.3	11
		40	2.3	3.7	6.1	15
	120	0	2.3	4.4	6.6	0
		20	2.3	3.5	5.8	12
		40	2.4	3.3	5.7	14

* เทียบกับกรณีไม่มีการนำอากาศร้อนกลับมาใช้ใหม่ (R_r = 0)

หากเปรียบเทียบเฉพาะค่า SEC_{heater} ที่ได้จากงานวิจัยนี้กับค่า SEC_{heater} ที่ได้จากเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกชนิดอื่น ๆ จะพบว่า SEC_{heater} ที่ได้จากงานวิจัยนี้ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 1.5 ถึง 4.8 MJ/kg_{water} มีค่าอยู่ในระดับเดียวกับพลังงานความร้อนที่ใช้ในกรณีของเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบตระดับห้องปฏิบัติการ (Madhiyanon and Soponronnarit, 2005) และระดับอุตสาหกรรม (Madhiyanon et al., 2001) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 5 ถึง 6 MJ/kg_{water} และ 3.5 ถึง 7 MJ/kg_{water} ตามลำดับ นอกจากนี้ SEC_{heater} ที่

ได้จากงานวิจัยนี้ยังอยู่ในระดับเดียวกับพลังงานความร้อนที่ใช้กับเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไดซ์-เบดเชิงพาณิชย์ (Soponronnarit, 1999) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 2.21 ถึง 7.8 MJ/kg_{water}

4.5 คุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้ง

ตารางที่ 4.4 แสดงผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อคุณภาพของข้าวซึ่งแสดงในเทอมของร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ (Relative head rice yield) และความขาวสัมพัทธ์ (Relative whiteness) โดยค่าของร้อยละต้นข้าวและความขาวของข้าวอ้างอิง (Reference sample) ซึ่งได้จากข้าวเปลือกที่แห้งโดยธรรมชาติมีค่าประมาณ 53% และ 44 ตามลำดับ

ตารางที่ 4.4 คุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ

T (°C)	W _p (kg _{dry solid} /h)	R _r (%)	Relative head rice yield (%)	Relative whiteness (%)
100	80	0	93.6	98.3
		20	93.5	97.8
		40	93.4	98.6
	100	0	93.4	98.5
		20	92.9	97.4
		40	92.1	99.4
	120	0	93.3	98.7
		20	93.1	99.7
		40	93.0	98.6
120	80	0	93.2	97.7
		20	93.0	97.3
		40	92.9	99.5
	100	0	93.0	98.1
		20	92.8	97.3
		40	92.6	98.4
	120	0	92.8	98.4
		20	91.8	99.4
		40	90.0	99.0
140	80	0	92.6	97.1
		20	89.7	98.5
		40	88.3	98.8
	100	0	88.6	99.3
		20	88.4	99.7
		40	88.1	97.6
	120	0	89.6	99.0
		20	88.5	98.4
		40	88.5	99.5

จะเห็นว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะมีร้อยละต้นข้าวลดลงในทุกเงื่อนไขการอบแห้งเมื่อเทียบกับข้าวอ้างอิง (ข้าวเปลือกที่แห้งด้วยอากาศแวดล้อม) หากพิจารณาผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อร้อยละต้นข้าวจะพบว่า อุณหภูมิของอากาศขาเข้าที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ร้อยละต้นข้าวมีค่าต่ำลง สังเกตจากค่าร้อยละต้นข้าวสัมพัทธ์ที่มีค่าลดลง ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากการใช้อุณหภูมิของอากาศขาสูงจะทำความชื้นภายในข้าวเปลือกเคลื่อนที่ออกอย่างรวดเร็วจนเป็นผลให้เกิดความเค้นมากในเมล็ดข้าว และทำให้ข้าวเกิดการแตกร้าวภายในซึ่งส่งผลให้เกิดการแตกหักได้ง่ายระหว่างกระบวนการสี (Poomsa-ad et al., 2005) โดยรูปที่ 4.5 แสดงลักษณะโครงสร้างของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยอุณหภูมิของอากาศขาเข้าค่าต่าง ๆ จะเห็นว่าโครงสร้างข้าวจะปรากฏรอยแตกร้าวให้เห็นมากเมื่ออบแห้งโดยใช้อุณหภูมิของอากาศขาสูง



(ก)



(ข)



(ค)

รูปที่ 4.5 โครงสร้างของข้าวที่เกิดการแตกร้าวหลังการอบแห้ง
(ก) 100 °C (ข) 120 °C และ (ค) 140 °C

ถึงแม้ว่า ข้าวเปลือกจะมีโอกาสชนหรือกระแทกกันเองมากขึ้นเมื่อใช้อัตราการป้อนข้าวเปลือกมาก (ปริมาณข้าวเปลือกในระบบมีมาก) ซึ่งส่งผลทำให้ร้อยละต้นข้าวมีค่าลดลง แต่ผลการทดลองที่ได้ในงานวิจัยนี้กลับแสดงให้เห็นว่า อัตราการป้อนข้าวเปลือกที่เพิ่มขึ้นไม่ส่งผลให้ร้อยละต้นข้าวมีค่าลดลงมาก

นัก ซึ่งอาจเนื่องจากความเร็วของอากาศร้อนที่ใช้ในงานวิจัยนี้มีค่าไม่สูงมาก ผลที่ได้จากตารางที่ 4.4 ยังแสดงให้เห็นว่า ปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ไม่ส่งผลต่อร้อยละต้นข้าวมากนัก

ในแง่ของความขาว พบว่า ความขาวของข้าวที่อบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในทุกระยะการอบแห้งมีค่าไม่ต่างจากความขาวของข้าวอ้างอิงมากนัก (ความขาวลดลงเพียงเล็กน้อย) สังเกตจากค่าความขาวสัมพัทธ์มีค่าค่อนข้างสูง ทั้งนี้อาจเป็นผลจากระยะเวลาการอบแห้งที่สั้นมาก (ถึงแม้ว่าจะใช้อุณหภูมิอบแห้งที่สูงก็ตาม) นั่นแสดงให้เห็นว่า ในงานวิจัยนี้ ทั้งอุณหภูมิของอากาศเข้า อัตราการป้อนข้าวเปลือก และปริมาณอากาศร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่ไม่ส่งผลกระทบต่อความขาวของข้าวเช่นกัน

บทที่ 5

ผลการทดลองและวิจารณ์

เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (การทดลองครั้งที่ 2)

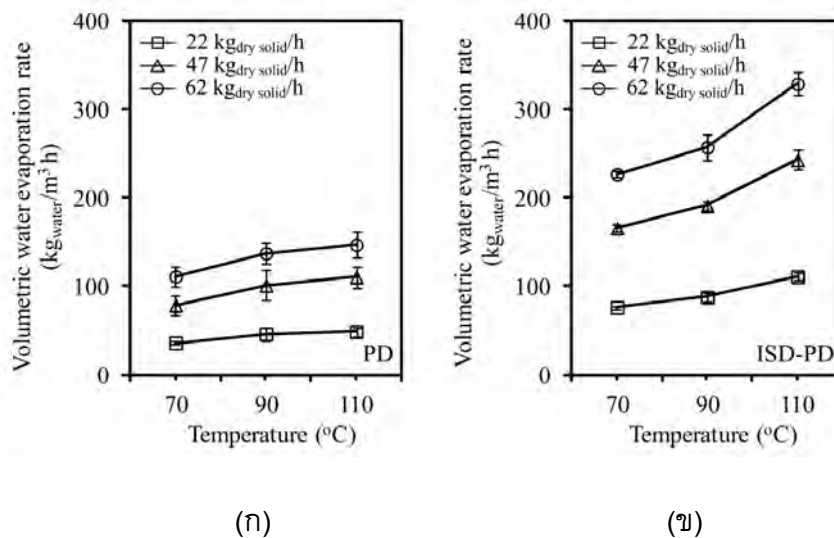
บทนี้จะแสดงผลการทดลองในกรณีเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ผลการทดลองจะเปรียบเทียบให้เห็นอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) และอัตราการป้อนข้าวเปลือกที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำ (ในที่นี้คือ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของระบบ) และคุณภาพของข้าวที่ได้ (ในที่นี้คือ ร้อยละต้นข้าวและความขาว) โดยเปรียบเทียบผลการทดลองต่าง ๆ ข้างต้นที่ได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมอย่างเดียวซึ่งต่อจากนี้จะเรียกว่าระบบ PD กับผลการทดลองที่ได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมซึ่งต่อจากนี้จะเรียกว่าระบบ ISD-PD ผลที่ได้จะทำให้ทราบถึงข้อดีของการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำมาใช้เป็นเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกขึ้นต้นก่อนจะนำข้าวเปลือกที่ได้ไปอบแห้งต่อด้วยเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม

5.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

รูปที่ 5.1 แสดงผลกระทบของอุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) และอัตราการป้อนข้าวเปลือกที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของกรณี PD และ ISD-PD จะเห็นว่า ผลที่ได้เป็นตามที่คาดการณ์ กล่าวคือ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรทั้งสองกรณีมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้ามีค่าสูงขึ้น (ดูตารางที่ 5.1 ประกอบ) ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้ามีค่าสูงขึ้น ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศซึ่งใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้งและอุณหภูมิผิวของข้าวเปลือก (อุณหภูมิกระเปาะเปียก) จะมีค่าสูงขึ้น ส่งผลให้แรงขับเคลื่อนสำหรับการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวล (ความชื้น) มีค่ามากขึ้นตามไปด้วย อิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศขาเข้าส่งผลอย่างชัดเจนสำหรับกรณี ISD-PD (เมื่อเทียบกับกรณี PD) ซึ่งอาจเป็นผลมาจากการลดลงของความชื้นที่มากกว่า (อัตราการลดลงของความชื้นสูงกว่า) ในช่วงแรกที่ข้าวเปลือกถูกอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำ

เมื่อพิจารณาอิทธิพลของอัตราการป้อนข้าวเปลือกตามรูปที่ 5.1 จะพบว่า ถึงแม้ความชื้นของอากาศขาเข้าสำหรับทั้งกรณี PD และ ISD-PD จะเพิ่มขึ้นตามอัตราการป้อนข้าวเปลือก (เนื่องจากข้าวเปลือกมีความชื้นหากข้าวเปลือกในระบบมีปริมาณมาก ภาระทางความชื้นก็จะมากตามไปด้วย) ซึ่งโดยปกติจะส่งผลให้แรงขับเคลื่อนสำหรับการถ่ายเทมวล (ในที่นี้คือความชื้นของข้าวเปลือก) ลดลง แต่การเพิ่มขึ้นของอัตราการ

ป้อนข้าวเปลือกในที่อุณหภูมิอากาศคงที่ ยังคงทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น (ดูตารางที่ 5.1) ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากความสามารถของเครื่องอบแห้งที่ใช้ในงานวิจัยนี้ยังคงมีค่ามากพอที่จะรองรับภาระในการระเหยความชื้นที่เข้ามาในระบบพร้อมกับข้าวเปลือกได้อีก นั่นหมายความว่าการทำงานของเครื่องอบแห้งยังไม่อยู่ภายใต้สภาวะอัน (Kitron et al., 1987) ซึ่งในทางปฏิบัติ เครื่องอบแห้งในงานวิจัยนี้ยังคงมีความสามารถที่จะเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือกได้อีก (หากไม่เกิดปัญหาการอุดตันในระบบซึ่งในงานวิจัยนี้ การอุดตันในระบบเกิดขึ้นที่อัตราการป้อนข้าวเปลือก 62 kg_{dry solid}/h) โดยหากอัตราการป้อนข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรจะมีค่าเพิ่มขึ้นเช่นกัน และในทำนองเดียวกันกับกรณีอุณหภูมิของอากาศขาเข้าที่อิทธิพลของอัตราการป้อนข้าวเปลือกส่งผลอย่างชัดเจนสำหรับกรณี ISD-PD (เมื่อเทียบกับกรณี PD) ซึ่งอาจเป็นผลมาจากข้าวเปลือกสามารถอยู่ในระบบ ISD-PD ได้นานกว่าทำให้มีระยะเวลาแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลกับตัวกลางในการอบแห้งมากกว่า นอกจากนี้ ความสามารถของระบบ ISD-PD จะสูงกว่าภาระในการระเหยความชื้นออกจากข้าวเปลือก



รูปที่ 5.1 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร

(ก) PD และ (ข) ISD-PD

จากตารางที่ 5.1 จะพบว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของระบบ PD และ ISD-PD มีค่าอยู่ในช่วง 36 ถึง 150 kg_{water}/m³ h และ 76 ถึง 329 kg_{water}/m³ h ตามลำดับ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดที่ 329 kg_{water}/m³ h เกิดขึ้นในกรณี ISD-PD ที่ T = 110 °C และ W_p = 62 kg_{dry solid}/h ในขณะที่อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรในกรณี ISD-PD จะมีค่ามากกว่ากรณี PD ในทุกเงื่อนไขการทดลอง สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่าการลดลงของความชื้นของข้าวเปลือก (ซึ่งสัมพันธ์โดยตรงกับระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบ) ที่ได้ในกรณี ISD-PD มีค่ามากกว่าที่ได้ในกรณี PD (ดูตารางที่ 5.1 สำหรับความแตกต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ) โดยระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบสำหรับกรณี ISD-PD จะมีค่ามากกว่าที่ได้ในกรณี PD อย่างเห็นได้ชัดซึ่งจะแสดงให้เห็นภายหลัง

ตารางที่ 5.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ

Drying method	T (°C)	W_p (kg _{dry solid} /h)	Volumetric water evaporation rate (kg _{water} /m ³ h)	$X_i - X_o$ (% d.b.)	Volumetric heat transfer coefficient (W/m ³ K)
PD	70	22	36 ± 2^a	3.2	660 ± 31^a
		47	79 ± 11^b	4.1	1508 ± 209^d
		62	111 ± 11^d	4.4	2325 ± 231^{efg}
	90	22	46 ± 8^a	3.3	709 ± 121^a
		47	101 ± 17^{cd}	4.2	1511 ± 251^d
		62	137 ± 12^e	4.6	2287 ± 198^{ef}
	110	22	49 ± 5^a	3.5	625 ± 66^a
		47	111 ± 12^d	4.4	1342 ± 143^{cd}
		62	150 ± 15^e	4.7	2123 ± 166^e
ISD-PD	70	22	76 ± 2^b	6.6	1183 ± 5^{bc}
		47	166 ± 4^f	6.6	2529 ± 91^g
		62	227 ± 3^h	6.8	3310 ± 133^h
	90	22	88 ± 5^{bc}	7.4	1099 ± 55^b
		47	191 ± 5^g	7.5	2368 ± 51^{fg}
		62	257 ± 15^j	7.7	3228 ± 100^h
	110	22	111 ± 4^d	9.3	1027 ± 30^b
		47	243 ± 11^{hi}	9.5	2309 ± 33^{efg}
		62	329 ± 13^k	9.7	3148 ± 12^h

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกันหมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$)

ในงานวิจัยนี้ ปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลงประเมินจากผลต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกซึ่งจากตารางที่ 5.1 พบว่า ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงจากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 3.2 ถึง 4.7 % (d.b.) และ 6.6 ถึง 9.7 % (d.b.) สำหรับกรณี PD และ ISD-PD ตามลำดับ นั่นหมายความว่าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก (วัดที่จุด G ของรูปที่ 3.2) จะมีค่าอยู่ในช่วง 23.3 ถึง 24.8 % (d.b.) และ 18.2 ถึง 21.4 % (d.b.) สำหรับกรณี PD และ ISD-PD ตามลำดับ ซึ่งเป็นการแสดงให้เห็นว่าการใช้ระบบ ISD-PD สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้มากกว่าการใช้ระบบ PD (เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมเพียงอย่างเดียว) เมื่อเปรียบเทียบค่าความชื้นที่ของข้าวเปลือกที่ลดลงหลังการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ [Nimmol and Devahastin \(2010\)](#) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 3.4 ถึง 7.7 % (d.b.) จะพบว่า ถึงแม้อุณหภูมิของอากาศเข้ามีค่าต่ำกว่า แต่ค่าความชื้นที่ของข้าวเปลือกที่ลดลงสำหรับกรณี ISD-PD กลับมีค่ามากกว่าซึ่งเป็นตัวบ่งชี้ให้เห็นถึงศักยภาพของการประหยัดพลังงานในกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกเมื่อนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาใช้เป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้น (จะอธิบายรายละเอียดภายหลัง) ค่าความชื้นที่ของข้าวเปลือกที่ลดลงสำหรับกรณี ISD-PD ยังมีค่ามากกว่าที่

ได้จากเครื่องอบแห้งแบบแบบสเปาเต็ตเบด (Madhiyanon et al., 2001) และเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบด (Tirawanichakul et al., 2002) นอกจากนี้ ระบบ ISD-PD ยังใช้เวลาในการอบแห้งข้าวเปลือกของน้อยกว่าส่งผลให้อัตราการอบแห้งมีค่าสูงกว่าด้วย

ตารางที่ 5.2 เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยระบบ ISD-PD กับเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ ซึ่งอัตราการอบแห้งที่กล่าวคำนวณจากปริมาณความชื้นที่ของข้าวเปลือกที่ลดลงและระยะเวลาที่ใช้อบแห้ง จะเห็นได้ว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 110 °C อัตราการอบแห้งที่คำนวณได้สำหรับระบบ ISD-PD มีค่ามากกว่าเมื่อเทียบกับอัตราการอบแห้งที่ได้จากเครื่องอบแห้งแบบแบบสเปาเต็ตเบดและเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบด เมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ Nimmol and Devahastin (2010) จะพบว่า ถึงแม้อัตราการอบแห้งที่คำนวณได้จะมีค่าไม่ต่างกันมากนัก แต่ปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลงเมื่ออบแห้งด้วยระบบ ISD-PD กลับมีค่ามากกว่าอย่างเห็นได้ชัด ทั้งนี้เป็นผลจากข้าวเปลือกมีเวลาอยู่ในระบบอบแห้งนานกว่าสำหรับกรณี ISD-PD ทำให้มีเวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลกับตัวกลางในการอบแห้งนานกว่า

ตารางที่ 5.2 เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

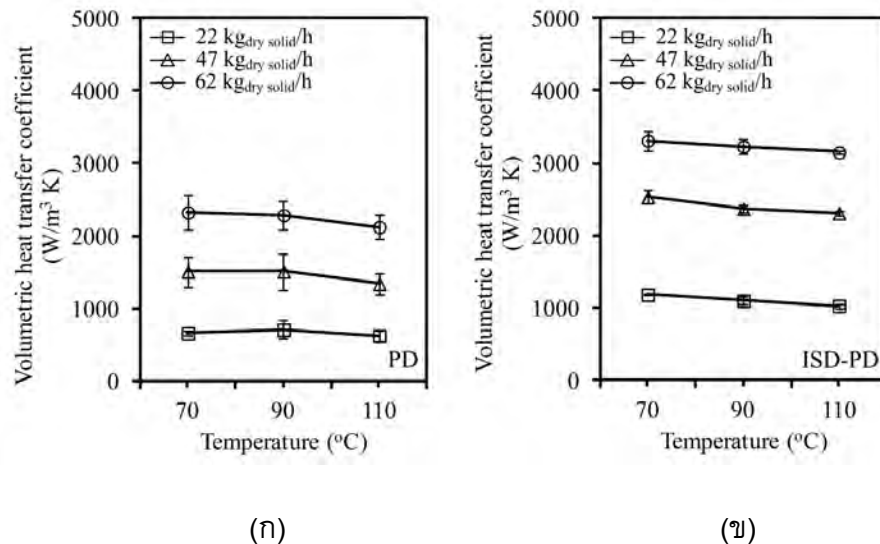
Drying method	T (°C)	$X_i - X_o$ (% d.b.)	Drying time* (s)	Drying rate (% d.b.) s ⁻¹
ISD-PD (งานวิจัยนี้)	110	9.7	3.2	3.0
ISD (Nimmol and Devahastin, 2010)	110	6.5	1.9	3.3
Spouted-bed dryer (Madhiyanon and Soponronnarit, 2005)	110	7.5	900	0.01
Fluidized-bed dryer (Tirawanichakul et al., 2002)	110	6.7	144	0.05

ระยะเวลาอบแห้ง (Drying time) ในกรณี ISD และ ISD-PD คือเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบ

5.2 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

รูปที่ 5.2 แสดงผลกระทบของอุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) และอัตราการป้อนข้าวเปลือกที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของกรณี PD และ ISD-PD จะเห็นว่า (ดูตารางที่ 5.1 ประกอบ) อุณหภูมิของอากาศขาเข้าไม่ส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร แต่อัตราการป้อนข้าวเปลือกกลับส่งผลอย่างชัดเจนต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร กล่าวคือ การเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือก (ที่อุณหภูมิของอากาศขาเข้าคงที่) ส่งผลให้

สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ สาเหตุของปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นจะเหมือนกับกรณีอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่กล่าวไปก่อนหน้านี้



รูปที่ 5.2 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร
(ก) PD และ (ข) ISD-PD

ตารางที่ 5.1 ได้แสดงให้เห็นว่า สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสำหรับกรณี PD และ ISD-PD ที่ได้จากการทดลองมีค่า 625 ถึง 2325 $W/m^3 K$ และ 1027 ถึง 3310 W/m^3 ตามลำดับ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดที่ได้มีค่าเท่ากับ 3310 W/m^3 ซึ่งเกิดขึ้นในกรณี ISD-PD ที่ $T = 70^{\circ}C$ และ $W_p = 62 \text{ kg dry solid/h}$ โดยสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสำหรับกรณี ISD-PD จะมีค่ามากกว่าที่ได้จากกรณี PD ในทุกเงื่อนไขการทดลอง ถึงแม้ว่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร (ซึ่งถือเป็นดัชนีบ่งชี้สมรรถนะของเครื่องอบแห้ง) สำหรับระบบ ISD-PD จะมีค่าน้อยกว่าเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ Nimmol and Devahastin (2010) แต่ก็ควรพิจารณาพลังงานที่ใช้ในกระบวนการอบแห้งประกอบด้วยซึ่งจะกล่าวภายหลัง

5.3 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบ

โดยทั่วไป เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบจะไม่ได้รับผลกระทบจากอุณหภูมิของอากาศขาเข้า (Nimmol and Devahastin, 2010) ดังนั้นเฉพาะผลกระทบของอัตราการป้อนข้าวเปลือกที่มีต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบจะถูกศึกษา ตารางที่ 5.3 แสดงเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ จะเห็นว่า สำหรับระบบ PD ข้าวเปลือกจะอยู่ในระบบเป็นเวลาประมาณ 1.7 ถึง 1.9 s ถึงแม้ว่าโดยทฤษฎี การเพิ่มอัตราการป้อนข้าวเปลือกจะทำให้ปริมาณข้าวเปลือกที่ค้างในระบบเพิ่มขึ้น ซึ่งส่งผลให้ข้าวเปลือกอยู่ในระบบนานขึ้น แต่ผลการวิเคราะห์ทางสถิติได้แสดงให้เห็นว่าอัตราการป้อน

ข้าวเปลือกไม่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบสำหรับงานวิจัยนี้ ในส่วนของระบบ ISD-PD ข้าวเปลือกจะอยู่ในระบบเป็นเวลาประมาณ 2.4 ถึง 2.6 s โดยอัตราการป้อนข้าวเปลือกไม่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบเช่นเดียวกัน ผลที่ได้จากตารางที่ 5.3 ยังแสดงให้เห็นว่าเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบสำหรับกรณี ISD-PD จะมีค่ามากกว่ากรณีอย่างมีนัยสำคัญ นั่นหมายความว่า การใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนเป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้นร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ISD-PD) จะช่วยให้เวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบเพิ่มขึ้น 0.6 ถึง 0.7 s (หรือประมาณ 33 ถึง 41%) ซึ่งเป็นเหตุผลที่ทำให้ปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกในกรณี ISD-PD ลดลงได้มากกว่า นั้นหมายความว่า ในกรณีนี้ เวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลต่อการลดลงของปริมาณความชื้นของข้าวเปลือก

ตารางที่ 5.3 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ

Drying method	W_p (kg _{dry solid} /h)	Mean residence time of particles (s)
PD	22	1.7 ± 0.3^a
	47	1.8 ± 0.2^a
	62	1.9 ± 0.1^a
ISD-PD	22	2.4 ± 0.2^b
	47	2.4 ± 0.2^b
	62	2.6 ± 0.2^b

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกันหมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$)

5.4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ

ตารางที่ 5.4 แสดงความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ เมื่อพิจารณาความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของพัดลมแรงดันสูง (SEC_{blower}) ทั้งในกรณีของระบบ ISD-PD และ PD จะพบว่า SEC_{blower} ลดลงเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้าเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เป็นเพราะการใช้อุณหภูมิของอากาศขาเข้าที่สูงจะทำให้อัตราการระเหยน้ำออกจากข้าวเปลือกมีค่ามาก ด้วยเหตุที่พัดลมแรงดันสูงที่ใช้ในงานวิจัยนี้ต้องการพลังงานในอัตราคงที่ในทุกเงื่อนไขการทดลอง อัตราการระเหยน้ำที่มากกว่าจะส่งผลให้ SEC_{blower} มีค่าน้อยกว่า นอกจากนี้ยังพบว่า อัตราการป้อนข้าวเปลือกที่เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ SEC_{blower} มีค่าลดลง ซึ่งมีสาเหตุมาจากปริมาณน้ำ (ความชื้น) ที่ระเหยออกจากข้าวเปลือกมีมากเมื่อปริมาณข้าวเปลือกอยู่ในระบบมาก (ดังที่กล่าวในหัวข้ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร) ถึงแม้ว่าพลังงานที่ต้องป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงในกรณี ISD-PD จะมีค่ามากกว่ากรณี PD อันเนื่องจากขนาดของพัดลมที่ใหญ่กว่า แต่ SEC_{blower} สำหรับกรณี ISD-PD กลับมีค่าน้อยกว่า ทั้งนี้เป็นผลมาจากอัตราการระเหยน้ำ (ซึ่งมีอิทธิพลต่ออย่างมากต่อค่า SEC_{blower}) ที่เกิดขึ้นในระหว่างการอบแห้งของระบบ ISD-PD มีค่าสูงกว่าของระบบ PD ดังที่กล่าวไว้ก่อนหน้านี้

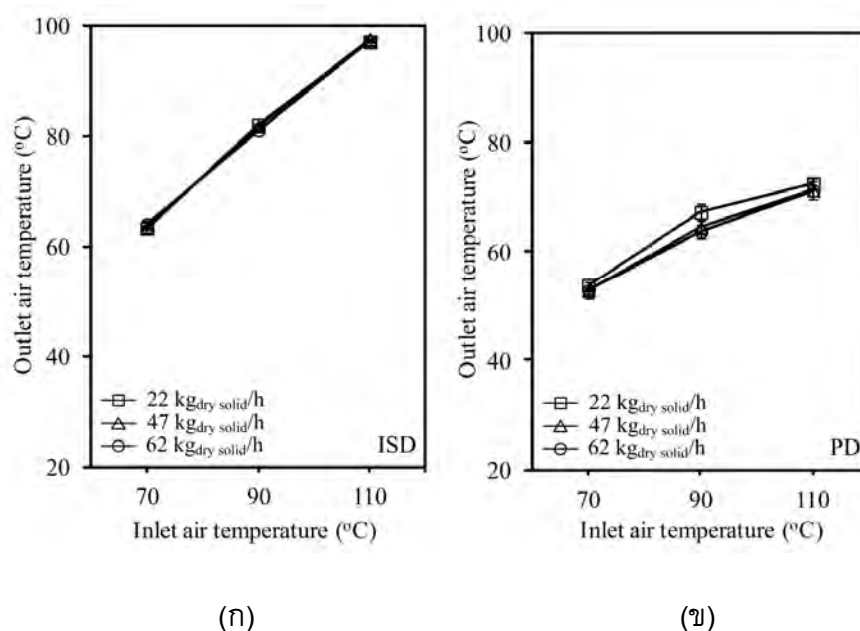
ตารางที่ 5.4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง

Drying method	T (°C)	W_p (kg _{dry solid} /h)	SEC_{blower} (MJ/kg _{water})	SEC_{heater} (MJ/kg _{water})	SEC_{total} (MJ/kg _{water})
PD	70	22	2.3	2.2	4.5
		47	2.1	2.2	4.3
		62	2.1	1.9	4.0
	90	22	2.0	2.2	4.4
		47	1.9	1.9	3.8
		62	1.9	1.5	3.4
	110	22	1.8	2.0	3.8
		47	1.7	1.9	3.6
		62	1.7	1.6	3.3
ISD-PD	70	22	2.2	0.9	3.1
		47	1.9	0.8	2.7
		62	1.9	0.7	2.6
	90	22	2.0	1.2	3.2
		47	1.9	1.1	3.0
		62	1.8	1.0	2.8
	110	22	1.6	1.6	3.2
		47	1.6	1.5	3.1
		62	1.5	1.4	2.9

สำหรับความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของชุดทำความร้อน (SEC_{heater}) พบว่าปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นคล้ายคลึงกับกรณี SEC_{blower} ยกเว้นผลกระทบของอุณหภูมิของอากาศขาเข้าที่มีต่อ SEC_{heater} กล่าวคือ ในกรณีของระบบ PD การเพิ่มอุณหภูมิของอากาศขาเข้าจะทำให้ SEC_{heater} มีค่าลดลง เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้าเพิ่มขึ้น อัตราการระเหยน้ำจะมีค่าเพิ่มขึ้นซึ่งส่งผลให้ SEC_{heater} มีค่าลดลง ดังกล่าว อย่างไรก็ตาม ปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นจะเป็นไปในทางตรงกันข้ามในกรณีของระบบ ISD-PD กล่าวคือ การเพิ่มอุณหภูมิของอากาศขาเข้าจะทำให้ SEC_{heater} มีค่าเพิ่มขึ้น ทั้งนี้อาจเป็นผลมาจากชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้าต้องทำงานมากกว่า (ในกรณีอุณหภูมิของอากาศขาเข้ามีค่าสูง) เพื่อรักษาระดับอุณหภูมิของอากาศให้มีค่าสูงตามที่กำหนด นอกจากนี้ยังพบว่า SEC_{heater} สำหรับระบบ ISD-PD จะมีค่ามากกว่าเมื่อเทียบกับระบบ PD ซึ่งอาจเป็นผลจากชุดทำความร้อนของระบบ ISD-PD มีพิภพขนาดใหญ่กว่าของระบบ PD เมื่อเปรียบเทียบ ให้ SEC_{heater} ของงานวิจัยนี้กับของงานวิจัยอื่นจะพบว่า SEC_{heater} ของทั้งระบบ ISD-PD และ PD ที่ได้ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 0.7 ถึง 1.6 MJ/kg_{water} จะมีค่าต่ำกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับ SEC_{heater} ของเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ตเบตในระดับห้องปฏิบัติการ (Madhiyanon and Soponronnarit, 2005) และเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ตเบตในระดับอุตสาหกรรม (Madhiyanon et al., 2001) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 2.5 ถึง 4.0 MJ/kg_{water} และ 3.1 ถึง 3.8 MJ/kg_{water} ตามลำดับ

เมื่อพิจารณาความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะรวมของเครื่องอบแห้ง (SEC_{total}) ซึ่งเป็นผลรวมของ SEC_{blower} และ SEC_{heater} จะพบว่า ค่า SEC_{total} ของระบบ PD และ ISD-PD มีค่าอยู่ในช่วง 3.3 ถึง 4.5 MJ/kg_{water} และ 2.6 ถึง 3.2 MJ/kg_{water} ตามลำดับ ค่าต่ำสุดของ SEC_{total} เท่ากับ 2.6 MJ/kg_{water} เกิดขึ้นเมื่ออบแห้งด้วยระบบ ISD-PD ที่ $T = 70^{\circ}C$ และ $W_p = 62 \text{ kg}_{dry \text{ solid}}/h$ ถึงแม้ว่า SEC_{total} ของระบบ PD และ ISD-PD จะที่ค่าไม่แตกต่างกัน แต่ปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกที่ลดลงหลังการอบแห้งด้วยระบบทั้งสองกลับต่างกันอย่างมาก นั้นแสดงให้เห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบกระแสนเป็นเครื่องมือหรือระบบที่มีประสิทธิภาพสูงในการนำมาใช้ (ในฐานะเครื่องอบแห้งขั้นต้น) เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมรวมถึงเครื่องอบแห้งชนิดอื่น

เพื่อประเมินโอกาสในการนำความร้อนจากอากาศที่ระบายออกจากเครื่องอบแห้งกลับมาใช้ประโยชน์ (เช่นเดียวกับกรณีที่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพังซึ่งแสดงในบทที่ 4) อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้ง (Outlet air temperature) ได้ถูกพิจารณาดังรูปที่ 5.3 จะเห็นได้จากรูปที่ 5.3(ก) ว่าอุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (วัดที่จุด E ของรูปที่ 3.2) เพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิของอากาศขาเข้าเพิ่มขึ้น ในขณะที่อัตราการป้อนข้าวเปลือกไม่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่ออุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้ง แนวโน้มเช่นนี้สามารถสังเกตได้เช่นเดียวกันในกรณีของเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (วัดอุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้งที่จุด H ของรูปที่ 3.2) ดังแสดงในรูปที่ 5.3(ข)



รูปที่ 5.3 อิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่ออุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้ง
(ก) ISD และ (ข) PD

ผลที่ได้ในรูปที่ 5.3 ยังแสดงให้เห็นว่า ที่อุณหภูมิของอากาศขาเข้าค่าเดียวกัน อุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะมีค่ามากกว่าเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ถึงแม้ว่าอุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้งสำหรับเครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะลดลงเพียงเล็กน้อยเมื่อเทียบกับอุณหภูมิของอากาศขาเข้า แต่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนกลับลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ดีมากกว่า สิ่งนี้เป็นการยืนยันให้เห็นถึงความสามารถที่สูงมากของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในการลดความชื้นของวัสดุ (ตามหลักการทำงานที่กล่าวในบทที่ 2) และด้วยเหตุที่อุณหภูมิของอากาศที่ออกจากเครื่องอบแห้งแบบกระแสนลดลงเพียงเล็กน้อยดังที่กล่าว จึงมีความเป็นไปได้ที่จะนำอากาศส่วนนี้ซึ่งยังคงมีศักยภาพทางความร้อนสูงกลับมาใช้ประโยชน์เพื่อลดการใช้พลังงานโดยรวมของกระบวนการอบแห้ง (กล่าวรายละเอียดแล้วในบทที่ 4)

5.5 คุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้ง

ตารางที่ 5.5 แสดงคุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ ในเทอมของของร้อยละต้นข้าวและความขาวในกรณีของร้อยละต้นข้าว โดยค่าของร้อยละต้นข้าวและความขาวของข้าวอ้างอิงซึ่งได้จากข้าวเปลือกที่แห้งโดยธรรมชาติมีค่าประมาณ 58% และ 40 ตามลำดับ

ในกรณีของร้อยละต้นข้าว พบว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งทั้งในกรณี PD และ ISD-PD มีค่าร้อยละต้นข้าวอยู่ในช่วง 36 ถึง 45% และ 28 ถึง 43% ตามลำดับ เมื่อเปรียบเทียบกับข้าวอ้างอิงพบว่าร้อยละต้นข้าวที่ได้จากการอบแห้งทั้งกรณี PD และ ISD-PD จะมีค่าต่ำกว่า โดยเฉพาะอย่างยิ่งที่อุณหภูมิของอากาศขาเข้าสูง (ใช้อุณหภูมิอบแห้งสูง) ทั้งนี้เป็นผลมาจากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงจะทำให้ความชื้นระเหยออกจากข้าวเปลือกได้เร็วจนทำให้เกิดความเค้นภายในเมล็ดข้าวมาก การแตกร้าวและการแตกหักของข้าวจึงเกิดขึ้นมากในระหว่างกระบวนการสีข้าว (Poomsa-ad et al., 2005) ร้อยละต้นข้าวที่ได้ยังลดลงเมื่ออัตราการป้อนข้าวเปลือกเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เป็นเพราะเมื่อใช้อัตราการป้อนข้าวเปลือกมาก ข้าวเปลือกมีโอกาสกระแทกกันเองมากกว่าในระหว่างการเคลื่อนที่ในระบบ ผลที่ได้สอดคล้องกับงานวิจัยของ Tirawanichakul et al. (2004) และ Kaensup et al. (2006a) ซึ่งอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไต์เบดและเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าเมื่อใช้อุณหภูมิของอากาศขาเข้าสูง ร้อยละต้นข้าวที่ได้จากการอบแห้งทั้งกรณี PD และ ISD-PD จะมีค่าค่อนข้างต่ำ ดังนั้นการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยระบบ PD และ ISD-PD จึงควรกระทำที่อุณหภูมิต่ำ

ในกรณีของความขาว พบว่า ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งทั้งในกรณี PD และ ISD-PD มีค่าอยู่ในช่วง 36 ถึง 38 และ 35 ถึง 38 ตามลำดับ จะเห็นว่าข้าวเปลือกที่ได้จากการอบแห้งในที่นี้จะมีค่าความขาวลดลง ถึงแม้ว่าโดยทั่วไป อุณหภูมิอบแห้งถือเป็นปัจจัยที่ส่งผลต่อค่าความขาวเป็นอย่างมาก แต่ในที่นี้อุณหภูมิอบแห้ง (หรืออุณหภูมิของอากาศขาเข้า) กลับส่งผลต่อค่าความขาวเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ที่เป็นเช่นนั้น

เนื่องจากข้าวเปลือกมีเวลาอยู่ในระบบอบแห้งน้อยมาก (ดูตารางที่ 5.3) อัตราการป้อนข้าวเปลือกไม่ส่งผลต่อความขาวของข้าวเช่นเดียวกันซึ่งอาจมีสาเหตุที่เวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบสั้นมากดังที่กล่าว

ตารางที่ 5.5 คุณภาพของข้าวที่ผ่านการอบแห้งที่เงื่อนไขต่าง ๆ

Drying method	T (°C)	W _p (kg _{dry solid} /h)	Final moisture content (% d.b.)	Head rice yield (%)	Whiteness
PD	70	22	24.8	45 ± 1 ^h	38 ± 1 ^a
		47	23.9	43 ± 1 ^{gh}	38 ± 1 ^a
		62	23.6	40 ± 1 ^{ef}	37 ± 1 ^a
	90	22	24.7	41 ± 2 ^{fg}	37 ± 2 ^a
		47	23.8	39 ± 1 ^{ef}	36 ± 2 ^a
		62	23.4	38 ± 1 ^{de}	37 ± 2 ^a
	110	22	24.5	40 ± 1 ^{ef}	36 ± 1 ^a
		47	23.6	38 ± 1 ^{de}	37 ± 2 ^a
		62	23.3	36 ± 1 ^{cd}	37 ± 2 ^a
ISD-PD	70	22	21.4	43 ± 2 ^{gh}	36 ± 1 ^a
		47	21.3	40 ± 2 ^{ef}	38 ± 1 ^a
		62	21.1	35 ± 1 ^{bc}	36 ± 1 ^a
	90	22	20.5	33 ± 2 ^b	36 ± 2 ^a
		47	20.4	30 ± 2 ^a	36 ± 2 ^a
		62	20.2	29 ± 1 ^a	35 ± 2 ^a
	110	22	18.7	28 ± 1 ^a	36 ± 3 ^a
		47	18.4	28 ± 2 ^a	36 ± 2 ^a
		62	18.2	28 ± 1 ^a	36 ± 2 ^a

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกันหมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (p < 0.05)

บทที่ 6

สรุปผลและข้อเสนอแนะ

6.1 สรุปผล

เครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนสำหรับลดความชื้นข้าวเปลือกได้ถูกพัฒนาในงานวิจัยนี้เพื่อลดการใช้พลังงานในกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือก นอกเหนือจากการพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนแล้ว งานวิจัยนี้ยังได้นำเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (ไม่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อน) ไปใช้ออบแห้งข้าวเปลือกพร้อมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาใช้เป็นเครื่องอบแห้งขั้นต้นสำหรับข้าวเปลือก โดยหลังการพัฒนาเครื่องอบแห้งแล้วเสร็จ ได้ทำการศึกษาผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสมรรถนะของระบบ (อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร และความสิ้นเปลืองพลังงานของระบบ) และคุณภาพของข้าวที่ได้ (ร้อยละต้นข้าวและความขาว) การศึกษาแบ่งออกเป็น 2 กรณี กล่าวคือ กรณีที่ 1 เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานตามลำพัง และกรณีที่ 2 เครื่องอบแห้งแบบกระแสนทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม

จากการศึกษาในกรณีที่ 1 พบว่า เครื่องอบแห้งแบบกระแสนสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ถึง 3.3 ถึง 6.0% (d.b.) ในระยะเวลาไม่เกิน 2.1 s ในขณะที่การนำอากาศร้อนกลับมาใช้ใหม่สามารถลดการใช้พลังงานได้สูงสุดประมาณ 20% ซึ่งเกิดขึ้นที่อัตราส่วนอากาศหมุนเวียน 40% โดยค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะต่ำสุดของกระบวนการอบแห้งมีค่า 4.4 MJ/kg_{water} สำหรับการศึกษาในกรณีที่ 2 พบว่าการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (ISD-PD) จะสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ถึง 6.6 ถึง 9.7% (d.b.) ในระยะเวลาอันสั้นเช่นกัน (2.4 ถึง 2.6 s) ส่งผลให้อัตราการอบแห้งมีค่าสูงมากเมื่อเทียบกับการใช้เครื่องอบแห้งชนิดอื่นที่ทำงานตามลำพัง และยังทำให้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการอบแห้งมีค่าสูงมาก โดยค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะต่ำสุดของกระบวนการอบแห้งที่ได้มีค่า 2.8 MJ/kg_{water} ในแง่ของคุณภาพของข้าวเปลือกที่ได้ พบว่าอุณหภูมิอบแห้งที่เพิ่มขึ้นถือเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่อการลดลงของร้อยละต้นข้าวที่ได้จากการศึกษาทั้ง 2 กรณี ในขณะที่ความขาวของข้าวที่ผ่านการอบแห้งกลับไม่ได้รับผลกระทบจากเงื่อนไขการอบแห้งที่ใช้มากนัก

สำหรับเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมสำหรับอบแห้งข้าวเปลือกในกรณีที่ 1 นั้น หากพิจารณาในแง่ของประสิทธิภาพการใช้พลังงานโดยอาศัยค่า SEC_{total} พบว่า การอบแห้งที่อุณหภูมิของอากาศขาเข้า 100 °C อัตราการป้อนข้าวเปลือก 120 kg_{dry solid}/h และอัตราส่วนอากาศหมุนเวียน 40% ถือเป็นเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุด อย่างไรก็ตามการอบแห้งที่อุณหภูมิของอากาศขาเข้า 100 °C ถือเป็นเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดเมื่อ

พิจารณาในแง่ของคุณภาพของข้าวที่ได้จากการอบแห้ง ส่วนในกรณีที่ 2 นั้น หากพิจารณาในแง่ของประสิทธิภาพการใช้พลังงาน พบว่า การอบแห้งด้วยระบบ ISD-PD ที่อุณหภูมิของอากาศเข้า 70°C และอัตราการป้อนข้าวเปลือก $62\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ ถือเป็นเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุด อย่างไรก็ตามการอบแห้งด้วยระบบ PD (ใช้เครื่องอบแห้งแบบพาหะลมอย่างเดียว) ที่อุณหภูมิของอากาศเข้า 70°C และอัตราการป้อนข้าวเปลือก $22\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ ถือเป็นเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดเมื่อพิจารณาในแง่ของคุณภาพของข้าวที่ได้จากการอบแห้ง

6.2 ข้อเสนอแนะ

ถึงแม้ว่าเครื่องอบแห้งแบบกระแสนสามารถลดความชื้นของข้าวได้มากโดยใช้เวลาเพียงเล็กน้อยเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งชนิดอื่น ส่งผลให้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานในกระบวนการอบแห้งมีค่าสูงทั้งที่ใช้งานเพียงลำพังหรือนำไปใช้ร่วมกับเครื่องอบแห้งชนิดอื่น รวมถึงคุณภาพของข้าวเปลือกที่ได้ยังอยู่ในระดับที่ยอมรับได้โดยเฉพาะหากอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิไม่สูงมากนัก อย่างไรก็ตาม เครื่องอบแห้งแบบกระแสนยังมีข้อจำกัดในการนำมาใช้อบแห้งข้าวเปลือกอยู่บ้างหากพิจารณาจากคุณภาพของข้าวโดยเฉพาะอย่างยิ่งร้อยละต้นข้าว กล่าวคือร้อยละต้นข้าวที่ได้อาจมีค่าลดลงหากใช้อุณหภูมิมอบแห้งสูงและอัตราการป้อนข้าวเปลือกมาก นอกจากนี้ การนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมาทำงานร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลมยังอาจทำให้ร้อยละต้นข้าวมีค่าลดลงได้ ถึงแม้ว่าจะให้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงก็ตาม ดังนั้น หากต้องการให้ร้อยละต้นข้าวมีค่าลดลงไม่มาก (ใกล้เคียงกับร้อยละต้นข้าวของข้าวอ้างอิง) อาจพิจารณานำข้าวหนึ่ง (ซึ่งมีความสามารถในการต้านทานการแตกร้าวและแตกหักได้ดี) มาอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบนี้ (ทั้ง 2 กรณี) ซึ่งจะช่วยลดการแตกร้าวและแตกหักของข้าวได้เป็นอย่างดี ส่งผลให้ร้อยละต้นข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตาม หากนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนไปในการลดความชื้นวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่นที่ไม่แตกหักง่ายระหว่างการอบแห้ง เช่น กากถั่วเหลือง หรือกากถั่วเขียว ก็จะทำให้ต้นทุนด้านพลังงานในกระบวนการอบแห้งลดลงโดยที่ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งมีคุณภาพอยู่ในระดับที่ยอมรับได้

ในแง่ของการพัฒนาต่อยอดในเชิงพาณิชย์นั้น อาจพิจารณานำความร้อนจากแหล่งพลังงานอื่นมาใช้ทดแทนพลังงานไฟฟ้าจากขดลวดความร้อน เช่น ความร้อนทิ้งจากกระบวนการทางอุตสาหกรรมเพื่อลดค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน รวมถึงจัดให้มีระบบป้อนวัสดุที่ทำงานอย่างต่อเนื่อง

เอกสารอ้างอิง

- Baker, C.G.J., McKenzie, K.A., 2005, "Energy consumption of industrial spray dryers," *Drying Technology*, 23, pp.365–386.
- Choicharoen, K., Devahastin, S., Soponronnarit, S., 2010, "Performance and energy consumption of an impinging stream dryer for high-moisture particulate materials," *Drying Technology*, 28, pp.20–29.
- Hung-Nguyen, L., Driscoll, R.H., Srzednicki, G., 2001, "Drying of high moisture content paddy in a pilot scale triangular spouted bed dryer," *Drying Technology*, 19 (2), pp.375–387.
- Inprasit, C., Noomhorm, A., 2001, "Effect of drying air temperature and grain temperature of different types of dryer and operation on rice quality," *Drying Technology*, 19 (2), pp.389–404.
- Jantaka, P., 2007, "Modification of an impinging stream dryer for agricultural waste: A case study using soy residue," M.Eng. Thesis, Department of Food Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand.
- Kaensup, W., Kulwong, S., Wongwises, S., 2006a, "A small-scale pneumatic conveying dryer of rough rice," *Drying Technology*, 24, pp.105–113.
- Kaensup, W., Kulwong, S., Wongwises, S., 2006b, "Comparison of drying kinetics of paddy using a pneumatic conveying dryer with and without a cyclone," *Drying Technology*, 24, pp.1039–1045.
- Kitron, A., Buchmann, R., Luzzatto, K., Tamir, A., 1987, "Drying and mixing of solids and particles residence time distribution in four impinging streams and multistage two impinging streams reactor," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 26, pp.2454–2461.
- Kitron, Y., Tamir, A., 1988, "Performance of a coaxial gas-solid two-impinging-streams (TIS) reactor: hydrodynamics, residence time distribution, and drying heat transfer," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 27, pp.1760–1767.

Kudra, T., Mujumdar, A.S., Meltser, V.L., 1995, "Impinging stream dryers," Handbook of Industrial Drying, 2nd edition, In Mujumdar, A.S. (Ed.), Marcel Dekker, New York, pp. 539–566.

Madhiyanon, T., Soponronnarit, S., 2005, "High temperature spouted bed paddy drying with varied downcomer air flows and moisture contents: Effects on drying kinetics, critical moisture content, and milling quality," Drying Technology, 23 (3), pp.473–495.

Madhiyanon, T., Soponronnarit, S., Tia, W., 2001, "Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer," Drying Technology, 19, pp.207–216.

Nimmol, C., Devahastin, S., 2010, "Evaluation of performance and energy efficiency of an impinging stream dryer for paddy," Applied Thermal Engineering, 30, pp.2204–2212.

Nimmol, C., Devahastin, S., Swasdisevi, T., Soponronnarit, S., 2007, "Drying and heat transfer behavior of banana undergoing combined low-pressure superheated steam and far-infrared radiation drying," Applied Thermal Engineering, 27, pp.2483–2494.

Poomsa-ad, N., Terdyothin, A., Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., 2005, "Investigations on head rice yield and operating time in the fluidized-bed drying process: Experiment and simulation," Journal of Stored Products Research, 41, pp.387–400.

Prachayawarakorn, S., Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., 2005, "Quality maintenance and economy with high-temperature paddy-drying process," Journal of Stored Products Research, 41, pp.333–351.

Sathapornprasath, K., Devahastin, S., Soponronnarit, S., 2004, "Effects of operating conditions on the overall performance of an air-and superheated steam-operated impinging stream dryer," Proceedings of the 15th International Symposium on Transport Phenomena, Bangkok, Thailand, pp.5–59.

Sathapornprasath, K., Devahastin, S., Soponronnarit, S., 2007, "Performance evaluation of an impinging stream dryer for particulate materials," Drying Technology, 25(6), pp.1121– 1128.

Soponronnarit, S., 1999, "Fluidised-bed paddy drying," Science Asia 25, pp.51–56.

Soponronnarit, S., Yapha, M., Prachayawarakorn, S., 1995, "Cross-flow fluidized bed paddy dryer: Prototype and commercialization," *Drying Technology*, 13 (8&9), pp.2207–2216.

Tamir, A., 1994, *Impinging-stream reactors*, Elsevier, Amsterdam.

Tamir, A., Elperin, I., Luzzatto, K., 1984, "Drying in a new two impinging streams reactor," *Chemical Engineering Science*, 39, pp.139–146.

Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warunyanond, W., Soponronnarit, S., 2002, "Effect of drying temperature on physical property of high and low amylose content paddy," *Proceedings of the International Conference on Innovation in Food Processing Technology and Engineering*, AIT, Bangkok, Thailand, December 11–13.

Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Warunyanond, W., Tungtrakul, P., Soponronnarit, S., 2004, "Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy," *Drying Technology*, 22 (7), pp.1731–1754.

Wachiraphansakul, S., Devahastin, S., 2007, "Drying kinetics and quality of okara dried in a jet spouted bed of sorbent particles," *LWT-Food Science and Technology*, 40, pp.207–219.

Xiao, Y.L., Eckehard, S., 2006, "Mean residence time and hold-up of solids in rotary kilns," *Chemical Engineering Science*, 61, pp. 5176–5181.

Yao, B., Berman, Y., Tamir, A., 1995, "Evaporative cooling of air in impinging streams," *AIChE Journal*, 41, pp. 1667–1675.

ภาคผนวก ก

บทความวิจัยเรื่อง

Drying of high-moisture paddy using a combined impinging stream and pneumatic drying system

ตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ

Drying Technology, Vol. 30, 2012, pp.1854–1862

Drying of High-Moisture Paddy Using a Combined Impinging Stream and Pneumatic Drying System

Chatchai Nimmol,¹ Kitti Sathapornprasath,² and Sakamon Devahastin³

¹Department of Materials Handling Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology North Bangkok, Wongsawang, Bangsue, Bangkok, Thailand

²Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Srinakharinwirot University, Ongkarak, Nakorn Nayok, Thailand

³Department of Food Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Tungkrui, Bangkok, Thailand

A system combining the principles of impinging stream drying and pneumatic drying (ISD-PD) for high-moisture paddy was developed to increase the energy efficiency of the drying process. The effects of inlet air temperature and paddy feed flow rate on the overall performance, in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient, and energy consumption of the system were then investigated. The dried paddy quality in terms of the head rice yield and whiteness was also assessed. The results were compared with those obtained from a system consisting only of a pneumatic dryer. It was found that an increase in the inlet air temperature and paddy feed flow rate led to an increase in the volumetric water evaporation rate. The volumetric heat transfer coefficient varied insignificantly with the inlet air temperature but increased with the paddy feed flow rate. The moisture content of paddy was reduced from its original value by 6.6 to 9.7% (db) within a very short period of time. The mean residence time of the paddy was increased by 33 to 41% via the use of the ISD-PD system, leading to moisture reduction rates 55–166% higher than those for the pneumatic dryer. The head rice yield decreased with an increase in the inlet air temperature and paddy feed flow rate. On the other hand, the effects of inlet air temperature and paddy feed flow rate on whiteness was not significant.

Keywords Flash dryer; Head rice yield; Residence time; Specific energy consumption; Volumetric heat transfer coefficient; Volumetric water evaporation rate; Whiteness

INTRODUCTION

Paddy is an important food crop worldwide. Before being processed, freshly harvested paddy needs to be dried to avoid quality deterioration by microorganisms and respiration during storage. Typical methods that have been used to dry paddy include high-temperature fluidized bed drying^[1,2] and spouted bed drying.^[3,4] Pneumatic dryers,

which have been used extensively for drying high-moisture particulate materials,^[5–7] is another alternative that can be used for paddy drying. Kaensup et al.^[8] investigated the use of a pneumatic dryer for paddy drying and noted that the moisture content of paddy could be rapidly reduced, especially at higher inlet air temperatures. Higher inlet air temperature, despite its advantages in terms of drying rate, however, may lead to dried paddy with excessive quality deterioration; that is, cracks and discoloration.

To increase the moisture reduction efficiency of a pneumatic dryer without the use of excessive inlet air temperatures, an impinging stream dryer, which has successfully been employed to remove the surface moisture from various high-moisture particulate materials,^[9–12] as a first-stage dryer is proposed. Nimmol and Devahastin^[13] recently showed that an impinging stream dryer alone can significantly reduce the moisture content of paddy within a very short time (1.8–2.4 s).

In this study, a system combining the principles of impinging stream drying and pneumatic drying (ISD-PD) was tested for drying freshly harvested paddy. The effects of various operating parameters—that is, inlet air temperatures of 70, 90, and 110°C and paddy feed flow rates of 22, 47, and 62 kg_{dry solid}/h—on the overall performance, in terms of the volumetric water evaporation rate, volumetric heat transfer coefficient, and energy consumption of the system were investigated. The mean residence time of paddy under several combinations of geometric and operating conditions was investigated and used to clarify the experimental results. The dried paddy quality in terms of head rice yield and whiteness was also assessed. The results were compared to those obtained from a system consisting only of a pneumatic dryer.

MATERIALS AND METHODS

Experimental Setup

A schematic diagram of the combined ISD-PD system is shown in Fig. 1. The system consisted of an impinging

Correspondence: Chatchai Nimmol, Department of Materials Handling Engineering, Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology North Bangkok, 1518 Pracharat 1 Road, Wongsawang, Bangsue, Bangkok 10800, Thailand; E-mail: ccnimmol@gmail.com

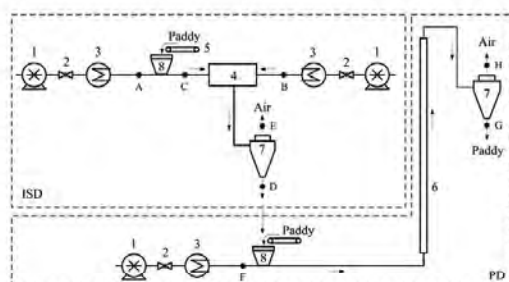


FIG. 1. Schematic diagram of the ISD-PD system: 1, high-pressure blowers; 2, globe valves; 3, electric heaters; 4, drying chamber (for impinging stream dryer); 5, belt feeders; 6, drying column (for pneumatic dryer); 7, cyclones; 8, hoppers.

stream dryer and a pneumatic dryer that were connected in series. The impinging stream dryer itself consisted of a drying chamber made of stainless steel with a volume of 0.0011 m^3 . Both inlet pipes of the drying chamber were 0.038 m in diameter. The impinging distance, which is the distance between the faces of the inlet pipes within the drying chamber, was maintained at 24 cm . The drying chamber and inlet pipes were well insulated with fiberglass insulator in order to minimize the influence of heat losses on the drying system performance. Two high-pressure blowers, each rated at 2.2 kW (model HB-529, CRELEC, Shanghai, China), which could deliver a maximum pressure of 220 mbar at an air flow rate of $5.2 \text{ m}^3/\text{min}$, were used to supply the air to the impinging stream dryer. The inlet air temperature (points A and B in Fig. 1) was controlled by two electric heaters, each rated at 15 kW , via the use of two independent proportional-integral-derivative (PID) controller (model DHC1 T-D, DHC, Wenzhou, China) with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$.

The pneumatic dryer consisted of a drying column made of stainless steel with an inner diameter of 0.038 m and a total length of 10 m . The drying column was also insulated with fiberglass insulator. A high-pressure blower rated at 1.75 kW (model HB-429, CRELEC), which could deliver a maximum pressure of 190 mbar at an air flow rate of $3.6 \text{ m}^3/\text{min}$, was used to convey paddy through the drying column. The inlet air temperature (point F in Fig. 1) was regulated by an electric heater rated at 9 kW , which was controlled by a PID controller.

The dry-bulb and wet-bulb temperatures (T_d and T_w , respectively) of the inlet and outlet air were measured (at points A and E for the impinging stream dryer and at points F and H for the pneumatic dryer) and recorded by a moisture sensor (model HM70, Vaisala, Helsinki, Finland). Air velocity in the system was adjusted by means of globe valves and measured by Pitot tubes (at points C

and B for the impinging stream dryer and at point F for the pneumatic dryer), which were connected to a multi-function measuring device (model 445, Testo, Lenzkirch, Germany) with an accuracy of $\pm 0.2 \text{ m/s}$. The paddy feed flow rate was controlled by adjusting the speed of a belt feeder, which received the paddy from a hopper located above the belt feeder. The speed of the belt feeder was adjusted by varying the revolution speed of a DC power motor installed at the end of the belt feeder. Cyclones were used to separate dried paddy from the exhaust air.

Materials

Paddy (Pathumthani 1 variety), provided by the Pathumthani Rice Research Center, Pathumthani, Thailand, was used as the test material. The condition of freshly harvested paddy with an initial moisture content of around 28% (db) was achieved by rewetting the paddy and keeping it at 4°C for 2 days. Prior to the start of each experiment, paddy was left under ambient conditions to obtain thermal equilibrium for 30 min .

Methods

For drying using only the pneumatic dryer, the high-pressure blower and electric heater were first switched on. The inlet air velocity was then adjusted to a desired value. After the temperature and velocity of the inlet air had reached the preselected values, the paddy was fed into the system via the belt feeder. Collection of dried paddy at the cyclone outlet (point G) was made at three different time intervals. It is important to note that collection of the dried paddy only began after the system had reached a steady-state condition. Experiments were conducted at drying temperatures (measured at point F) of 70 , 90 , and 110°C and the mass flow rates of paddy were 22 , 47 , and $62 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$.

For a combined ISD-PD experiment, the impinging stream dryer was operated following similar steps as those used for the pneumatic dryer. The inlet air temperature was measured at points A and B. Paddy at the exit port of the impinging stream dryer (point D) was continuously fed into the hopper of the pneumatic dryer; dried paddy was then collected at point G. Fixed inlet air velocities of 25 and 16 m/s were used in all experiments for the ISD and PD sections, respectively. Each sample collected was dried in a hot air oven at 103°C for 72 h ^[14] to determine its moisture content.

To determine the point where the system started to reach a steady state, the dry bulb and wet bulb temperatures at the outlet of the dryer (point H) were measured. The steady state was verified by determining whether the temperatures were constant. In this study, the outlet air temperature (for both impinging stream and pneumatic dryers) approached a constant value at about 270 s after

particle feeding began. The first sample collection was therefore performed after operating the system for 270 s.

Calculation of Volumetric Water Evaporation Rate and Volumetric Heat Transfer Coefficient

The performance of the dryers was evaluated in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient, which were calculated by the following equations:^[15,16]

$$N_v = \frac{W_p(X_i - X_o)}{V_r} \quad (1)$$

$$h_v = \frac{W_p \lambda (X_i - X_o)}{V_r \Delta T_{lm}} \quad (2)$$

where N_v is the volumetric water evaporation rate ($\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$); h_v is the volumetric heat transfer coefficient ($\text{W}/\text{m}^3 \text{ K}$); X is the moisture content of paddy (kg/kg , db); W_p is the feed flow rate of paddy ($\text{kg}_{\text{drysolid}}/\text{h}$); λ is the latent heat of vaporization (kJ/kg); V_r is the volume (m^3) of either the drying chamber of the impinging stream dryer or the drying column of the pneumatic dryer, which also includes the cyclones and particle feed pipes where the dry bulb and wet bulb temperatures of the inlet air were measured (see Fig. 1); and ΔT_{lm} is the logarithmic mean temperature difference between the inlet and outlet air ($^{\circ}\text{C}$), which was calculated by the following equation:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_d - T_w)_o - (T_d - T_w)_i}{\ln[(T_d - T_w)_o / (T_d - T_w)_i]} \quad (3)$$

where the subscripts o and i designate the outlet and inlet of the dryer, respectively.

V_r values of 0.0177 and 0.0197 m^3 were used to calculate the overall performance of the impinging stream and pneumatic dryers, respectively. The overall performance of the ISD-PD system was the summation of the overall performance data obtained from the ISD and PD experiments.

Determination of Paddy Mean Residence Time

The mean residence time of paddy was investigated to confirm the effects of various parameters on the dryer performance data. The mean residence time was calculated from the amount of the paddy holdup and paddy feed flow rate:^[17,18]

$$\tau = \frac{m_p}{W_p} \quad (4)$$

where τ is the mean residence time (s), m_p is the paddy holdup (kg), and W_p is the paddy feed flow rate (kg/s). Because the determination of the paddy mean residence

time involved much error, the experiments were repeated at least 10 times.

To evaluate the holdup, the system was first allowed to reach a steady state under each condition. Then, feeding of paddy into the system and operation of the high-pressure blowers were simultaneously stopped. The paddy was collected at the exit port of the cyclones and weighed to obtain the holdup.

Estimation of Specific Energy Consumption

The efficiency of energy utilization during drying was evaluated through the specific energy consumption (SEC), which is a measure of the energy required to remove 1 kg of water from a product being dried. The specific energy consumption was calculated by:^[19]

$$\text{SEC} = \frac{E}{m_w} \quad (5)$$

where SEC is the specific energy consumption of either the high-pressure blowers or the electric heaters ($\text{MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$), E is the measured electric energy consumption of either the high-pressure blowers or the electric heaters (MJ), and m_w is the amount of water removed (kg_{water}), which is the difference between the initial and final masses of the drying paddy. In this study, the total amount of water removed was calculated by:^[13]

$$m_w = W_p(X_i - X_o)t \quad (6)$$

where t is the drying time (h).

Quality Analysis of Paddy

The paddy quality in terms of head rice yield and whiteness was quantitatively evaluated in this study. Head rice is defined as a milled rice kernel with a length at least 80% of its original length. The method used to evaluate the head rice yield was that suggested by the Ministry of Agriculture and Cooperatives, Thailand.^[20] One hundred and twenty-five grams of a paddy sample was dehulled and milled. Head rice was subsequently separated from broken kernels by a sieving screen. The head rice yield was calculated by dividing the mass of head rice by the mass of initial paddy kernels. The whiteness of a milled rice sample was measured using a whiteness meter (model C300, Kett, Tokyo, Japan).

Statistical Analysis

All experiments were performed in duplicate except when specified otherwise; the results are reported as mean values with standard deviations. The experimental data were analyzed using an analysis of variance (ANOVA). Duncan's multiple range tests were used to establish multiple comparisons of the mean values; mean values were

considered at a 95% confidence level. The statistical program SPSS (version 16) was used to perform all statistical calculations.

RESULTS AND DISCUSSION

Volumetric Water Evaporation Rate

Figure 2 depicts the effects of inlet air temperature and paddy feed flow rate on the volumetric water evaporation rate of the PD and ISD-PD systems. It can be seen that the volumetric water evaporation rate increased with an increase in the inlet air temperature, as expected (see also Table 1). This is because a higher inlet air temperature led to a larger difference between the air temperature and the paddy surface temperature, which is the driving force for heat transfer (and mass transfer during the unhindered drying rate period). The effect is more obvious for ISD-PD. This is probably because the impinging stream dryer is efficient than the pneumatic dryer. The change in inlet air temperature therefore led to a more obvious change in the rate of moisture reduction in the impinging stream dryer, which in turn led to a more obvious change for the ISD-PD system.

Regarding the effect of the paddy feed flow rate, Fig. 2 shows that although the humidity of the air in the PD and ISD-PD systems increased with the paddy feed flow rate, which should have led to reduced driving force for mass transfer, an increase in the paddy feed flow rate at a fixed inlet air temperature still led to an increase in the volumetric water evaporation rate (see also Table 1). This was probably due to the fact that the capacity of the dryer exceeded the load required to evaporate water from the paddy entering the system. With more paddy entering the system, the volumetric water evaporation rate was thus higher. This implies that the choking point, as discussed by Kitron et al.,^[17] was not yet reached. Nevertheless, although the paddy flow rate could still be increased, the use of a paddy flow rate of 62 kg_{drysolid}/h led to partial clogging in the inlet pipe.

Again, the effect of paddy feed flow rate on the volumetric water evaporation rate was more obvious for the ISD-PD system. This was probably because moist paddy could remain in the ISD-PD system longer and hence a longer time was available for exchanging heat and mass with the drying air. The capacity of the ISD-PD system was also higher than the load required to evaporate water from the paddy.

The volumetric water evaporation rate of the pneumatic dryer was in the range 36–150 kg_{water}/m³ h compared to 76–329 kg_{water}/m³ h for the ISD-PD system. The highest value of the volumetric water evaporation rate of 329 kg_{water}/m³ h was noted during an ISD-PD experiment at $T = 110^\circ\text{C}$ and $W_p = 62 \text{ kg}_{\text{drysolid}}/\text{h}$. The volumetric water evaporation rate of the ISD-PD system was higher than that of the pneumatic dryer alone in all cases. This implies that the total amount of moisture reduction, which is strongly related to the mean residence time of paddy in the drying system, for the ISD-PD system was greater than that for the PD system (see Table 1 for the differences in the initial and final moisture contents of paddy under different drying conditions). The mean residence time of paddy in the ISD-PD system was indeed longer than that in the pneumatic dryer, as will be discussed later in the section on mean residence time of paddy.

The amount of moisture reduction was estimated from the differences between the initial and final moisture contents of paddy, and it was found that the moisture content of paddy decreased from its original values by 3.2 to 4.7% (db) and 6.6 to 9.7% (db) for PD and ISD-PD systems, respectively. This indicated that the final moisture content of paddy at the dryer outlet (point G, Fig. 1) was in the range 23.3–24.8% (db) and 18.2–21.4% (db) for PD and ISD-PD systems, respectively (see also Table 2 for the final moisture content of paddy). In Table 1 it can be seen that under the same drying conditions, the moisture reduction for the ISD-PD system was 55–166% higher than for the pneumatic dryer alone.

Compared to a moisture reduction in the range 3.4–7.7% (db) obtained for an impinging stream paddy dryer by Nimmol and Devahastin,^[13] it was found that, despite the use of lower drying temperatures, the moisture reduction obtained using the ISD-PD system was greater. This indicates significant potential for energy savings, as will be explained later in the section on specific energy consumption. The moisture reduction achievable by the ISD-PD system was also greater than that achievable with spouted bed^[21] and fluidized bed^[22] paddy dryers; the time required by the ISD-PD system was also substantially shorter, leading to significantly higher drying rates. Table 3 compares the drying rates of paddy, which were calculated from the amount of moisture reduction and drying time, undergoing different drying methods at 110°C . It can be seen that the calculated drying rates for the ISD-PD system were much higher than those for the spouted bed and fluidized bed dryers. It should be noted that although

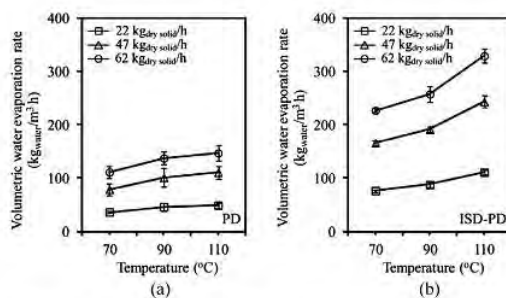


FIG. 2. Effects of operating parameters on the volumetric water evaporation rate under different drying conditions: (a) PD and (b) ISD-PD.

TABLE 1
Volumetric water evaporation rates and volumetric heat transfer coefficients under different drying conditions

Drying method	T (°C)	W_p (kg _{drysolid} /h)	Volumetric water evaporation rate (kg _{water} /m ³ h)	$X_i - X_o$ (% db) ^a	Volumetric heat transfer coefficient (W/m ² K)
PD	70	22	36 ± 2 ^a	3.2	660 ± 31 ^a
		47	79 ± 11 ^b	4.1	1,508 ± 209 ^d
		62	111 ± 11 ^d	4.4	2,325 ± 231 ^{efg}
	90	22	46 ± 8 ^a	3.3	709 ± 121 ^a
		47	101 ± 17 ^{cd}	4.2	1,511 ± 251 ^d
		62	137 ± 12 ^e	4.6	2,287 ± 198 ^{ef}
	110	22	49 ± 5 ^a	3.5	625 ± 66 ^a
		47	111 ± 12 ^d	4.4	1,342 ± 143 ^{cd}
		62	150 ± 15 ^e	4.7	2,123 ± 166 ^e
ISD-PD	70	22	76 ± 2 ^b	6.6	1,183 ± 5 ^{bc}
		47	166 ± 4 ^f	6.6	2,529 ± 91 ^g
		62	227 ± 3 ^h	6.8	3,310 ± 133 ^h
	90	22	88 ± 5 ^{bc}	7.4	1,099 ± 55 ^b
		47	191 ± 5 ^g	7.5	2,368 ± 51 ^{fg}
		62	257 ± 15 ^j	7.7	3,228 ± 100 ^h
	110	22	111 ± 4 ^d	9.3	1,027 ± 30 ^b
		47	243 ± 11 ^{hi}	9.5	2,309 ± 33 ^{efg}
		62	329 ± 13 ^k	9.7	3,148 ± 12 ^h

^a $X_i - X_o$ is the difference between the initial and final moisture contents of paddy.

Different letters in the same column indicate that the values were significantly different at a 95% confidence level ($p < 0.05$).

TABLE 2
Head rice yields and whiteness under different drying conditions

Drying method	T (°C)	W_p (kg _{drysolid} /h)	Final moisture content (% db)	Head rice yield (%)	Whiteness
PD	70	22	24.8	45 ± 1 ^h	38 ± 1 ^a
		47	23.9	43 ± 1 ^{gh}	38 ± 1 ^a
		62	23.6	40 ± 1 ^{ef}	37 ± 1 ^a
	90	22	24.7	41 ± 2 ^{fg}	37 ± 2 ^a
		47	23.8	39 ± 1 ^{ef}	36 ± 2 ^a
		62	23.4	38 ± 1 ^{de}	37 ± 2 ^a
	110	22	24.5	40 ± 1 ^{ef}	36 ± 1 ^a
		47	23.6	38 ± 1 ^{de}	37 ± 2 ^a
		62	23.3	36 ± 1 ^{cd}	37 ± 2 ^a
ISD-PD	70	22	21.4	43 ± 2 ^{gh}	36 ± 1 ^a
		47	21.3	40 ± 2 ^{ef}	38 ± 1 ^a
		62	21.1	35 ± 1 ^{bc}	36 ± 1 ^a
	90	22	20.5	33 ± 2 ^b	36 ± 2 ^a
		47	20.4	30 ± 2 ^a	36 ± 2 ^a
		62	20.2	29 ± 1 ^a	35 ± 2 ^a
	110	22	18.7	28 ± 1 ^a	36 ± 3 ^a
		47	18.4	28 ± 2 ^a	36 ± 2 ^a
		62	18.2	28 ± 1 ^a	36 ± 2 ^a

Different letters in the same column indicate that the values were significantly different at a 95% confidence level ($p < 0.05$).

TABLE 3
Drying rates of paddy undergoing different drying methods

Drying method and study	T ($^{\circ}\text{C}$)	$X_i - X_o$ (% db)	Drying time (s) ^a	Drying rate (% db) s^{-1}
ISD-PD (Present study)	110	9.7	3.2	3.0
ISD ^[9]	110	6.5	1.9	3.3
Spouted bed dryer ^[4]	110	7.5	900	0.01
Fluidized bed dryer ^[21]	110	6.7	144	0.05

^aDrying time for the ISD and ISD-PD systems is the mean residence time of particles in the system.

the drying rates of the ISD-PD system and the impinging stream dryer used by Nimmol and Devahastin^[13] were not much different, the total moisture reduction for the ISD-PD system was clearly greater. The reason was due to the fact that paddy could stay in the ISD-PD system longer and hence a longer time was available for heat and mass to exchange with the drying air.

Volumetric Heat Transfer Coefficient

Figure 3 illustrates the effects of inlet air temperature and paddy feed flow rate on the volumetric heat transfer coefficient of the PD and ISD-PD systems. It can be seen in this figure (see also Table 1) that the volumetric heat transfer coefficient changed insignificantly with the inlet air temperature, as expected. As can be clearly seen in Fig. 3 and Table 1, the volumetric heat transfer coefficient increased with an increase in the paddy feed flow rate at a fixed inlet air temperature. The reason for this phenomenon was the same as that for the volumetric water evaporation rate. A similar trend was again observed for the ISD-PD system (see Fig. 3b).

It can be seen in Table 1 that the values of the volumetric heat transfer coefficient of the pneumatic dryer were in the range 625–2,325 $\text{W}/\text{m}^3 \text{K}$ compared to 1,027–3,310 $\text{W}/\text{m}^3 \text{K}$ for the ISD-PD system. The highest value of the volumetric heat transfer coefficient of 3,310 $\text{W}/\text{m}^3 \text{K}$ was observed for the ISD-PD system at $T = 70^{\circ}\text{C}$ and

$W_p = 62 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$. Similar to the volumetric water evaporation rate, the volumetric heat transfer coefficient of the ISD-PD system was higher than that of the PD system in all cases. Compared to the results of Sathapornprasath et al.^[11] and Choicharoen et al.,^[12] for an impinging stream dryer, the volumetric heat transfer coefficients in this study were higher even when the drying air temperatures were lower. This was probably due to the larger amount of water evaporation. However, the volumetric heat transfer coefficients in this study (for both the PD and ISD-PD systems) were lower compared to the impinging stream drying results of Nimmol and Devahastin.^[13] This may be due to the fact that the paddy feed flow rate, which was used to calculate the volumetric heat transfer coefficient (see Eq. (2)), was much lower in this study. Although the volumetric heat transfer coefficient, which is an important index for considering the performance of the PD and ISD-PD systems, obtained in this study was lower, the energy required during the process should also be considered, as will be discussed later in the section on specific energy consumption.

Mean Residence Time of Paddy

Because the particle mean residence time in a drying system is generally not affected by the inlet air temperature,^[12,13] only the effect of the feed flow rate on the mean residence time of paddy was investigated. Table 4

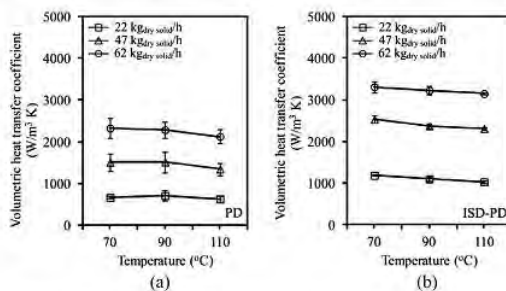


FIG. 3. Effects of operating parameters on the volumetric heat transfer coefficient under different drying conditions: (a) PD and (b) ISD-PD.

TABLE 4
Mean residence time of paddy under different drying conditions

Drying method	W_p ($\text{kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$)	Mean residence time (s)
PD	22	1.7 ± 0.3^a
	47	1.8 ± 0.2^a
	62	1.9 ± 0.1^a
ISD-PD	22	2.4 ± 0.2^b
	47	2.4 ± 0.2^b
	62	2.6 ± 0.2^b

Different letters in the same column indicate that the values were significantly different at a 95% confidence level ($p < 0.05$).

shows the mean residence time of paddy under selected drying conditions. For the pneumatic dryer, the mean residence time was in the range 1.7–1.9 s. Although an increase in the paddy feed flow rate should have led to an increase in the paddy holdup and hence longer mean residence time, statistical analysis showed that the effect of the paddy feed flow rate on the mean residence time was not significant. For the ISD-PD system, a mean residence time in the range 2.4–2.6 s was noted. The effect of the paddy feed flow rate on the mean residence time was also not significant. It should be noted from Table 4, however, that the mean residence time of paddy was significantly higher for the ISD-PD system. By using the combined system, the mean residence time of paddy was increased by 0.6–0.7 s (or 33–41%). This may be why a greater moisture reduction was achieved for the ISD-PD system. The paddy mean residence time was the most dominant factor influencing the amount of moisture reduction in this study.

Specific Energy Consumption

Table 5 shows the specific energy consumption of the dryers under different conditions. With regard to the specific energy consumption of the high-pressure blowers (SEC_{blower}), it was observed that SEC_{blower} decreased with an increase in the inlet air temperature. This was because a higher inlet air temperature led to a higher rate of water evaporation. Because the high-pressure blowers consumed a constant rate of electric energy under all conditions, a higher rate of water evaporation led to lower specific

energy consumption. It was also found that an increase in the paddy feed flow rate led to a decrease in SEC_{blower} . This was again because a higher paddy feed flow rate led to a higher rate of water evaporation. Although the total electric energy consumption of the high-pressure blower for the ISD-PD system was higher than that for the pneumatic dryer due to the higher power rating of the high-pressure blower, SEC_{blower} for the ISD-PD system was lower. This was due to the fact that the rates of water evaporation, which played a major role in SEC_{blower} for the ISD-PD system were higher than for the pneumatic dryer.

In terms of the specific energy consumption of the electric heaters (SEC_{heater}), the phenomenon was similar to that of the SEC_{blower} , except for the effect of inlet air temperature. For the pneumatic dryer, an increase in the inlet air temperature led to a decrease in SEC_{heater} . This was because at a higher inlet air temperature, the rate of water evaporation was higher, leading to lower specific energy consumption. However, the opposite trend was observed for the ISD-PD system; an increase in the inlet air temperature led to an increase in SEC_{heater} . This was probably because the electric heaters, which have higher power rating than the pneumatic dryer, were used more frequently when the inlet air temperature was higher. Overall, SEC_{heater} for the ISD-PD system was also higher than that of the pneumatic dryer. The higher power rating of the electric heaters in the ISD-PD system was the main cause of the aforementioned observation. Comparing the SEC_{heater} of

TABLE 5
Specific energy consumption of the drying processes

Drying method	T (°C)	W_p (kg _{drysolid} /h)	SEC_{blower} (MJ/kg _{water})	SEC_{heater} (MJ/kg _{water})	SEC_{total} (MJ/kg _{water})
PD	70	22	2.3	2.2	4.5
		47	2.1	2.2	4.3
		62	2.1	1.9	4.0
	90	22	2.0	2.2	4.4
		47	1.9	1.9	3.8
		62	1.9	1.5	3.4
	110	22	1.8	2.0	3.8
		47	1.7	1.9	3.6
		62	1.7	1.6	3.3
ISD-PD	70	22	2.2	0.9	3.1
		47	1.9	0.8	2.7
		62	1.9	0.7	2.6
	90	22	2.0	1.2	3.2
		47	1.9	1.1	3.0
		62	1.8	1.0	2.8
	110	22	1.6	1.6	3.2
		47	1.6	1.5	3.1
		62	1.5	1.4	2.9

the present system with the SEC of other paddy dryers, it was found that SEC_{heater} for both the PD and ISD-PD systems, which was in the range 0.7–1.6 MJ/kg_{water}, was much lower than those of laboratory-scale^[4] and industrial-scale spouted bed paddy dryers,^[21] which were in the range 2.5–4.0 and 3.1–3.8 MJ/kg_{water}, respectively.

The total specific energy consumption (SEC_{total}), which was calculated from the summation of SEC_{blower} and SEC_{heater} (see Table 5), of the pneumatic dryer was in the range 3.3–4.5 MJ/kg_{water} compared to 2.6–3.2 MJ/kg_{water} for the ISD-PD system. The lowest SEC_{total} of 2.6 MJ/kg_{water} was noted for the ISD-PD system at $T = 70^\circ\text{C}$ and $W_p = 62 \text{ kg}_{drysolid}/\text{h}$. Although SEC_{total} for the PD and ISD-PD systems were not much different, the amount of moisture reduction in the two systems was considerably different. This implies that an impinging stream dryer is an efficient means to increase the efficiency of a pneumatic dryer, and possibly other dryers as well, when it is used as a first-stage dryer to remove the surface moisture from a particulate material. Comparing SEC_{total} of the impinging stream dryer used by Nimmol and Devahastin^[13] of 5.1–11.2 MJ/kg_{water}, SEC_{total} in this study was much lower. This was probably because the present drying process was performed at lower inlet air temperatures, and the high-pressure blowers used in this study were smaller. This led to lower electric energy consumption for both the electric heaters and high-pressure blowers, which led to lower electric energy consumption. A similar trend was observed when comparing the results of this study to those for a pneumatic paddy dryer alone.^[8]

To evaluate the thermal energy recovery during the ISD-PD process, the effects of operating parameters on the outlet air temperature of the drying systems under different conditions were assessed and are shown in Fig. 4. It can be seen that the outlet air temperature of the impinging

stream dryer (measured at point E, Fig. 1) increased with an increase in the inlet air temperature, and the outlet air temperature changed insignificantly with the paddy feed flow rate. A similar trend was observed for the outlet air temperature of the pneumatic dryer (measured at point H, Fig. 1). It was also observed that, at the same inlet air temperature, the outlet air temperature of the impinging stream dryer was higher than that for the pneumatic dryer. Although the outlet air temperature for the impinging stream dryer decreased only slightly compared to the inlet air temperature, greater moisture reduction was achieved. Drying process intensification for the impinging stream dryer was therefore quite obvious. Due to the higher outlet air temperature, exhaust energy could be more easily recovered, resulting in an even lower energy requirement for the drying process.

Quality of Dried Paddy

Table 2 shows the head rice yield and whiteness of paddy dried at different conditions. The head rice yield and whiteness of the reference sample, obtained by drying paddy in the shade, were around 58% and 40, respectively.

The head rice yields for the PD and ISD-PD systems were in the range 36–45% and 28–43%, respectively. Compared to the reference sample, the head rice yield of all samples undergoing mechanical drying was lower, especially at higher inlet air temperatures. This was probably due to the fact that a higher inlet air temperature led to steeper moisture gradients within the paddy kernels.^[23] Consequently, higher stresses developed within the kernels, leading to more cracks during the milling process.^[24] The head rice yield also decreased with an increase in the paddy feed flow rate. This was because a higher feed flow rate led to more collisions among paddy kernels and hence a higher possibility of kernel breakage. Nevertheless, no broken kernels were visually observed at the dryer outlet; a small amount of dust was also observed at the cyclone outlet. The above observation was similar to that reported by Tirawanichakul et al.^[2] and Kaensup et al.^[25] during drying of paddy in a fluidized bed dryer and pneumatic dryer, respectively. Because the head rice yields at higher inlet air temperatures (for both PD and ISD-PD) were rather low, application of both PD and ISD-PD at higher inlet air temperatures is not recommended.

The values of whiteness for PD and ISD-PD were in the range 36–38 and 35–38, respectively. Although the drying temperature is generally a significant factor influencing whiteness,^[26] the inlet air temperature had little effect on the whiteness in this study. This was because the paddy spent a very short time in the dryer. The effect of paddy feed flow rate on whiteness was also found to be insignificant. The whiteness of the milled rice samples obtained in this study was only slightly lower than that of the reference sample.

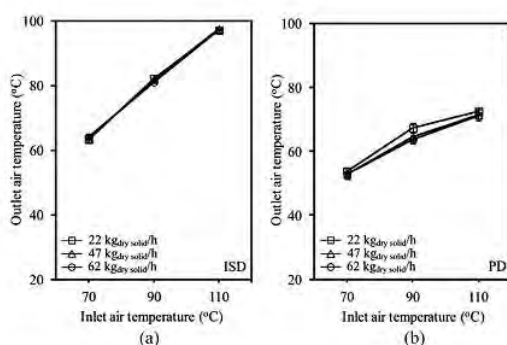


FIG. 4. Effects of operating parameters on the outlet air temperature under different drying conditions: (a) ISD and (b) PD.

CONCLUSIONS

A combined impinging stream dryer and pneumatic dryer was developed for high-moisture paddy drying. The overall performance, in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient, and specific energy consumption of the drying system were investigated. The paddy quality in terms of the head rice yield and whiteness was also evaluated. An increase in the inlet air temperature and paddy feed flow rate led to an increase in the volumetric water evaporation rate. The volumetric heat transfer coefficient changed insignificantly with the inlet air temperature but increased with the paddy feed flow rate. Interestingly, the ISD-PD system could reduce the moisture content of paddy from its original value by 6.6–9.7% (db) within a very short period of time (2.4–2.6 s), leading to rather high drying rates. In terms of quality, the head rice yield of the dried paddy decreased with an increase in the inlet air temperature and paddy feed flow rate. The effects of inlet air temperature and paddy feed flow rate on whiteness was found to be insignificant. Due to the lower head rice yield at higher inlet air temperatures, drying of paddy using the ISD-PD system at the lowest temperature (70°C) is recommended. Although the ISD-PD system may not be suitable for brittle materials, the system should be applicable to materials that are resistant to breakage, including parboiled rice.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors express their sincere appreciation to the Research Network (Upper Middle Part of Thailand), Commission on Higher Education, and the Thailand Research Fund (TRF) for supporting the study financially. The authors also wish to acknowledge Patiwat Khomwachirakul and Thanarat Wichinthanasarn for their assistance during the experiment.

REFERENCES

1. Inprasit, C.; Noomhorm, A. Effect of drying air temperature and grain temperature of different types of dryer and operation on rice quality. *Drying Technology* **2001**, *19*, 389–404.
2. Tirawanichakul, S.; Prachayawarakorn, S.; Varanyanond, W.; Tungtrakul, P.; Soponronnarit, S. Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy. *Drying Technology* **2004**, *22*, 1731–1754.
3. Hung-Nguyen, L.; Driscoll, R.H.; Szrednicki, G. Drying of high moisture content paddy in a pilot scale triangular spouted bed dryer. *Drying Technology* **2001**, *19*, 375–387.
4. Madhiyanon, T.; Soponronnarit, S. High temperature spouted bed paddy drying with varied downcomer air flows and moisture contents: Effects on drying kinetics, critical moisture content, and milling quality. *Drying Technology* **2005**, *23*, 473–495.
5. Kemp, I.C. Scale-up of pneumatic conveying dryers. *Drying Technology* **1994**, *12*, 279–297.
6. Paixao, A.E.A.; Rocha, S.C.S. Pneumatic drying in diluted phase: Parametric analysis of tube diameter and mean particle diameter. *Drying Technology* **1998**, *16*, 1957–1970.
7. Alvarez, P.I.; Blasco, R. Pneumatic drying of meals: Application of the variable diffusivity model. *Drying Technology* **1999**, *17*, 791–808.
8. Kaensup, W.; Kulwong, S.; Wongwises, S. A small-scale pneumatic conveying drying of rough rice. *Drying Technology* **2006**, *24*, 105–113.
9. Kudra, T.; Mujumdar, A.S. Impinging stream dryers for particles and pastes. *Drying Technology* **1989**, *7*, 219–266.
10. Kudra, T.; Mujumdar, A.S. *Advanced Drying Technologies*; Marcel Dekker: New York, 2002.
11. Sathapornprasath, K.; Devahastin, S.; Soponronnarit, S. Performance evaluation of an impinging stream dryer for particulate materials. *Drying Technology* **2007**, *25*, 1111–1118.
12. Choicharoen, K.; Devahastin, S.; Soponronnarit, S. Performance and energy consumption of an impinging stream dryer for high-moisture particulate materials. *Drying Technology* **2010**, *28*, 20–29.
13. Nimmol, C.; Devahastin, S. Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy. *Applied Thermal Engineering* **2010**, *30*, 2204–2212.
14. Association of Official Analytical Chemists. *Official Methods of Analysis*, 14th ed.; Association of Official Analytical Chemists: Washington, DC, 1984.
15. Tamir, A. *Impinging-Stream Reactors*; Elsevier: Amsterdam, 1994.
16. Yao, B.; Berman, Y.; Tamir, A. Evaporative cooling of air in impinging streams. *AIChE Journal* **1995**, *41*, 1667–1675.
17. Kitron, A.; Buchmann, R.; Luzzatto, K.; Tamir, A. Drying and mixing of solids and particles residence time distribution in four impinging streams and multistage two impinging streams reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research* **1987**, *26*, 2454–2461.
18. Xiao, Y.L.; Eckehard, S. Mean residence time and hold-up of solids in rotary kilns. *Chemical Engineering Science* **2006**, *61*, 5176–5181.
19. Nimmol, C.; Devahastin, S.; Swasdisewi, T.; Soponronnarit, S. Drying and heat transfer behavior of banana undergoing combined low-pressure superheated steam and far-infrared radiation drying. *Applied Thermal Engineering* **2007**, *27*, 2483–2494.
20. National Bureau of Agricultural Commodity and Food Standards. *Thai Agricultural Standard—Thai Hom Mali Rice*; Ministry of Agriculture and Cooperatives: Bangkok, Thailand, 2003.
21. Madhiyanon, T.; Soponronnarit, S.; Tia, W. Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer. *Drying Technology* **2001**, *19*, 207–216.
22. Tirawanichakul, S.; Prachayawarakorn, S.; Tungtrakul, P.; Warunyanond, W.; Soponronnarit, S. Effect of drying temperature on physical property of high and low amylose content paddy. In *Proceedings of the International Conference on Innovation in Food Processing Technology and Engineering*, Bangkok, Thailand, December 11–13, 2002.
23. Kunze, O.R. Effect of drying on grain quality. In *Proceedings of an International Conference on Grain Drying in Asia*; Champ, B.R.; Highley, E.; Johnson, G.I., Eds.; Arawang Information Bureau Pty Ltd.: Canberra, Australia, 1996; 178–185.
24. Poomsa-ad, N.; Terdyothin, A.; Prachayawarakorn, S.; Soponronnarit, S. Investigations on head rice yield and operating time in the fluidized-bed drying process: Experiment and simulation. *Journal of Stored Products Research* **2005**, *41*, 387–400.
25. Kaensup, W.; Kulwong, S.; Wongwises, S. Comparison of drying kinetics of paddy using a pneumatic conveying dryer with and without a cyclone. *Drying Technology* **2006**, *24*, 1039–1045.
26. Soponronnarit, S. Fluidised-bed paddy drying. *ScienceAsia* **1999**, *25*, 51–56.

ภาคผนวก ข

อนุสิทธิบัตร

เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนสำหรับอบแห้งข้าวเปลือก

เลขที่อนุสิทธิบัตร 7810

อสป/200 - ข



อนุสิทธิบัตร

อาศัยอำนาจตามความในพระราชบัญญัติสิทธิบัตร พ.ศ. 2522
 และแก้ไขเพิ่มเติมโดยพระราชบัญญัติสิทธิบัตร (ฉบับที่ 3) พ.ศ. 2542
 บัญชีกรมทรัพย์สินทางปัญญาออกอนุสิทธิบัตรฉบับนี้ให้แก่

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ

สำหรับการประดิษฐ์ตามรายละเอียดการประดิษฐ์ ชื่อสิทธิ และรูปเขียน (ถ้ามี)
 ในรายการในอนุสิทธิบัตร

เลขที่คำขอ 1203001239
 วันขอรับอนุสิทธิบัตร 24 ตุลาคม 2555
 ผู้ประดิษฐ์ นายฉัตรชัย นิยมผล

ชื่อที่แสดงถึงการประดิษฐ์ เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนสำหรับอบแห้ง
 ข้าวเปลือก

ให้ผู้ทรงสิทธินี้มีสิทธิหน้าที่ตามกฎหมายว่าด้วยสิทธิบัตรทุกประการ

ออกให้ 30 เดือน มกราคม พ.ศ. 2556
 หมดอายุ 23 เดือน ตุลาคม พ.ศ. 2561

(ลงชื่อ)

(นายสมศักดิ์ พนิชยกุล)
 รองอธิบดี ปฏิบัติราชการแทน
 อธิบดีกรมทรัพย์สินทางปัญญา
 ผู้อำนวยการ

พนักงานเจ้าหน้าที่

- หมายเหตุ
1. ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรต้องชำระค่าธรรมเนียมรายปีเริ่มตั้งแต่ปีที่ 5 ของอายุสิทธิบัตร มิฉะนั้น อนุสิทธิบัตรจะสิ้นสุดอายุ
 2. ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรจะขอชำระค่าธรรมเนียมรายปีล่วงหน้าโดยชำระทั้งหมดในคราวเดียวกันได้
 3. ภายใน 90 วันก่อนวันสิ้นสุดอายุอนุสิทธิบัตร ผู้ทรงสิทธิบัตรมีสิทธิขอต่ออายุอนุสิทธิบัตรได้ 2 ครั้ง
 มีกำหนดคราวละ 2 ปี โดยยื่นคำขอต่ออายุ
 4. การอนุญาตให้ใช้สิทธิตามอนุสิทธิบัตรและการโอนอนุสิทธิบัตรต้องทำเป็นหนังสือและจดทะเบียนต่อพนักงานเจ้าหน้าที่

014974

สำเนา



แบบ สป/สผ/อสป/206-ค

สำหรับเจ้าหน้าที่

คำขอที่.....

รับวันที่ 26 กย 2556

๗๑๗

คำขอจดทะเบียนการโอนสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร และอนุสิทธิบัตร และ
การรับโอนสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตรโดยทางมรดก

สิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร เลขที่.....7810.....

ออกเลขที่..... 30 มกราคม 2556.....

- ยกเว้นค่าธรรมเนียม**
1. ข้าพเจ้า.....มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.....สัญชาติ.....ไทย.....
ตั้งอยู่ที่.....1518.....ถนน.....ประชาสารภี 1.....แขวง.....วงศ์สว่าง.....เขต.....บางเขน.....จังหวัด.....กรุงเทพฯ.....
โทรศัพท์.....0-2555-2000.....แฟกซ์.....0-2555-2000.....ขอเป็นคำขอในฐานะเป็น.....
☒ ผู้รับโอน.....สำหรับสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร และประกาศคณะกรรมการสิทธิบัตร (ผู้รับโอน)
☐ ทายาทของผู้ทรงสิทธิบัตร.....☐ ตัวแทนของ.....
หรือผู้ทรงอนุสิทธิบัตร.....(ทายาทของผู้ทรงสิทธิบัตร/หรือผู้ทรงอนุสิทธิบัตร)
2. ข้าพเจ้าขอยื่นคำร้องให้บุคคลดังต่อไปนี้จำนวน.....2.....คน เป็นผู้ทรงสิทธิบัตร/ผู้ทรงสิทธิบัตรร่วม
ผู้ทรงอนุสิทธิบัตร/ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรร่วม ตามสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร เลขที่ดังกล่าวข้างต้นโดยได้
☒ รับโอนตามสัญญาโอน.....☐ รับโอนโดยทางมรดก
จาก.....มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.....
(ผู้ทรงสิทธิบัตร/ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรร่วม)
- 2.1 ชื่อ.....กองทุนสนับสนุนการวิจัย.....สัญชาติ.....ไทย.....ตั้งอยู่ที่.....979/17-21.....
ถนน.....พหลโยธิน.....แขวง.....สามเสนใน.....เขต.....ปทุมธานี.....จังหวัด.....กรุงเทพมหานคร.....
โทรศัพท์.....0-2278-8204.....
- 2.2 ชื่อ..........สัญชาติ.....
อยู่บ้านเลขที่.....หมู่ที่.....ตรอก/ซอย.....ถนน.....
ตำบล/แขวง.....อำเภอ/เขต.....จังหวัด.....
โทรศัพท์.....

2.3 ชื่อ..... สัญชาติ.....
 อยู่บ้านเลขที่..... หมู่ที่..... ตรอก/ซอย..... ถนน.....
 ตำบล/แขวง..... อำเภอ/เขต..... จังหวัด.....
 โทรศัพท์.....

2.4 ชื่อ..... สัญชาติ.....
 อยู่บ้านเลขที่..... หมู่ที่..... ตรอก/ซอย..... ถนน.....
 ตำบล/แขวง..... อำเภอ/เขต..... จังหวัด.....
 โทรศัพท์.....

2.5 ชื่อ..... สัญชาติ.....
 อยู่บ้านเลขที่..... หมู่ที่..... ตรอก/ซอย..... ถนน.....
 ตำบล/แขวง..... อำเภอ/เขต..... จังหวัด.....
 โทรศัพท์.....

2.6 ชื่อ..... สัญชาติ.....
 อยู่บ้านเลขที่..... หมู่ที่..... ตรอก/ซอย..... ถนน.....
 ตำบล/แขวง..... อำเภอ/เขต..... จังหวัด.....
 โทรศัพท์.....

(กรณีที่มีผู้รับโอนเกินกว่านี้ให้ใช้ใบปะจําต่อ)

3. ข้าพเจ้าขอส่งหลักฐานประกอบคำขอตั้งได้แนบมาพร้อมคำขอนี้ คือ

- ☒ สัญญาโอนสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร
☐ หลักฐานเกี่ยวกับการรับมรดก คือ

1. ..หนังสือสัญญาโอนสิทธิบัตร/อนุสิทธิบัตร.....
2. ..สำเนาบัตรประจำตัวประชาชนของผู้รับโอน.....
3. ..สำเนาหนังสือแต่งตั้งอธิการบดีมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.....
4. ..สำเนาหนังสือแต่งตั้งผู้อำนวยการสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย.....
5.

4. ข้าพเจ้าขอรับรองว่าข้อความที่ระบุข้างต้น และในสัญญาโอนหรือเอกสารหลักฐานที่ได้ยื่นมาพร้อมคำขอนี้ ถูกต้องและเป็นความจริงทุกประการ

วันที่ ๒3 เดือน กันยายน พ.ศ. 2556.....

ลงลายมือชื่อ..... ผู้ยื่นคำขอ

(ศาสตราจารย์ ดร.ธีรวุฒิ บุญยโสภณ)

อธิการบดี

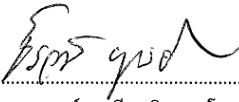
หนังสือสัญญาโอนสิทธิในอนุสิทธิบัตร

เขียนที่ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
1518 ถนนประชากรราษฎร์ 1 บางซื่อ กรุงเทพฯ 10800

วันที่ ๒๓ กันยายน ๒๕๕๖

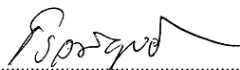
สัญญาฉบับนี้ทำขึ้นระหว่าง มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ โดย ศาสตราจารย์ ดร.ธีรวัฒน์ บุญยโสภณ ตำแหน่งอธิการบดีมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ อยู่ที่ 1518 ถนนประชากรราษฎร์ 1 แขวงวงศ์สว่าง เขตบางซื่อ กรุงเทพมหานคร 10800 ประเทศไทย ซึ่งต่อไปเรียกว่า “ผู้โอนสิทธิ” กับกองทุนสนับสนุนการวิจัย โดยนายสุทธิพันธ์ จิตพิมลมาศ ตำแหน่งผู้อำนวยการสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย อยู่ที่ 979/17-21 ชั้น 14 อาคารเอสเอ็ม ทาวเวอร์ ถนนพหลโยธิน แขวงสามเสนใน เขตพญาไท กรุงเทพมหานคร 10400 ประเทศไทย และมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ โดย ศาสตราจารย์ ดร.ธีรวัฒน์ บุญยโสภณ ตำแหน่งอธิการบดีมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ อยู่ที่ 1518 ถนนประชากรราษฎร์ 1 แขวงวงศ์สว่าง เขตบางซื่อ กรุงเทพมหานคร 10800 ประเทศไทย ซึ่งต่อไปเรียกว่า “ผู้รับโอนสิทธิ” อีกฝ่ายหนึ่ง

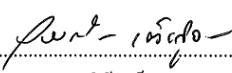
โดยสัญญานี้ ผู้โอนสิทธิซึ่งเป็นผู้ทรงอนุสิทธิบัตร เลขที่ 7810 ชื่อที่แสดงถึงการประดิษฐ์ “เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำที่มีระบบหมุนเวียนอากาศร้อนสำหรับอบแห้งข้าวเปลือก” ขอโอนสิทธิในอนุสิทธิบัตรดังกล่าว รวมถึงสิทธิต่างๆ ที่เกี่ยวข้องให้แก่ผู้รับโอนสิทธิ สัญญาฉบับนี้ คู่สัญญาทั้งสองฝ่ายได้อ่านและเข้าใจข้อความของสัญญานี้โดยตลอดแล้วจึงลงลายมือชื่อไว้เพื่อเป็นหลักฐาน

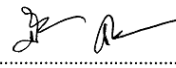
(ลงชื่อ)  ผู้โอน
(ศาสตราจารย์ ดร.ธีรวัฒน์ บุญยโสภณ)

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ

(ลงชื่อ)  ผู้รับโอน
(นายสุทธิพันธ์ จิตพิมลมาศ)
สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

(ลงชื่อ)  ผู้รับโอน
(ศาสตราจารย์ ดร.ธีรวัฒน์ บุญยโสภณ)
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ

(ลงชื่อ)  พยาน
(นางวรวรรณนิ เต็งสุวรรณ)

(ลงชื่อ)  พยาน
(นางสาวมิ่งขวัญ มากทอง)