



สมรรถนะและประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งแบบ กระแสน้ำสำหรับกากถั่วเหลือง

Performance and Energy Efficiency of an Impinging Stream Dryer for Okara

ฉัตรชัย นิยมมล^{1*} อนุชา หิรัญวัฒน์¹ และ กิตติ สถาพรประสาธน์²

Chatchai Nimmol^{1*} Anucha Hirunwat¹ and Kitti Sathapornprasath²

¹ภาควิชาวิศวกรรมขนถ่ายวัสดุและโลจิสติกส์ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
1518 ถนนประชาราษฎร์ 1 แขวงวงศ์สว่าง เขตบางซื่อ กรุงเทพฯ 10800

²ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยศรีนครินทรวิโรฒ องครักษ์
ถนนรังสิต-นครนายก อำเภองครักษ์ จังหวัดนครนายก 26120

¹Department of Materials Handling and Logistics Engineering, Faculty of Engineering,
King Mongkut's University of Technology North Bangkok
1518 Pracharat 1 Road, Wongsawang, Bangsue, Bangkok 10800, Thailand

²Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Srinakharinwirot University
Rangsit-Nakhonnayok Road, Ongkarak, Nakhonnayok 26120, Thailand

*E-mail: ccnimmol@gmail.com

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาการอบแห้งกากถั่วเหลือง โดยงานวิจัยนี้ได้ใช้กากถั่วเหลืองซึ่งมีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 288 ถึง 342%(d.b.) เป็นวัสดุทดสอบ การทดลองอบแห้งแบ่งออกเป็นสองส่วน กล่าวคือ การอบแห้ง 1 รอบ และการอบแห้ง 2 รอบ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ ได้ถูกประเมิน การทดลองกระทำที่อุณหภูมิอบแห้ง 100, 130 และ 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 15, 30 และ 45 kg_{dry solid}/h จากการศึกษาพบว่า ความชื้นต่ำที่สุดของกากถั่วเหลืองที่ได้จากการอบแห้งมีค่าประมาณ 23.7% (d.b.) ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 1 พบว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้งและอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง ส่วนในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 2 พบว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง แต่ อุณหภูมิอบแห้งไม่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร เมื่อพิจารณาความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะรวม (SEC_{Total}) ของกระบวนการอบแห้งซึ่งคำนวณจากพลังงานรวมที่ใช้ในการอบแห้งและปริมาณความชื้นรวมที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งทั้งสองรอบ พบว่า SEC_{Total} ลดลงเมื่ออุณหภูมิอบแห้งและอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตาม ที่อัตราการป้อนกากถั่วเหลืองต่ำที่สุดที่ใช้ในงานวิจัย (15 kg_{dry solid}/h) SEC_{Total} เพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้ง

ABSTRACT

The objective of this research was to study of okara drying using an impinging stream dryer (ISD) with multi-pass drying. Okara with an initial moisture content of around 288 to 342% (d.b.) was used as the test material. Drying experiments were divided into two parts: namely, one-pass and two-pass drying. The volumetric water evaporation rate, volumetric heat transfer coefficient, and specific energy consumption of the drying system at various drying conditions were evaluated. Drying experiments were conducted at the drying temperatures of carrot of 100, 130, and 150°C and feeding rates of okara of 15, 30 and 45 kg_{dry solid}/h. It was found that the lowest moisture content of okara obtained from ISD was around 23.7% (d.b.). In the case of one-pass drying, the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient increased with an increase in the drying temperature and okara feed flow rate. On the other hand, in the case of two-pass drying, the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient increased only with an increase in the okara feed flow rate. However, the effects of the drying temperatures on the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient were found to be insignificant. Regarding the total specific energy consumption (SEC_{Total}) of the drying process which was calculated from the total energy consumption and the total amount of water removal (for both the one-pass and two-pass drying) the results showed that SEC_{Total} decreased with an increase in the drying temperature and feeding rate of okara. At the lowest value of feeding rate of okara (15 kg_{dry solid}/h), SEC_{Total} increased with an increase in the drying temperature, however.

1. บทนำ

โดยทั่วไป การอบแห้งวัสดุอนุภาค (particulate material) ที่มีความชื้นสูงสามารถทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งรูปแบบต่าง ๆ เช่น เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง (drum dryer) เครื่องอบแห้งแบบโรตารี (rotary dryer) เครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็คเบด (spouted bed dryer) หรือเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม (pneumatic dryer) อย่างไรก็ตาม การอบแห้งวัสดุอนุภาคโดยใช้เครื่องอบแห้งดังกล่าวยังคงมีข้อจำกัดอยู่หากนำไปใช้ในการลดความชื้นวัสดุอนุภาคที่มีความชื้นสูงบางชนิด โดยอาจก่อให้เกิดการเกาะตัวกันของวัสดุอนุภาคระหว่างการอบแห้ง ส่งผลให้การกระจายของอุณหภูมิไปยังวัสดุอนุภาคเป็นไปอย่างไม่สม่ำเสมอ ต้องใช้พลังงานในการอบแห้งมาก (ประสิทธิภาพการใช้พลังงานต่ำ) ในทางทฤษฎี ประสิทธิภาพทางความร้อน (ซึ่งสัมพันธ์กับประสิทธิภาพการใช้พลังงาน) ของกระบวนการอบแห้งวัสดุอนุภาคที่ใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้งสามารถเพิ่มขึ้นได้ด้วยวิธีการที่หลากหลาย เช่น การทำให้วัสดุอนุภาคมีขนาดเล็กลงเพื่อเพิ่มพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างวัสดุอนุภาคกับอากาศร้อน การเพิ่มระยะเวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างวัสดุอนุภาคกับอากาศร้อน รวมถึงการลดความต้านทานในการถ่ายเทมวลและความร้อนที่ผิวของ

วัสดุอนุภาคลง ซึ่งปรากฏการณ์ทั้งหมดที่กล่าวนี้สามารถเกิดขึ้นได้ด้วยการใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสน (impinging stream dryer) [1]

หลักการพื้นฐานของการอบแห้งแบบกระแสน [2] คือการให้กระแสนไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้ง (โดยส่วนใหญ่คืออากาศร้อน) 2 กระแส (หรือมากกว่า) มาชนกัน โดยให้กระแสใดกระแสนหนึ่ง (หรือมากกว่า) พาว์สดูเข้ามาสู่ระบบ ผลของการชนกันของกระแสนไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งจะทำให้เกิดระนาบการชน (impingement plane) ซึ่งเป็นบริเวณที่มีอัตราการถ่ายเทมวลสาร ความร้อนและโมเมนตัมสูงมาก เนื่องจากบริเวณดังกล่าวมีแรงเฉือนและความปั่นป่วนของกระแสนไหลสูงมาก นอกจากนี้ การเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในระบบยังมีลักษณะพิเศษ กล่าวคือ การเคลื่อนที่ของอนุภาคจะเป็นแบบสวนทางกลับไปกลับมา (oscillatory motion) ที่ระนาบการชน ด้วยลักษณะการเคลื่อนที่ของอนุภาคดังกล่าวจึงส่งผลให้อนุภาคอยู่ในระบบเป็นเวลานานยิ่งขึ้น เวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลสารระหว่างอนุภาคกับตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งจึงมากขึ้นตามไปด้วย ด้วยเหตุนี้จึงทำให้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีประสิทธิภาพทางความร้อนสูงกว่าเครื่องอบแห้งชนิดอื่นมาก นั้นหมายความว่า

เครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะมีขนาดเล็กกว่า รวมไปถึงใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่า (ส่งผลให้อัตราการอบแห้งมีค่ามากกว่า) เครื่องอบแห้งแบบอื่นที่ทำการอบแห้งเท่ากัน

ถึงแม้มีจุดเด่นในแง่ของประสิทธิภาพทางความร้อนที่สูงดังกล่าวข้างต้น รวมไปถึงระบบการทำงานที่ไม่ซับซ้อน แต่เครื่องอบแห้งแบบกระแสนถือเป็นเทคโนโลยีที่ยังไม่ได้ถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายในประเทศไทยโดยเฉพาะอย่างยิ่งกับวัสดุทางการเกษตรซึ่งมีลักษณะเป็นวัสดุอนุภาคที่มีความชื้นสูง สำหรับในประเทศไทย เครื่องอบแห้งแบบกระแสนเครื่องแรกได้ถูกพัฒนาขึ้นโดย Sathapornprasath [3] แต่เครื่องอบแห้งดังกล่าวยังไม่มีศักยภาพมากพอในการนำมาใช้อบแห้งวัสดุอนุภาคที่มีความชื้นสูง โดยเฉพาะกับวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร (agricultural waste) เช่น กากถั่วเหลือง (okara) ซึ่งมีความสามารถในการเกาะตัวกันสูง เนื่องจากเกิดปัญหาในระบบการป้อนวัสดุเข้าระบบและปัญหาการอุดตันในระบบท่อ หลังจากนั้น การพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนได้ดำเนินไปอย่างต่อเนื่องโดยเน้นไปที่การนำไปประยุกต์ใช้เพื่อการอบแห้งวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่น โดยเฉพาะอย่างยิ่งกับการลดความชื้นขั้นต้นของข้าวเปลือก ทั้งที่เป็นการใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนอย่างเดียว [4] หรือการอบแห้งโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบพาหะลม [5] ผลที่ได้จากการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนไปใช้ในการอบแห้งข้าวเปลือกทั้ง 2 ลักษณะข้างต้นแสดงให้เห็นว่าความชื้นของข้าวเปลือกสามารถลดลงได้มากเมื่อเทียบกับระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในเครื่องอบแห้ง ในขณะที่สมรรถนะของเครื่องอบแห้งที่ได้ซึ่งพิจารณาจากอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (volumetric water evaporation rate) และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร (volumetric heat transfer coefficient) ก็มีค่าอยู่ในเกณฑ์สูง นอกจากนี้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งซึ่งพิจารณาในเทอมของความสัมพันธ์

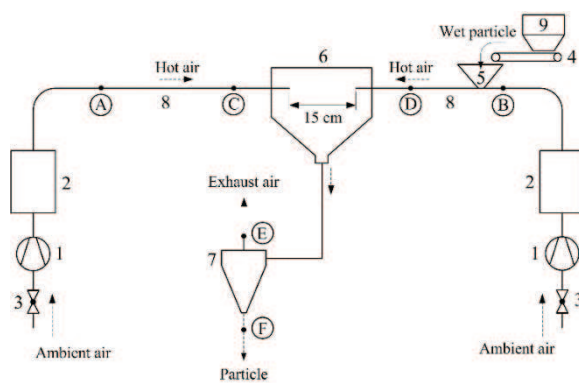
พลังงานจำเพาะ (specific energy consumption) ยังสูงกว่าเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบอื่น

ในกรณีของการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสนไปใช้อบแห้งวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรนั้น Choicharoen et al. [6] ได้พัฒนาเครื่องอบแห้งแบบกระแสนขึ้นเพื่อใช้ลดความชื้นของกากถั่วเหลือง โดยใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้ง โดยพบว่า หากมีการเตรียมกากถั่วเหลืองให้มีลักษณะเป็นวัสดุอนุภาค (ผงละเอียด) ด้วยวิธีการที่เหมาะสม เครื่องอบแห้งแบบกระแสนก็สามารถอบแห้งกากถั่วเหลืองได้โดยไม่เกิดปัญหาการอุดตันในระบบ ต่อมา Choicharoen et al. [7] ได้ศึกษาการอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง (superheated steam) เป็นตัวกลางในการอบแห้ง จากการศึกษาพบว่า สมรรถนะของเครื่องอบแห้งที่ได้จากการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการอบแห้งมีค่าสูงกว่าเมื่อใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้ง นอกจากนี้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการอบแห้งที่ได้ยังมีความสูงกว่าด้วย อย่างไรก็ตาม หากพิจารณาค่าความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองที่ได้จากการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนทั้งสองรูปแบบดังกล่าว (ซึ่งอบแห้งเพียง 1 รอบ) พบว่า ความชื้นของกากถั่วเหลืองยังไม่ลดลงมากนักเมื่อเปรียบเทียบกับความชื้นเริ่มต้น เนื่องจากกากถั่วเหลืองมีความชื้นเริ่มต้นสูงมาก ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงเสนอแนวคิดของการป้อนกากถั่วเหลืองเข้าระบบอบแห้งหลายรอบ (multi-pass drying) เพื่อให้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนสามารถลดความชื้นของกากถั่วเหลืองลงได้มากขึ้น จากนั้นได้ศึกษาสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน (อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร) และประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้ง

2. วิธีวิจัย

2.1 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนแสดงดังรูปที่ 1 ซึ่งประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก ได้แก่ 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 (ท่อลำเลียงอากาศร้อนและวัสดุ)



- 1) พัดลมแรงดันสูง 2) ชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้า 3) โกลบวาล์ว
- 4) สายพานป้อนวัสดุ 5) สอปเปอร์ 6) หอบแห้ง
- 7) ไซโคลน 8) ท่อทางเข้า 9) สอปเปอร์

รูปที่ 1 แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน

กระบวนการอบแห้งเริ่มจากวัสดุอนุภาคชื้น (wet particle) ถูกป้อนเข้าระบบอบแห้งผ่านสอปเปอร์ (hopper) โดยใช้สายพานป้อนวัสดุที่สามารถปรับความเร็วได้ วัสดุอนุภาคชื้นที่เข้าสู่ระบบถูกลำเลียงโดยอากาศร้อนซึ่งถูกผลิตจากพัดลมแรงดันสูงและชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้าเข้าสู่ห้องอบแห้งผ่านทางท่อทางเข้า วัสดุอนุภาคชื้นและอากาศร้อนซึ่งถูกลำเลียงเข้าสู่ห้องอบแห้งผ่านทางท่อทางเข้าดังกล่าวจะชนกับอากาศร้อนอีกกระแสหนึ่งที่เข้าสู่ห้องอบแห้งผ่านทางท่อทางเข้าซึ่งติดตั้งอยู่ฝั่งตรงข้าม ผลของการชนกันของกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้การอบแห้ง (ในที่นี้คืออากาศร้อนทั้งสองกระแส) จะทำให้

ความชื้นสามารถถ่ายเทออกจากวัสดุอนุภาคอย่างรวดเร็ว (เนื่องจากมีความปั่นป่วนของกระแสการไหลในบริเวณดังกล่าวสูงมาก) จากนั้น วัสดุอนุภาคและอากาศร้อนซึ่งเป็นตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งจะไหลออกจากห้องอบแห้งเข้าสู่ไซโคลน วัสดุอนุภาคที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะถูกแยกออกจากอากาศชื้น (moist air) ด้วยไซโคลนซึ่งติดตั้งที่ทางออกของห้องอบแห้ง

ห้องอบแห้ง (ซึ่งมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 0.254 m) ไซโคลน และระบบท่อ (ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.050 m) ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิม ห้องอบแห้งมีลักษณะเป็นภาชนะที่ประกอบด้วยส่วนบนที่เป็นทรงกระบอกและส่วนล่างที่เป็นทรงกรวย ด้านบนจะปิดทึบ ในขณะที่ด้านล่างของส่วนที่เป็นกรวยเป็นช่องทางออกของวัสดุอนุภาคและอากาศร้อน ห้องอบแห้งเชื่อมต่อกับท่อส่งอากาศร้อนจำนวนสองจุดที่ผนังด้านข้างซึ่งอยู่ในแนวตรงข้ามกัน ปลายของท่อส่งอากาศร้อนทั้งสองข้างยื่นเข้าไปภายในห้องอบแห้ง โดยระยะห่างระหว่างปลายทั้งสองด้านของท่อดังกล่าว หรือ ระยะชน (impinging distance) ถูกกำหนดไว้ที่ 15 cm

ส่วนประกอบของเครื่องอบแห้งทั้งหมดถูกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้วเพื่อลดความร้อนสูญเสีย อากาศร้อนที่ใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้งถูกจ่ายเข้าสู่ห้องอบแห้งแต่ละด้านด้วยพัดลมแรงดันสูงจำนวน 2 ตัว (Crelec, HB-629, Shanghai, China) ขนาดตัวละ 5 kW โดยพัดลมดังกล่าวสามารถสร้างอัตราการไหลของอากาศได้ 5.2 m³/min ที่ความดัน 280 mbar อุณหภูมิของอากาศร้อนที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้ง (จุด A และ B ในรูปที่ 1) ถูกควบคุมด้วยชุดทำความร้อนแบบใช้ไฟฟ้าขนาด 20 kW จำนวน 2 ชุด ผ่านทางชุดควบคุมแบบ PID (DHC, DHC1T-D, Wenzhou, China) ซึ่งมีความแม่นยำ $\pm 1^{\circ}\text{C}$

อุณหภูมิกระเปาะแห้ง (dry-bulb temperature, T_d) และ อุณหภูมิกระเปาะเปียก (wet-bulb temperature, T_w) ของอากาศที่เข้าและออกจากเครื่องอบแห้ง (จุด A และ C ในรูปที่ 1 ตามลำดับ) จะถูกวัดและ

บันทึกอย่างต่อเนื่องด้วยเครื่องวัดความเร็วแบบพกพา (Vaisala, HM70, Helsinki, Finland) ความเร็วของอากาศภายในท่อทางเข้า (inlet pipes) ทั้งสองข้างของห้องอบแห้งสามารถปรับได้ด้วยโกลบวาล์ว ความเร็วของอากาศดังกล่าวถูกวัดที่จุด D และ E (ในรูปที่ 1) ด้วยท่อปีโตท์ (pitot tube) ที่เชื่อมต่อกับเครื่องวัดความเร็วลมอเนกประสงค์ (Testo, 445, Lenzkirch, Germany) ซึ่งมีความแม่นยำ ± 0.2 m/s ปริมาณวัสดุอนุภาคชื้นที่เข้าสู่เครื่องอบแห้งถูกควบคุมด้วยสายพานป้อนวัสดุที่สามารถปรับความเร็วได้โดยจะรับวัสดุอนุภาคชื้นจากฮอปเปอร์ซึ่งติดตั้งที่ด้านบนของสายพานป้อนวัสดุ ความเร็วของสายพานถูกควบคุมด้วยรอบการหมุนของมอเตอร์ไฟฟ้ากระแสตรงซึ่งเป็นต้นกำลังขับเคลื่อน

2.2 วัสดุที่ใช้ในการทดลอง

กากถั่วเหลืองซึ่งเป็นผลพลอยได้จากระบวนการผลิตน้ำมันถั่วเหลืองถูกใช้เป็นวัสดุในการทดลองอบแห้ง โดยลักษณะของกากถั่วเหลืองดังกล่าวยังไม่เหมาะสมที่จะนำมาใช้ทดลอง เนื่องจากยังมีความชื้นสูง (มีน้ำส่วนเกินอยู่จำนวนมาก) และมีความสามารถในการจับตัวสูง อาจก่อให้เกิดการอุดตันภายในระบบท่อและห้องอบแห้ง ดังนั้น กากถั่วเหลืองข้างต้นต้องถูกนำน้ำส่วนเกินออก หลังการนำน้ำส่วนเกินออก กากถั่วเหลืองจะมีลักษณะเป็นก้อนคล้ายดินเหนียว ลักษณะของกากถั่วเหลืองที่ผ่านการนำน้ำส่วนเกินออกแสดงดังรูปที่ 2(ก) จากนั้น กากถั่วเหลืองที่มีปริมาณน้ำลดลงจะถูกนำมาผ่านตะแกรงที่มีขนาดของรูเปิด $2 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ กากถั่วเหลืองที่ได้จึงมีลักษณะเป็นผงคล้ายอนุภาคดังแสดงในรูปที่ 2(ข) ซึ่งเป็นลักษณะของกากถั่วเหลืองที่เหมาะสมสำหรับนำมาใช้เป็นวัสดุทดลองในงานวิจัยนี้



(ก)

(ข)

รูปที่ 2 ลักษณะของกากถั่วเหลือง (ก) หลังนำน้ำส่วนเกินออก และ (ข) หลังร่อนผ่านตะแกรง

กากถั่วเหลืองที่พร้อมนำไปทดลองจะถูกเก็บในห้องเย็นที่มีอุณหภูมิ 4°C ก่อนทำการทดลอง กากถั่วเหลืองจะถูกผึ่งไว้บนภาชนะรองรับที่มีพื้นที่กว้างและเกลี่ยกากถั่วเหลืองให้บางสม่ำเสมอทั้งพื้นที่ และร่อนกากถั่วเหลืองมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของบรรยากาศแวดล้อม โดยความชื้นเริ่มต้นของกากถั่วเหลืองที่ได้ก่อนการทดลองมีค่าประมาณ 288 ถึง 342% (d.b.)

2.3 วิธีทดลอง

ก่อนเริ่มทำการทดลอง พัดลมแรงดันสูงและชุดทำความร้อนจะทำงานก่อน เมื่ออุณหภูมิของอากาศที่เข้าสู่ห้องอบแห้งเพิ่มสูงจนถึงค่าที่กำหนด กากถั่วเหลืองในอัตราการป้อนที่กำหนดจะถูกจ่ายเข้าสู่เครื่องอบแห้งผ่านทางสายพานป้อนวัสดุ การเก็บตัวอย่างกากถั่วเหลืองที่ได้จากการอบแห้งจะกระทำเมื่อระบบอบแห้งอยู่ในสภาวะคงตัว (steady state) โดยตัวอย่างกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งจะถูกเก็บที่ช่องทางออกของไซโคลน (จุด F ของรูปที่ 1) จำนวน 3 ครั้งโดยมีช่วงห่างของเวลาในการเก็บตัวอย่างเท่า กัน กากถั่วเหลืองที่เก็บได้จะนำไปหาความชื้นด้วยการอบในตู้อบลมร้อนที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72h [8]

การทดลองจะกระทำที่อุณหภูมิอบแห้ง (drying temperature, T) (วัดที่จุด A และ B ในรูปที่ 1) เท่ากับ 100, 130 และ 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง (feeding rate, W_p) เท่ากับ 15 30 และ $45 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ ในงานวิจัยนี้ การทดลองแบ่งออกเป็นสองส่วน ส่วนแรกจะทำการทดลองโดยการป้อนกากถั่วเหลืองผ่านเครื่อง

อบแห้งเพียง 1 รอบ (หรืออบแห้ง 1 รอบ) ในขณะที่ส่วนที่สองจะทำการทดลองโดยป้อนกากถั่วเหลืองผ่านเครื่องอบแห้ง 2 รอบ โดยนำกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งรอบที่ 1 ป้อนกลับเข้าห้องอบแห้งซ้ำ (หรืออบแห้ง 2 รอบ) ความเร็วของอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้ง (วัดที่จุด A และ B ในรูปที่ 1) ที่ใช้ในงานวิจัยนี้ได้กำหนดให้มีค่าคงที่เท่ากับ 25 m/s ตลอดการทดลอง

เงื่อนไขที่บังคับว่าระบบอบแห้งเข้าสู่สภาวะคงตัวสามารถหาได้โดยการวัดอุณหภูมิกระเปาะแห้งและอุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศที่ทางเข้าและทางออกของเครื่องอบแห้ง (วัดที่จุด C และจุด E ในรูปที่ 1 ตามลำดับ) โดยระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวเมื่ออุณหภูมิกระเปาะแห้งและอุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศที่จุดดังกล่าวมีค่าคงที่ จากการทดลองเบื้องต้นพบว่า ระบบเข้าสู่สภาวะคงตัวหลังจากป้อนกากถั่วเหลืองเข้าระบบแล้วประมาณ 600 s นั้นหมายความว่า การเก็บข้อมูลและการเก็บตัวอย่างกากถั่วเหลืองจะเริ่มต้นหลังการป้อนกากถั่วเหลืองผ่านไปเป็นเวลา 600 s (หรือ 10 min)

ข้อมูลที่ได้จากการทดลองทั้งหมดจะนำมาวิเคราะห์ความแปรปรวน (ANOVA) โดยผลที่ได้ในแต่ละการทดลองจะแสดงในรูปของค่าเฉลี่ยซึ่งจะนำมาเปรียบเทียบความแตกต่างโดยใช้ Duncan's Test ค่าเฉลี่ยจะพิจารณาให้มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญเมื่อ $p = 0.05$ การทดสอบทางสถิตินี้กระทำโดยใช้โปรแกรม IBM® SPSS® Statistics (IBM Corporation, Somers, NY)

2.4 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

สมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำวนพิจารณาได้จากอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร โดยสามารถคำนวณได้ดังสมการต่อไปนี้ [1, 9]

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

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

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 ความชื้นของกากถั่วเหลือง ($\text{kg}/\text{kg d.b.}$) W_p คือ อัตราการป้อนกากถั่วเหลือง ($\text{kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$) V_r คือ ปริมาตรของห้องอบแห้ง (m^3) λ คือ ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ (kJ/kg) และ ΔT_{lm} คือ ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึม (logarithmic mean temperature difference) สำหรับอากาศที่เข้าและออกจากห้องอบแห้ง ($^{\circ}\text{C}$) ซึ่งหาได้จาก [9]

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

เมื่อ ตัวห้อย o และ i แสดงถึงทางออกและทางเข้าของห้องอบแห้ง ตามลำดับ

ในการคำนวณอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร ค่า V_r ที่ใช้จะเป็นผลรวมของปริมาตรห้องอบแห้ง ท่อทางเข้าทั้งสองข้าง และไซโคลนซึ่งมีค่ารวมทั้งสิ้นเท่ากับ 0.036 m^3

2.5 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง

ความสิ้นเปลืองพลังงานของกระบวนการอบแห้งประกอบไปด้วยพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงและพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนเพื่อสร้างพลังงานความร้อนโดยความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าง่ายสามารถวัดได้โดยตรงด้วย kilowatt-hour meter ในงานวิจัยนี้ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะถูกใช้เป็นดัชนีบ่งชี้ประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการอบแห้ง โดยสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้ [10]

$$\text{SEC} = \frac{E}{m_w} \quad (4)$$

โดยที่ SEC คือ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง ($\text{MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$) E คือ พลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงหรือชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้า (MJ) และ m_w คือ ปริมาณความชื้นที่นำออกจากกากถั่ว

เกลือ (kg) ซึ่งขึ้นอยู่กับความแตกต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองที่นำมาอบแห้ง โดยปริมาณความชื้นดังกล่าวสามารถประเมินได้จากสมการต่อไปนี้ [4]

$$m_w = Wp(X_i - X_o)t \quad (5)$$

เมื่อ t คือ เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง (h)

3. ผลการวิจัยและอภิปราย

3.1 ความชื้นของกากถั่วเหลือง

ตารางที่ 1 แสดงความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลือง (X_o) และความชื้นของกากถั่วเหลืองที่ลดลงหลังการอบแห้ง ($X_i - X_o$) เมื่อพิจารณาอิทธิพลของอุณหภูมิอบแห้งที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงความชื้นของกากถั่วเหลือง ทั้งกรณีอบแห้งรอบที่ 1 และรอบที่ 2 พบว่า ความชื้นของกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งมีแนวโน้มลดลงตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้ง ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มสูงขึ้น ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศร้อน (ตัวกลางในการอบแห้ง) และอุณหภูมิผิวของกากถั่วเหลืองจะเพิ่มสูงขึ้นตาม ส่งผลให้แรงขับเคลื่อนสำหรับการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลสาร (ความชื้น) มีค่าเพิ่มขึ้นด้วยซึ่งเป็นสาเหตุที่ทำให้ความชื้นที่ผิวของกากถั่วเหลืองเกิดการระเหยได้มากกว่า เมื่อพิจารณาอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง พบว่า การเพิ่มอัตราการป้อนส่งผลให้ความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองมีค่าสูงกว่า (ความชื้นของกากถั่วเหลืองลดลงน้อยกว่า) ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจาก อัตราการป้อนที่เพิ่มขึ้น (อัตราส่วนระหว่างมวลของกากถั่วเหลืองและอากาศร้อนมีค่ามาก) ทำให้ศักยภาพของอากาศร้อนในการระเหยความชื้นของกากถั่วเหลืองลดลง ซึ่งเป็นผลมาจากภาระทางความร้อนของ

เครื่องอบแห้งในการระเหยความชื้นในกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น

ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 1 ความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองหลังอบแห้งมีค่าต่ำสุดประมาณ 62.1% (d.b.) โดยเกิดขึ้นที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 15 kg_{dry solid}/h ซึ่งที่เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าว ปริมาณความชื้นที่ลดลง ($X_i - X_o$) ของกากถั่วเหลืองมีค่ามากที่สุดเมื่อเทียบกับความชื้นเริ่มต้น (ลดลงประมาณ 263.2% (d.b.)) โดยความชื้นที่ลดลงในการอบแห้งรอบที่ 1 มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้งและตามการลดลงของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง

ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 2 ซึ่งกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งในรอบที่ 1 ข้างต้นจะถูกนำเข้าสู่ระบบอบแห้งอีกครั้ง พบว่า ความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองหลังผ่านการอบแห้งมีค่าต่ำสุดประมาณ 23.7% (d.b.) โดยเกิดขึ้นที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 15 kg_{dry solid}/h เช่นเดียวกัน อย่างไรก็ตาม การอบแห้งที่เงื่อนไขดังกล่าวไม่ทำให้ปริมาณความชื้นที่ลดลงของกากถั่วเหลืองมีค่ามากที่สุดเมื่อเทียบกับความชื้นเริ่มต้น ทั้งนี้อาจเป็นเพราะกากถั่วเหลืองที่เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าวมีความชื้นเริ่มต้นค่อนข้างต่ำอันเป็นผลมาจากความชื้นส่วนใหญ่ระเหยออกไประหว่างการอบแห้งรอบที่ 1 โดยความชื้นที่ลดลงของกากถั่วเหลืองในการอบแห้งรอบที่ 2 มีแนวโน้มลดลงหากความชื้นเริ่มต้นของกากถั่วเหลืองที่เข้าสู่ระบบการอบแห้งในรอบที่ 2 (ในที่นี้คือความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองที่ได้หลังอบแห้งรอบที่ 1) มีค่าสูง

ตารางที่ 1 ความชื้นสุดท้ายของกากถั่วเหลืองและความชื้นของกากถั่วเหลืองที่ลดลงหลังการอบแห้ง

T (°C)	W _p (kg _{dry solid} /h)	ความชื้นสุดท้าย (% d.b.)		ความชื้นที่ลดลง (% d.b.)	
		หลังอบแห้งรอบที่ 1	หลังอบแห้งรอบที่ 2	หลังอบแห้งรอบที่ 1	หลังอบแห้งรอบที่ 2
110	15	107.0 ± 2.6 ^c	57.3 ± 6.7 ^c	218.3 ± 8.1 ^c	49.7 ± 6.1 ^a
	30	201.4 ± 2.0 ^h	108.0 ± 10.1 ^c	124.0 ± 9.1 ^b	93.4 ± 8.3 ^c
	45	228.0 ± 2.0 ⁱ	133.9 ± 10.6 ^f	97.3 ± 8.0 ^a	94.1 ± 8.7 ^c
130	15	77.2 ± 1.5 ^b	34.7 ± 2.9 ^{ab}	248.2 ± 8.4 ^f	42.5 ± 1.7 ^a
	30	135.6 ± 1.0 ^c	59.7 ± 9.5 ^c	189.7 ± 10.3 ^d	76.0 ± 9.1 ^b
	45	178.4 ± 2.3 ^g	87.3 ± 6.7 ^d	147.0 ± 9.1 ^c	91.0 ± 6.5 ^c
150	15	62.1 ± 2.6 ^a	23.7 ± 3.1 ^a	263.2 ± 11.9 ^f	38.5 ± 5.4 ^a
	30	124.0 ± 9.5 ^d	44.0 ± 5.0 ^b	201.3 ± 18.6 ^{de}	80.0 ± 14.5 ^{bc}
	45	143.0 ± 2.0 ^f	60.3 ± 5.5 ^c	182.4 ± 10.0 ^d	82.6 ± 4.7 ^{bc}

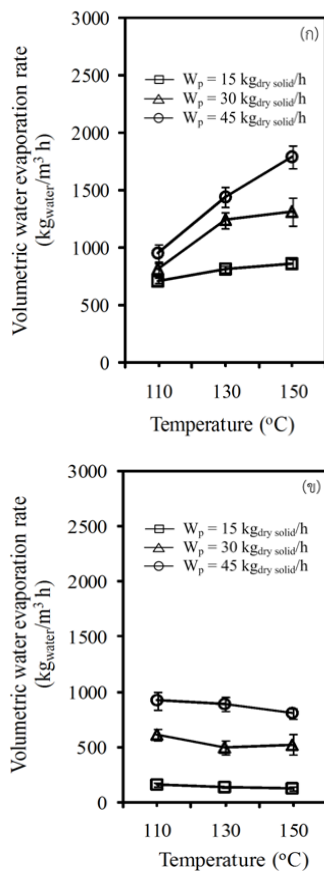
ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกันหมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (p < 0.05)

3.2 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

รูปที่ 3 และตารางที่ 2 แสดงอิทธิพลของอุณหภูมิอบแห้ง อัตราการป้อนกากถั่วเหลือง และจำนวนรอบของการป้อนกากถั่วเหลืองเข้าระบบการอบแห้ง ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร

ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 1 (รูปที่ 3(ก)) พบว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้ง ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากอุณหภูมิอบแห้งที่เพิ่มขึ้นทำให้ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศร้อนและอุณหภูมิผิวของกากถั่วเหลือง (ในที่นี้คือ อุณหภูมิกระเปาะเปียก) มีค่ามาก แรงขับเคลื่อนสำหรับการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวล (ความชื้น) จึงมีค่ามากด้วย โดยเฉพาะอย่างยิ่งในช่วงอัตราอบแห้งคงที่ (unhindered rate drying period) และเมื่อพิจารณาค่าของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรในตารางที่ 2 จะพบว่า อุณหภูมิอบแห้งที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ อย่างไรก็ตาม ผลกระทบของอุณหภูมิอบแห้งที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรไม่เด่นชัดนักหากอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองมีค่าน้อย (ในที่นี้คือ 15 kg_{dry solid}/h) ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากการลดลงของความชื้นของกากถั่วเหลืองที่อุณหภูมิอบแห้งต่างๆ มีค่าไม่ต่างกันมากนักดังแสดงในตารางที่ 1 เมื่อพิจารณาอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง พบว่า การเพิ่มอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง (ที่อุณหภูมิอบแห้งคงที่) มีแนวโน้มให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น

เนื่องจาก เมื่ออัตราการป้อนกากถั่วเหลืองมีค่าเพิ่มขึ้น ปริมาณความชื้นที่เข้ามาในระบบอบแห้งพร้อมกับกากถั่วเหลืองจะมีปริมาณมากด้วย ส่งผลให้ความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีปริมาณมากเช่นกัน ทั้งนี้โดยทั่วไป การเพิ่มอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง (อัตราส่วนระหว่างมวลของกากถั่วเหลืองและอากาศร้อนมีค่ามาก) จะทำให้สัณยภาพของอากาศร้อนในการระเหยความชื้นที่อยู่ภายในกากถั่วเหลืองลดลงก็ตาม (ดังที่กล่าวก่อนหน้านี้) ปรากฏการณ์นี้เป็นผลจากเครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นยังมีขีดความสามารถมากพอที่จะรองรับภาระในการระเหยความชื้นที่เข้ามาในระบบพร้อมกับกากถั่วเหลืองภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าวได้อีก สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่า อัตราการป้อนกากถั่วเหลืองสามารถเพิ่มขึ้นได้อีกเนื่องจากการทำงานของเครื่องอบแห้งยังไม่อยู่ภายใต้สภาวะอื่น (choking point) ซึ่งได้ถูกนำเสนอโดย Kitron et al. [11] อย่างไรก็ตาม ด้วยลักษณะทางกายภาพของกากถั่วเหลืองซึ่งจับตัวกันได้ง่าย ทำให้ไม่สามารถเพิ่มอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง (สำหรับงานวิจัยนี้) ให้สูงไปกว่า 45 kg_{dry solid}/h ได้ เนื่องจากจะก่อให้เกิดปัญหาการอุดตันในระบบการอบแห้ง



รูปที่ 3 อิทธิพลของปัจจัยต่างๆที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำ
เชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำ (ก)
อบแห้งรอบที่ 1 และ (ข) อบแห้งรอบที่ 2

ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 2 (รูปที่ 3(ข)) พบว่า อุณหภูมิอบแห้งไม่ส่งผลต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรอย่างชัดเจน (ดูตารางที่ 2) เนื่องจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีค่าใกล้เคียงกันแม้ว่าจะอบแห้งที่อุณหภูมิอบแห้งต่างกันก็ตาม ซึ่งเป็นผลมาจากความชื้นส่วนใหญ่ได้ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองในช่วงการอบแห้งรอบที่ 1 แล้วดังที่กล่าวไว้ก่อนหน้านี้ ดังนั้น อุณหภูมิอบแห้งที่ใช้จึงไม่มีผลกระทบต่ออัตราการลดลงของความชื้นในกากถั่วเหลืองมากนัก เมื่อพิจารณาอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง พบว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง เช่นเดียวกับการอบแห้งรอบที่ 1 นอกจากนี้ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้ในการอบแห้งรอบที่ 2 ยังมีค่า

น้อยกว่าเมื่อเทียบกับการอบแห้งรอบที่ 1 เนื่องจากความชื้นของกากถั่วเหลืองลดลงไปมากหลังจากการอบแห้งรอบที่ 1 ดังที่กล่าวก่อนหน้านี้ (ตารางที่ 1) ส่งผลให้ปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองในระหว่างการอบแห้งรอบที่ 2 มีค่าน้อยกว่า แนวโน้มของผลที่ได้เป็นไปในลักษณะเดียวกับงานวิจัยของ Swasdisewi et al. [12] ซึ่งศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำ

ตารางที่ 2 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของเครื่อง
อบแห้งแบบกระแสน้ำที่เงื่อนไขต่างๆ

T (°C)	W_p (kgdry solid/h)	N_v (kgwater/m³ h)	
		อบแห้งรอบที่ 1	อบแห้งรอบที่ 2
110	15	712.0 ± 26.4 ^a	161.9 ± 19.9 ^a
	30	808.4 ± 59.2 ^{ab}	609.0 ± 54.3 ^c
	45	952.2 ± 78.5 ^c	920.6 ± 84.8 ^e
130	15	809.3 ± 27.5 ^{ab}	138.5 ± 5.4 ^a
	30	1237.2 ± 66.9 ^d	495.3 ± 59.3 ^b
	45	1437.8 ± 89.2 ^e	890.5 ± 63.8 ^{de}
150	15	858.3 ± 38.7 ^{bc}	125.4 ± 17.7 ^a
	30	1313.1 ± 21.0 ^{de}	521.7 ± 94.7 ^{bc}
	45	1784.2 ± 97.5 ^f	808.2 ± 45.6 ^d

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกัน

หมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$)

จากตารางที่ 2 จะเห็นว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่าอยู่ในช่วง 138.5 ถึง 1784.2 kgwater/m³ h โดยอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุด (1784.2 kgwater/m³ h) เกิดขึ้นในการอบแห้งรอบที่ 1 ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 45 kgdry solid/h นอกจากนี้ยังพบว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่ามากกว่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรในการอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำซึ่งใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้งของ Choicharoen et al. [6] และ Choicharoen et al. [7] ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 228 ถึง 549 kgwater/m³ h และ 123 ถึง 807 kgwater/m³ h ตามลำดับ รวมถึงยังมีค่ามากกว่าอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรใน

การอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำ ซึ่งใช้น้ำร้อนยิ่งยวดเป็นตัวกลางในการอบแห้งของ Choicharoen et al. [7] ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 217 ถึง 524 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$ อีกด้วย

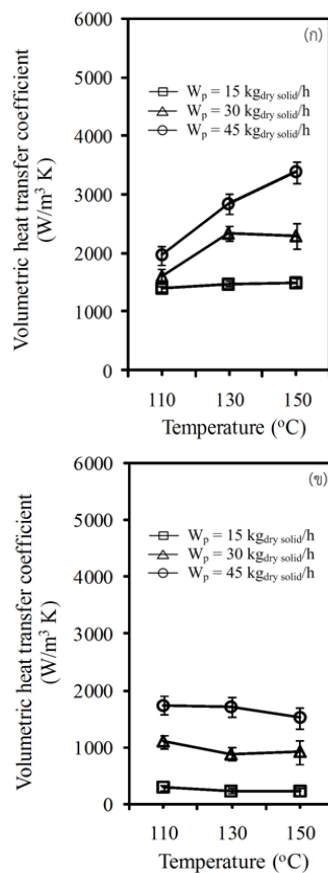
3.3 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

รูปที่ 4 และตารางที่ 3 แสดงอิทธิพลของอุณหภูมิอบแห้ง อัตราการป้อนกากถั่วเหลือง และจำนวนรอบของการป้อนกากถั่วเหลืองเข้าระบบการอบแห้ง ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 1 (รูปที่ 4(ก)) พบว่าการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้งมีแนวโน้มทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้น ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศและอุณหภูมิผิวของกากถั่วเหลืองมีค่ามากขึ้น ส่งผลให้ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึมมีค่าเพิ่มขึ้น ในขณะเดียวกัน อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้ก็มีค่าเพิ่มขึ้นด้วย ด้วยเหตุที่สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรคำนวณจากทั้งอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึม เมื่อรวมปรากฏการณ์ทั้งสองที่กล่าวข้างต้นเข้าด้วยกัน (ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึมที่เพิ่มขึ้นและอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่เพิ่มขึ้น) จึงส่งผลให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น (ตามสมการที่ 2) อย่างไรก็ตาม อุณหภูมิอบแห้งไม่ส่งผลกระทบต่ออย่างมีนัยสำคัญต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร หากอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองมีค่าน้อย ($15 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$) ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากการลดลงของความชื้นของกากถั่วเหลืองที่อุณหภูมิอบแห้งต่างๆ มีค่าไม่ต่างกันมากนักดังแสดงในตารางที่ 1 เช่นเดียวกับกรณีของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร เมื่อพิจารณาอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง พบว่า สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง

ด้วยเหตุผลเช่นเดียวกับกรณีของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร

ในกรณีของการอบแห้งรอบที่ 2 (รูปที่ 4(ข)) พบว่าอุณหภูมิอบแห้งที่เพิ่มขึ้นไม่ส่งผลกระทบต่อค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมากนัก เนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งในกรณีนี้ไม่ทำให้ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึมเพิ่มขึ้นมากนัก (มีค่าใกล้เคียงกัน) ในขณะเดียวกัน อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรก็มีค่าไม่ต่างกันมากนัก เมื่อรวมปรากฏการณ์ทั้งสองที่กล่าวข้างต้นเข้าด้วยกัน (ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงลอการิทึมที่มีค่าใกล้เคียงกัน และอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่มีค่าไม่ต่างกัน) จึงส่งผลให้สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าไม่ต่างกัน (ตามสมการที่ 2) เมื่อพิจารณาอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง พบว่า สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญตามอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองที่เพิ่มขึ้นด้วยเหตุผลเช่นเดียวกับกรณีของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร เมื่อเปรียบเทียบกับสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้ในการอบแห้งรอบที่ 1 พบว่า สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้ในการอบแห้งรอบที่ 2 มีค่าน้อยกว่า ทั้งนี้เป็นปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองในระหว่างการอบแห้งรอบที่ 2 น้อยกว่า (ดูตารางที่ 1) แนวโน้มของผลที่ได้ยังสอดคล้องกับงานวิจัยของ Swasdissevi et al. [12] ซึ่งศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเช่นกัน



รูปที่ 4 อิทธิพลของปัจจัยต่างๆที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนน้ำเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน: (ก) อบแห้งรอบที่ 1 และ (ข) อบแห้งรอบที่ 2

จากตารางที่ 3 จะเห็นว่า สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่าอยู่ในช่วง 217.1 ถึง 3385.2 W/m³ K โดยสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุด (3385.3 W/m³ K) เกิดขึ้นในการอบแห้งรอบที่ 1 ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 45 kg_{dry solid}/h

ตารางที่ 3 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่เงื่อนไขต่างๆ

T (°C)	W_p (kg _{dry solid} /h)	h_v (W/m³ K)	
		อบแห้งรอบที่ 1	อบแห้งรอบที่ 2
110	15	1393.0 ± 51.7 ^a	286.8 ± 51.1 ^a
	30	1604.3 ± 117.6 ^a	1097.9 ± 53.7 ^c
	45	1966.6 ± 162.0 ^b	1735.8 ± 89.1 ^c
130	15	1478.4 ± 50.2 ^a	239.1 ± 10.0 ^a
	30	2332.1 ± 126.1 ^c	886.9 ± 145.4 ^b
	45	2833.1 ± 175.8 ^d	1704.5 ± 122.9 ^c
150	15	1498.7 ± 67.7 ^a	217.1 ± 26.1 ^a
	30	2294.6 ± 211.4 ^c	915.4 ± 149.2 ^b
	45	3385.2 ± 85.1 ^c	1514.6 ± 28.4 ^d

ตัวอักษรภาษาอังกฤษที่ต่างกันในคอลัมน์เดียวกัน

หมายความว่าค่าดังกล่าวแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$)

3.4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ

ตารางที่ 4 แสดงความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ โดยแยกเป็นความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะสำหรับการอบแห้งรอบที่ 1 การอบแห้งรอบที่ 2 และการอบแห้งรวมทั้งสองรอบ

สำหรับการอบแห้งรอบที่ 1 พบว่า ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของพัดลมแรงดันสูง (SEC_{blower}) ลดลงเมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มขึ้น เนื่องจากเมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มขึ้น ปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองจะมากขึ้น ด้วยเหตุที่พัดลมแรงดันสูงที่ใช้ในงานวิจัยนี้ต้องการพลังงานในอัตราคงที่ในทุกเงื่อนไขการทดลอง (เนื่องจากใช้ความเร็วของอากาศเท่ากันในทุกเงื่อนไขการอบแห้ง) ปริมาณความชื้นที่ระเหยออกมามากกว่าจะส่งผลให้ SEC_{blower} มีค่าต่ำกว่า นอกจากนี้ยังพบว่า อัตราการป้อนกากถั่วเหลืองที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ SEC_{blower} มีค่าลดลงซึ่งเป็นผลจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองดังที่กล่าวก่อนหน้านี้ ในส่วนของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของชุดทำความร้อน (SEC_{heater}) พบว่า SEC_{heater}

มีแนวโน้มลดลงเมื่อเพิ่มอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง ซึ่งเป็นผลจากปริมาณความชื้นของกากถั่วเหลืองที่ระเหยมีค่าเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตาม ผลกระทบของอุณหภูมิอบแห้งที่มีต่อ SEC_{heater} กลับให้ผลในทางตรงกันข้ามกับ SEC_{blower} กล่าวคือ SEC_{heater} จะมีค่าเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิอบแห้งที่ใช้มีค่าสูง เนื่องจากชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้าต้องทำงานถี่กว่า (ใช้พลังงานมากกว่า) เมื่อเทียบกับกรณีใช้อุณหภูมิอบแห้งต่ำ ถึงแม้ว่าการใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงจะทำให้ปริมาณความชื้นที่ระเหยเพิ่มขึ้นก็ตาม แต่การเพิ่มขึ้นของความชื้นที่ระเหยในกรณีนี้ก็กลับน้อยกว่าการเพิ่มขึ้นของพลังงานที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้า

สำหรับการอบแห้งรอบที่ 2 พบว่า SEC_{blower} มีแนวโน้มลดลงเมื่ออัตราการป้อนกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น เนื่องจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง ในขณะที่พลังงานที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้ามีค่าไม่ต่างกัน

อบแห้งรอบที่ 1 ที่ SEC_{blower} ลดลงเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้น) ทั้งนี้เนื่องจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองสำหรับการอบแห้งรอบที่ 2 มีค่าลดลง ถึงแม้ว่าโดยทั่วไปการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งจะทำให้ปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นก็ตาม แต่ในกรณีนี้ความชื้นส่วนใหญ่ระเหยออกระหว่างการอบแห้งรอบที่ 1 เมื่อเปรียบเทียบกับการอบแห้งรอบที่ 1 พบว่า SEC_{blower} ของการอบแห้งรอบที่ 2 มีค่าสูงกว่า ซึ่งเป็นผลมาจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองในการอบแห้งรอบที่ 2 มีค่าน้อยกว่า ในส่วนของ SEC_{heater} พบว่าแนวโน้มของผลที่ได้จะคล้ายกับกรณีอบแห้งรอบที่ 1 ด้วยเหตุผลเช่นเดียวกัน อย่างไรก็ตาม เมื่อพิจารณาที่ค่าของ SEC_{heater} จะพบว่าค่า SEC_{heater} ของการอบแห้งรอบที่ 2 กลับมีค่าสูงกว่ามากเมื่อเปรียบเทียบกับค่า SEC_{heater} ของการอบแห้งรอบที่ 1 ที่เป็นเช่นนั้น เนื่องจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองในการอบแห้งรอบที่ 2 มีค่าต่ำกว่ามาก ในขณะที่พลังงานที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนด้วยไฟฟ้ามีค่าไม่ต่างกัน

ตารางที่ 4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งที่เงื่อนไขต่างๆ

T (°C)	W_p (kg _{dry solid} /h)	การอบแห้งรอบที่ 1		การอบแห้งรอบที่ 2		^a SEC_{Total} (MJ/kg _{water})
		SEC_{Blower} (MJ/kg _{water})	SEC_{heater} (MJ/kg _{water})	SEC_{Blower} (MJ/kg _{water})	SEC_{heater} (MJ/kg _{water})	
110	15	1.28	0.83	5.62	3.65	4.59
	30	1.13	0.81	1.50	1.13	3.15
	45	0.96	0.66	0.99	0.64	2.74
130	15	1.13	0.96	6.58	5.63	4.82
	30	0.74	0.89	1.68	1.57	2.73
	45	0.63	0.73	1.02	0.88	2.31
150	15	1.06	1.14	7.26	6.96	5.00
	30	0.69	1.04	1.75	2.03	2.60
	45	0.51	0.88	1.13	1.20	2.07

^a SEC_{Total} คำนวณจากพลังงานรวมที่ใช้ในการอบแห้งทั้งสองรอบ และปริมาณความชื้นรวมที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งทั้งสองรอบ

ในกรณีของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะรวม (SEC_{Total}) ของกระบวนการอบแห้งซึ่งคำนวณจากพลังงานรวมที่ใช้ในการอบแห้งและปริมาณความชื้นรวมที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองที่ผ่านการอบแห้งทั้งสองรอบ

พบว่า SEC_{Total} มีค่าลดลงเมื่ออัตราการป้อนกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้นซึ่งเป็นผลจากปริมาณความชื้นที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง ในส่วนของอุณหภูมิอบแห้ง พบว่า SEC_{Total}

ลดลงตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้ง ที่เป็นเช่นนี้ เนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งในกรณีนี้ ส่งผลให้ ปริมาณความชื้นรวมที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีค่า เพิ่มขึ้นมากกว่าการเพิ่มขึ้นของพลังงานรวมที่ใช้ในการ อบแห้ง (โดยเฉพาะพลังงานที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อน ด้วยไฟฟ้า) อย่างไรก็ตาม ปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นจะมี ลักษณะตรงกันข้ามเมื่อใช้อัตราการป้อนกากถั่วเหลืองต่ำ ที่สุด ($15 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$) กล่าวคือ $\text{SEC}_{\text{Total}}$ มีแนวโน้ม เพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้ง ทั้งนี้อาจ เนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิอบแห้งส่งผลให้ปริมาณความชื้น รวมที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีค่าเพิ่มขึ้นน้อยกว่าการ เพิ่มขึ้นของพลังงานรวมที่ใช้ในการอบแห้ง ดังนั้น $\text{SEC}_{\text{Total}}$ ที่ได้จึงมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นดังที่กล่าว เมื่อพิจารณา ค่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ในตารางที่ 4 พบว่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ที่ได้มีค่าอยู่ ในช่วง 2.07 ถึง $5.00 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$ โดย $\text{SEC}_{\text{total}}$ ต่ำสุดที่ ได้คือ $2.07 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$ ซึ่งเกิดขึ้นที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง $45 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$

ตารางที่ 5 แสดงการเปรียบเทียบค่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ของการ อบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยวิธีการต่างๆ จะเห็นว่า เมื่อ เปรียบเทียบกับ $\text{SEC}_{\text{total}}$ ที่ได้จากการอบแห้งกากถั่ว เหลืองด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนซึ่งใช้อากาศร้อน เป็นตัวกลางในการอบแห้งของ Choicharoen et al. [6] และ Choicharoen et al. [7] พบว่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ที่ได้จาก

งานวิจัยนี้มีค่าต่ำกว่า ซึ่งอาจเป็นเพราะเครื่องอบแห้งของ Choicharoen et al. [6] และ Choicharoen et al. [7] ใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงกว่าจึงต้องใช้พลังงานมากกว่า รวมถึงใช้อัตราการป้อนกากถั่วเหลืองต่ำกว่าจึงส่งผลให้ ปริมาณน้ำที่ระเหยออกจากกากถั่วเหลืองมีน้อยกว่า (การทำงานของเครื่องอบแห้งดังกล่าวยังไม่ถึงสภาวะอื่น) นอกจากนี้ เมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งกากถั่วเหลือง ด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนของ Choicharoen et al. [7] ซึ่งใช้อุณหภูมิร้อนยวดยิ่งเป็นตัวกลางในการอบแห้ง พบว่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ที่ได้จากงานวิจัยนี้ยังคงมีค่าต่ำกว่าเช่นกัน ทั้งนี้อาจเนื่องจากเหตุผลเช่นเดียวกับการขึ้นข้างต้น หาก เปรียบเทียบกับการอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้ง แบบเจ็ดสเปาเตดเบดของ Wachiraphansakul and Devahastin [13] พบว่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่า ต่ำกว่า รวมถึงยังมีค่าใกล้เคียงกับความ $\text{SEC}_{\text{total}}$ ที่ได้จาก การอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยเครื่องอบแห้งแบบเจ็ดสเปา เตดเบดของ Wachiraphansakul and Devahastin [14] อย่างไรก็ตามค่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ ของเครื่องอบแห้งแบบ เจ็ดสเปาเตดเบดข้างต้นยังไม่รวมปริมาณพลังงานที่ต้อง ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูง ดังนั้นหากรวมพลังงานที่ต้อง ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงในการคำนวณค่าความ สิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ จะส่งผลให้เครื่องอบแห้งแบบ เจ็ดสเปาเตดเบดดังกล่าวมีค่า $\text{SEC}_{\text{total}}$ สูงขึ้นอีก

ตารางที่ 5 เปรียบเทียบความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของการอบแห้งกากถั่วเหลืองด้วยวิธีการต่างๆ

วิธีการอบแห้ง	ตัวกลางในการอบแห้ง	เงื่อนไขการอบแห้ง		$\text{SEC}_{\text{Total}}$ ($\text{MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$)
		T ($^{\circ}\text{C}$)	W_p ($\text{kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$)	
เครื่องอบแห้งแบบกระแสน (งานวิจัยนี้)	อากาศร้อน	110 – 150	15 – 45	2.07 – 5.00
เครื่องอบแห้งแบบกระแสน [6]	อากาศร้อน	130 – 170	10 – 20	5.60 – 9.70
เครื่องอบแห้งแบบกระแสน [7]	อากาศร้อน	130 – 170	10 – 20	4.00 – 9.20
เครื่องอบแห้งแบบกระแสน [7]	ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง	130 – 170	10 – 20	3.10 – 9.80
เครื่องอบแห้งแบบเจ็ดสเปาเตดเบด [13]	อากาศร้อน	90 – 130	N/A ^a	3.69 – 5.89 ^b
เครื่องอบแห้งแบบเจ็ดสเปาเตดเบด [14]	อากาศร้อน	55 – 130	N/A ^a	1.86 – 3.52 ^b

^aการอบแห้งแบบ batch

^bพิจารณาเฉพาะพลังงานที่ใช้ทำความร้อนให้แก่อากาศร้อน (ตัวกลางในการอบแห้ง) เท่านั้น

4. สรุป

งานวิจัยนี้ได้ทำการประเมินสมรรถนะและประสิทธิภาพการใช้พลังงานของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำสำหรับกากถั่วเหลือง การทดลองอบแห้งแบ่งออกเป็นสองส่วน กล่าวคือ อบแห้ง 1 รอบ และอบแห้ง 2 รอบ จากการศึกษา พบว่า ความชื้นต่ำสุดของกากถั่วเหลืองที่ได้จากการอบแห้งมีค่า 23.7% (d.b.) ซึ่งเกิดขึ้นหลังผ่านการอบแห้งรอบที่ 2 ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 15 kg_{dry solid}/h ในกรณีของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร พบว่า สำหรับการอบแห้งรอบที่ 1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้งและอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง สำหรับการอบแห้งรอบที่ 2 พบว่า อุณหภูมิอบแห้งไม่ส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร ส่วนอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง ในกรณีของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร พบว่า ผลกระทบของอุณหภูมิอบแห้งและอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีแนวโน้มเช่นเดียวกับอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร นอกจากนี้ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์

การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสำหรับการอบแห้งรอบที่ 1 มีค่ามากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับรอบที่ 2 ในทุกเงื่อนไขการอบแห้ง อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า 1784.2 kg_{water}/m³ h และ 3385.3 W/m³ K ตามลำดับ ซึ่งเกิดขึ้นในการอบแห้งรอบที่ 1 ที่อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 45 kg_{dry solid}/h เมื่อพิจารณาความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะรวม (SEC_{Total}) ของกระบวนการอบแห้ง พบว่า SEC_{Total} ลดลงเมื่ออุณหภูมิอบแห้งและอัตราการป้อนกากถั่วเหลืองเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตามที่อัตราการป้อนกากถั่วเหลืองต่ำสุด (15 kg_{dry solid}/h) SEC_{Total} กลับมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอบแห้ง โดย SEC_{total} ต่ำที่สุดมีค่า 2.07 MJ/kg_{water} ซึ่งเกิดขึ้นเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้ง 150°C และอัตราการป้อนกากถั่วเหลือง 45 kg_{dry solid}/h ซึ่งเงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าวถือเป็นเงื่อนไขที่ดีที่สุดเมื่อพิจารณาในแง่ของประสิทธิภาพการใช้พลังงาน

5. กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจากมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ ตามสัญญาเลขที่ KMUTNB-GOV-57-02

เอกสารอ้างอิง

- [1] Tamir, A. Impinging-Stream Reactors. Elsevier, Amsterdam, 1994.
- [2] Tamir, A., Elperin, I. and Luzzatto, K. Drying in a new two impinging streams reactor. *Chemical Engineering Science*, 1984; 39: 139–146.
- [3] Sathapornprasath, K., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. Performance evaluation of an impinging stream dryer for particulate materials. *Drying Technology*, 2007; 25: 1121–1128.
- [4] Nimmol, C. and Devahastin, S. Evaluation of performance and energy efficiency of an impinging stream dryer for paddy. *Applied Thermal Engineering*, 2010; 30: 2204–2212.
- [5] Nimmol, C., Sathapornprasath, K., and Devahastin, S. Drying of high-moisture paddy using a combined impinging stream and pneumatic drying system. *Drying Technology*, 2012; 30: 1854–1862.
- [6] Choicharoen, K., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. Performance and energy consumption of an impinging stream dryer for high-moisture particulate materials. *Drying Technology*, 2010; 28: 20–29.
- [7] Choicharoen, K., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. Comparative evaluation of performance and energy consumption of hot air and superheated steam impinging stream dryers for high-moisture particulate materials. *Applied Thermal Engineering*, 2011; 31:3444–3452.
- [8] AOAC. Official Methods of Analysis. 17th edition, Gaithersburg, Maryland, 2000.

- [9] Yao, B., Berman, Y. and Tamir, A. Evaporative cooling of air in impinging streams. *AIChE Journal*, 1995; 41: 1667–1675.
- [10] Nimmol, C., Devahastin, S., Swasdisevi, T. and 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.
- [11] Kitron, A., Buchmann, R., Luzzatto, K. and 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.
- [12] Swasdisevi, T. and Devahastin, S., Thanasookprasert, S. and Soponronnarit, S. Comparative evaluation of hot-air and superheated-steam impinging stream drying as novel alternatives for paddy drying. *Drying Technology*, 2013; 31: 717–725.
- [13] Wachiraphansakul, S. and Devahastin, S. Drying kinetics and quality of soy residue (okara) dried in a jet spouted bed dryer. *Drying Technology*, 2005, 23: 1229–1242.
- [14] Wachiraphansakul, S. and Devahastin, S. Drying kinetics and quality of okara dried in a jet spouted bed of sorbent particles. *LWT-Food Science and Technology*, 2007, 40: 207–219.