



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การพัฒนาและศึกษาระบบการอบแห้งแบบกระแสน้ำสำหรับวัสดุเหลือทิ้ง
ทางการเกษตร

โดย ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ฉัตรชัย นิมมล

พฤษภาคม พ.ศ. 2553

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การพัฒนาและศึกษาระบบการอบแห้งแบบกระแสน้ำสำหรับวัสดุเหลือทิ้ง
ทางการเกษตร

ผู้วิจัย

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ฉัตรชัย นิยมล
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ

สนับสนุนโดยสำนักงานคณะกรรมการการอุดมศึกษา และสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
(ความเห็นในรายงานฉบับนี้เป็นของผู้วิจัย สกอ. และ สกว. ไม่จำเป็นต้องเห็นด้วยเสมอไป)

รหัสโครงการ: MRG5180049
ชื่อโครงการ: การพัฒนาและศึกษาระบบการอบแห้งแบบกระแสน้ำสำหรับ
วัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร
ชื่อนักวิจัย: ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ฉัตรชัย นิมมล
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
E-mail Address: ccnimmol@gmail.com
ระยะเวลาโครงการ: 2 ปี (15 พฤษภาคม 2551 – 14 พฤษภาคม 2553)

บทคัดย่อ

เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำถือเป็นเครื่องอบแห้งที่ได้รับการพิสูจน์แล้วว่ามีประสิทธิภาพดีเลิศในการลดความชื้นที่ผิวของวัสดุอนุภาคซึ่งรวมถึงวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรและข้าวเปลือก ในงานวิจัยนี้จึงได้พัฒนาและศึกษาเครื่องอบแห้งกระแสน้ำแบบสำหรับใช้กับข้าวเปลือกซึ่งความชื้นที่ผิวต้องได้รับการนำออกในขั้นต้นก่อนที่จะนำข้าวเปลือกดังกล่าวไปผ่านกระบวนการในขั้นต่อไป ผลกระทบของตัวแปรต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิอบของอากาศขาเข้า อัตราป้อน ระยะชน และลักษณะการป้อนวัสดุเข้าระบบ (ป้อนทางเดียวและป้อนสองทาง) ที่มีต่อสมรรถนะโดยรวมของเครื่องอบแห้ง (ในแง่ของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร) และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งได้ถูกศึกษาเช่นกัน จากการศึกษาพบว่า เครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ถึง 3.4 ถึง 7.7 % (d.b.) ภายในระยะเวลาอันสั้น อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่าเท่ากับ $198 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$ ในขณะที่สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสูงสุดมีค่า $7,013 \text{ W}/\text{m}^3\text{K}$ เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบจะมีค่าอยู่ในช่วง 1.81 ถึง 2.42 s ส่งผลให้อัตราการอบแห้งมีค่าประมาณ 1.52 ถึง 3.83 (% d.b.) s^{-1} ซึ่งมากกว่าการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบแบบสเปาท์เทดเบด และฟลูอิดไดซ์เบดอยู่ประมาณ 250 และ 400 เท่าตามลำดับ ในแง่ของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ พบว่า เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำมีความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะต่ำสุดเท่ากับ $5.11 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$ เมื่อทำการป้อนวัสดุสองทางที่อุณหภูมิอากาศขาเข้า 110°C ระยะชน 5 cm และอัตราป้อนวัสดุ $150 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$.

คำหลัก: การป้อนวัสดุทางเดียว; การป้อนวัสดุสองทาง; ข้าวเปลือก; ความชื้นที่ผิว; ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ; เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอยู่ในระบบ; สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร; อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร; อัตราการอบแห้ง

Project code: MRG5180049
Project title: Development and study of an impinging stream drying system for agricultural waste
Investigator: Assistant Professor Dr.Chatchai Nimmol
King Mongkut's University of Technology North Bangkok
E-mail Address: ccnimmol@gmail.com
Project period: 2 years (May 15, 2008 - May 14, 2010)

Abstract

Impinging stream dryer has proven to be an excellent alternative means for removing surface moisture of particulate materials including agricultural waste and paddy. In this study, a coaxial two-impinging stream dryer prototype for paddy, whose surface moisture needs to be removed prior to subsequent processing, was developed and tested. The effects of various operating and geometric parameters, i.e., inlet air temperature, impinging distance, particle flow rate and particle feeding characteristics (single-point feeding vs. double-point feeding), on the overall performance (in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient) and energy consumption of the dryer were then studied. It was found that the developed impinging stream dryer could reduce the moisture content of paddy by 3.4 to 7.7 % (d.b.) within a very short period of time. The maximum value of the volumetric water evaporation rate was found to be about $198 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3 \text{ h}$, while the maximum value of the volumetric heat transfer coefficient was about $7,013 \text{ W}/\text{m}^3 \text{ K}$. The mean residence time of the particles (paddy) in the system was in the range of 1.81 to 2.42 s, leading to average drying rate in the range of 1.52 to 3.83 (% d.b.) s^{-1} , which is about 250 and 40 times higher than spouted-bed and fluidized-bed dryers, respectively. The lowest total specific energy consumption of the process was $5.11 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$ when using double-point particle feeding at an inlet air temperature of 110°C , an impinging distance of 5 cm and particle flow rate of $150 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$.

Keywords: Double-point particle feeding; Drying rate; Mean residence time; Paddy; Single-point particle feeding; Specific energy consumption; Surface moisture; Volumetric heat transfer coefficient; Volumetric water evaporation rate.

บทสรุปสำหรับผู้บริหาร

เครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำเป็นเทคโนโลยีการอบแห้งที่ค่อนข้างใหม่ในประเทศไทย แต่ด้วยความสามารถที่สูงในการลดความชื้นที่ผิวของวัสดุโดยเฉพาะอย่างยิ่งวัสดุอนุภาค (Particulate material) ของเครื่องอบแห้งชนิดนี้ จึงทำให้มีความเป็นไปได้ในการนำเครื่องอบแห้งดังกล่าวมาใช้ในการอบแห้งวัสดุทางการเกษตรที่มีลักษณะเป็นอนุภาคซึ่งมีอยู่มากมายในประเทศไทย นอกเหนือจากวัสดุทางการเกษตรแล้ว ยังมีความเป็นไปได้ในการนำเครื่องอบแห้งแบบนี้ไปใช้ในการลดความชื้นของวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร อย่างไรก็ตาม ด้วยมูลค่าของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งในกรณีของข้าวเปลือกซึ่งถือเป็นสินค้าส่งออกที่สำคัญของประเทศที่สูงกว่ากรณีของวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร (เช่นกากถั่วเหลือง) ค่อนข้างมาก ระบบการอบแห้งแบบกระแสน้ำสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกจึงได้ถูกพัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้ ผลจากการนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำไปประยุกต์ใช้ในการลดความชื้นของข้าวเปลือกแสดงให้เห็นว่า เครื่องอบแห้งแบบนี้สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็วและมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานสูงกว่าเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่ใช้กันอยู่ทั่วไปในประเทศไทย อย่างไรก็ตาม การศึกษาในแง่ของคุณภาพของข้าวเปลือกที่ได้จากการอบแห้งจำเป็นต้องดำเนินการในอนาคต ผลที่ได้จากการศึกษาในงานวิจัยนี้สามารถใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานที่สำคัญสำหรับการพัฒนากระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น รวมถึงสามารถนำไปขยายผลเพื่อใช้กับวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่นได้อีกในอนาคตซึ่งจะช่วยยกระดับอุตสาหกรรมการแปรรูปผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรของประเทศได้อีกทางหนึ่ง นอกจากผลในเชิงวิชาการแล้ว ผลการศึกษาที่ได้จากงานวิจัยนี้ยังได้รับการยอมรับให้ตีพิมพ์เผยแพร่ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติจำนวน 1 เรื่อง ได้แก่บทความเรื่อง Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy ซึ่งได้รับการตอบรับให้ตีพิมพ์ใน Applied Thermal Engineering (Impact factor = 1.349)

เนื้อหาทวนวิจัย

1. บทนำ

โดยทั่วไป อุตสาหกรรมผลิตอาหารที่ต้องนำผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรมาแปรรูปมักก่อให้เกิดกากของเสียหรือวัสดุเหลือทิ้ง (Waste) ในรูปแบบต่าง ๆ อยู่เสมอซึ่งปริมาณของกากของเสียหรือวัสดุเหลือทิ้งจะมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับลักษณะของกระบวนการผลิต กำลังการผลิต รวมไปถึงชนิดของผลิตภัณฑ์อาหารที่ทำการผลิต ในกรณีที่กากของเสียหรือวัสดุเหลือทิ้งดังกล่าวมีปริมาณมาก การจัดการกับกากของเสียหรือวัสดุเหลือทิ้งเหล่านี้ถือเป็นเรื่องที่มีความสำคัญมาก ตัวอย่างของกากของเสียหรือวัสดุเหลือทิ้งที่เกิดจากกระบวนการแปรรูปผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรที่เห็นได้ชัดเจน ได้แก่ กากถั่วเหลือง (Okara) ที่เหลือจากกระบวนการผลิตน้ำมันถั่วเหลืองซึ่งมีปริมาณค่อนข้างมากในแต่ละปี โดยปกติแล้ว กากถั่วเหลืองที่ได้จากกระบวนการดังกล่าวจะมีความชื้นสูงซึ่งจะเสื่อมสภาพ (เน่าเสีย) อย่างรวดเร็ว หากไม่มีวิธีการจัดการที่เหมาะสมก็อาจก่อให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมและชีวอนามัยตามมามากมาย การจัดการกับกากถั่วเหลืองที่ได้จากกระบวนการดังกล่าวข้างต้นสามารถทำได้หลายวิธี หนึ่งในวิธีการที่มีความเหมาะสมเป็นอย่างยิ่งได้แก่การอบแห้ง (Drying) ซึ่งจะช่วยให้กากถั่วเหลืองมีความชื้นลดลงหรือกลายเป็นกากถั่วเหลืองแห้งที่ง่ายต่อการจัดการต่อไปด้วยวิธีการต่าง ๆ เช่น การเผาหรือการฝังกลบ หรือแม้กระทั่งนำไปใช้เป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมอาหารสัตว์หรืออื่น ๆ เป็นต้น การอบแห้งกากถั่วเหลือง (หรือวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรชนิดอื่น ๆ) สามารถทำได้ด้วยการใช้เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง (Drum dryer) เครื่องอบแห้งแบบโรตารี (Rotary dryer) หรือเครื่องอบแห้งแบบสเปาท์เทดเบด (Spouted bed dryer) เป็นต้นซึ่งล้วนแล้วแต่ใช้อากาศร้อน (Hot air) เป็นตัวกลางในการอบแห้งทั้งสิ้น อย่างไรก็ตาม การอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งลักษณะดังกล่าวยังคงมีข้อจำกัดในแง่ของพลังงานที่ใช้ในกระบวนการอบแห้งซึ่งใช้เวลาอบแห้งนาน ทำให้สิ้นเปลืองพลังงานในการอบแห้งมาก (มีประสิทธิภาพทางความร้อนต่ำ) ด้วยเหตุนี้จึงจำเป็นต้องหาวิธีการอบแห้งแบบอื่นที่มีประสิทธิภาพทางความร้อนสูงมาใช้ในการอบแห้งกากถั่วเหลือง (หรือวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรชนิดอื่น ๆ) ที่กล่าวข้างต้น

ประสิทธิภาพทางความร้อนของกระบวนการอบแห้งวัสดุอนุภาค (Particulate material) เช่น กากถั่วเหลือง ข้าว หรือวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่น ๆ ที่ใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการอบแห้งสามารถเพิ่มขึ้นได้โดยการทำให้วัสดุอนุภาคมีขนาดเล็กลงเพื่อเพิ่มพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างวัสดุอนุภาคกับอากาศร้อน หรือโดยการเพิ่มระยะเวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างวัสดุอนุภาคกับอากาศร้อน รวมไปถึงการ ทำให้ความต้านทานในการถ่ายเทมวลและความร้อนที่ผิวของวัสดุอนุภาคลดลง ซึ่งในทางทฤษฎีแล้ว ปรากฏการณ์ทั้งหมดที่กล่าวนี้สามารถเกิดขึ้นได้ด้วยการใช้ระบบการอบแห้งแบบกระแสน้ำ (Impinging stream drying)

หลักการพื้นฐานของการอบแห้งแบบกระแสน้ำคือการให้กระแสน้ำไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้ง (โดยส่วนใหญ่คืออากาศร้อน) 2 กระแส (หรือมากกว่า) มาชนกัน (Tamir et al., 1984) โดยให้กระแสใดกระแสหนึ่ง (หรือมากกว่า) พาว์วัสดุเข้ามาสู่ระบบ ผลของการชนกันของกระแสน้ำไหลของตัวกลางที่ใช้การอบแห้งจะทำให้เกิดบริเวณการชน (Impingement zone) ซึ่งเป็นบริเวณที่มีอัตราการ

ถ่ายเทมวลสาร ความร้อน และโมเมนตัมสูงมาก ทั้งนี้เนื่องจากบริเวณดังกล่าวมีแรงเฉือนและความปั่นป่วนของกระแสการไหลสูงมาก นอกจากนี้การเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในระบบยังมีลักษณะพิเศษ กล่าวคือการเคลื่อนที่ของอนุภาคจะเป็นแบบสวนทางกลับไปกลับมา (Oscillatory motion) ภายในบริเวณการชน ซึ่งเริ่มต้นจากการที่อนุภาคถูกเร่งให้มีความเร็วสูงโดยกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งกระแสนี้ (กระแสที่พาอนุภาคเข้าสู่ระบบ) และวิ่งสวนเข้าไปในกระแสการไหลตรงกันข้ามอันเนื่องมาจากแรงเฉื่อยของอนุภาคนั้น จนในที่สุดอนุภาคดังกล่าวจะหยุดการเคลื่อนที่เนื่องจากถูกต้านด้วยกระแสการไหลตรงกันข้าม หลังจากนั้นอนุภาคจะถูกเร่งให้มีความเร็วสูงขึ้นอีกครั้งโดยกระแสการไหลตรงกันข้ามเพื่อเคลื่อนที่เข้าสู่บริเวณการชนอีกครั้ง ปรากฏการณ์การเคลื่อนที่ของอนุภาคจะเป็นเช่นนี้ไปเรื่อย ๆ จนกระทั่งความเร็วของอนุภาคลดลงจนถึงค่า ๆ หนึ่ง อนุภาคจะถูกกระแสการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งพาออกไปจากระบบ (ห้องอบแห้ง) ด้วยลักษณะการเคลื่อนที่ของอนุภาคแบบกลับไปกลับมาดังที่กล่าวจึงส่งผลให้อนุภาคอยู่ในระบบเป็นระยะเวลานานยิ่งขึ้น เวลาในการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลสารระหว่างอนุภาคกับตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งจึงมากขึ้นตามไปด้วย ด้วยเหตุที่กล่าวข้างต้นจึงทำให้ระบบการอบแห้งแบบกระแสนี้มีประสิทธิภาพทางความร้อนสูงกว่าระบบการอบแห้งชนิดอื่นมาก นั้นหมายความว่าระบบการอบแห้งแบบกระแสนี้จะมีขนาดเล็กกว่ารวมไปถึงใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่าเครื่องอบแห้งแบบอื่นที่การอบแห้งเท่ากัน จึงนับได้ว่าการอบแห้งแบบกระแสนี้เป็นระบบการอบแห้งที่มีความน่าสนใจในการนำมาประยุกต์ใช้เป็นอย่างยิ่ง

แม้ว่าจะมีจุดเด่นในแง่ของประสิทธิภาพทางความร้อนที่สูงดังกล่าวข้างต้น แต่ระบบการอบแห้งแบบกระแสนี้ยังเป็นเทคโนโลยีที่ค่อนข้างใหม่โดยเฉพาะอย่างยิ่งสำหรับประเทศไทย การพัฒนาและการศึกษาที่เกี่ยวข้องกับระบบการอบแห้งแบบนี้ยังมีจำนวนไม่มาก สำหรับในประเทศไทยนั้น เครื่องอบแห้งแบบกระแสนี้เครื่องแรกได้ถูกพัฒนาขึ้นโดย [Sathapornprasath et al. \(2007\)](#) แต่ด้วยขนาดของเครื่องอบแห้งที่ค่อนข้างเล็ก (ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางท่อทางเข้าประมาณ 25 mm) จึงทำให้เกิดปัญหาการอุดตันภายในระบบได้ง่ายเมื่อนำมาใช้ในการอบแห้งวัสดุที่มีความชื้นสูง (กากถั่วเหลือง) ประกอบเกิดปัญหาการจับตัวของวัสดุในระหว่างป้อนเข้าเครื่องอบแห้ง ส่งผลให้อัตราป้อนวัสดุเข้าเครื่องอบแห้งไม่สม่ำเสมอ ด้วยเหตุนี้ การศึกษาสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนี้ที่ได้พัฒนาขึ้นสำหรับการอบแห้งวัสดุที่มีความชื้นสูงดังกล่าวจึงไม่สามารถทำได้

ด้วยเหตุที่กล่าวข้างต้น ผู้วิจัยจึงเกิดแนวคิดที่จะพัฒนาระบบการอบแห้งแบบกระแสนี้สำหรับการอบแห้งวัสดุที่มีความชื้นสูง (กากถั่วเหลือง และวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรอื่น ๆ) โดยการเพิ่มขนาดของระบบให้ใหญ่ขึ้นเพื่อแก้ปัญหาดังกล่าวในระบบ รวมไปถึงการปรับเปลี่ยนวิธีการป้อนวัสดุเข้าระบบให้มีความแม่นยำมากขึ้น (มีความสม่ำเสมอมากขึ้น) ซึ่งในที่นี้ได้ป้อนวัสดุเข้าระบบด้วยสายพานป้อนวัสดุ (Belt feeder) ที่พัฒนาขึ้นมาโดยเฉพาะสำหรับวัสดุที่มีความชื้นและมีความสามารถในการจับตัวสูง หลังจากที่ได้พัฒนาระบบการอบแห้งแบบกระแสนี้สำเร็จ ระบบการอบแห้งได้ถูกทดสอบการทำงานโดยใช้วัสดุทางการเกษตรที่สามารถไหลในระบบได้ง่าย (ข้าวเปลือก) และวัสดุที่มีความสามารถในการเกาะตัวสูง (กากถั่วเหลือง) เป็นวัสดุตัวอย่างในการทดสอบ ผลการทดสอบแสดงให้เห็นว่าระบบการอบแห้งสามารถทำงานได้ดีโดยไม่ก่อให้เกิดปัญหาการอุดตันในระบบ รวมถึงการ

ควบคุมอัตราป้อนวัสดุเข้าระบบก็สามารถทำได้ด้วยความแม่นยำโดยมีคลาดเคลื่อนไม่เกิน 3% จากอัตราป้อนที่กำหนดสำหรับวัสดุตัวอย่างทั้งสองข้างต้น (ความแม่นยำในกรณีของข้าวเปลือกจะสูงกว่าเล็กน้อย)

นอกจากระบบการอบแห้งที่พัฒนาขึ้นจะทำงานได้ตามวัตถุประสงค์ของโครงการแล้ว ผลที่ได้รับในระหว่างการทดสอบการทำงานของระบบโดยใช้ข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 28% (d.b.) ยังแสดงให้เห็นว่าระบบการอบแห้งแบบกระแสนที่พัฒนาขึ้นมีศักยภาพสูงที่จะนำมาใช้ในการลดความชื้นของข้าวเปลือก (นอกเหนือจากการนำมาใช้กับวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตร) กล่าวคือสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้มากภายในระยะเวลาอันสั้น ประกอบกับข้าวเปลือกเป็นผลผลิตทางการเกษตรชนิดหนึ่งที่ทำรายได้ให้กับประเทศค่อนข้างมากและมีราคาสูงกว่าวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรทั่วไป รวมถึงข้าวเปลือกที่เก็บเกี่ยวมาก็มีความชื้นสูงจึงมีความจำเป็นต้องมีการอบแห้งเพื่อหลีกเลี่ยงการเสื่อมคุณภาพจากจุลินทรีย์และการหายใจของข้าวเปลือก ดังนั้นการศึกษาความเป็นไปได้ในการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้ระบบการอบแห้งแบบกระแสนจึงน่าจะทำได้ข้อมูลพื้นฐานที่สำคัญสำหรับการพัฒนาระบบการอบแห้งข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น รวมถึงสามารถนำไปขยายผลเพื่อใช้กับวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่นได้ในอนาคตซึ่งจะช่วยให้ยกระดับให้อุตสาหกรรมการแปรรูปผลิตภัณฑ์ทางการเกษตรของประเทศได้อีกทางหนึ่ง

ด้วยเหตุที่กล่าวข้างต้น การดำเนินงานวิจัยในโครงการนี้จึงเน้นไปที่การศึกษาความเป็นไปได้ในการนำเทคนิคกระแสนในฐานะที่เป็นเทคนิคที่มีศักยภาพสูงดังกล่าวข้างต้น ใช้ในการลดความชื้นของข้าวเปลือก โดยงานวิจัยนี้จะทำการพัฒนาระบบการลดความชื้นด้วยเทคนิคกระแสนต้นแบบในระดับห้องปฏิบัติการและทำการศึกษาอิทธิพลของปัจจัยในการอบแห้งข้าวเปลือกซึ่งได้แก่ อุณหภูมิของอากาศร้อน ความเร็วของอากาศร้อน และอัตราการป้อนข้าวเปลือกที่มีต่อสมรรถนะของระบบการอบแห้งที่พัฒนาขึ้น รวมไปถึงความสิ้นเปลืองพลังงานที่ใช้ในกระบวนการลดความชื้นข้าวเปลือกซึ่งคาดว่าจะผลที่ได้จากการศึกษานี้จะสามารถนำไปใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานสำหรับการพัฒนาระบบการลดความชื้นข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น รวมถึงสามารถขยายผลเพื่อใช้กับวัสดุทางการเกษตรชนิดอื่นหรือวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรชนิดต่าง ๆ ได้ในอนาคต

2. วัตถุประสงค์ของโครงการวิจัย

- 2.1 เพื่อพัฒนาระบบการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยเทคนิคกระแสน
- 2.2 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการลดความชื้นข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคกระแสน
- 2.3 เพื่อศึกษาอิทธิพลของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน และความสิ้นเปลืองพลังงานในกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือก

3. ขอบเขตของโครงการวิจัย

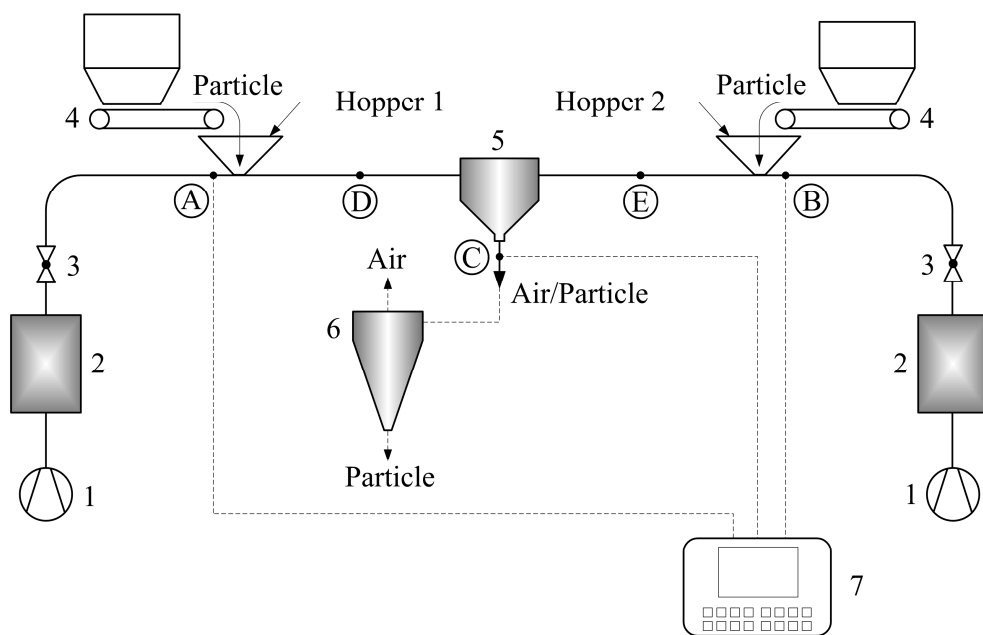
- 3.1 พัฒนาระบบการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยเทคนิคกระแสน
- 3.2 ศึกษาอิทธิพลของปัจจัยในการลดความชื้นข้าวเปลือก เช่น อุณหภูมิของอากาศร้อน ความเร็วของอากาศร้อนหรืออัตราการป้อนข้าวเปลือกที่มีต่อสมรรถนะของระบบในแง่ของสัมประสิทธิ์การ

ถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร (Volumetric heat transfer coefficient) อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (Volumetric water evaporation rate) และความสิ้นเปลืองพลังงานที่ใช้ในกระบวนการอบแห้ง

4. อุปกรณ์และวิธีทดลอง

4.1 อุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

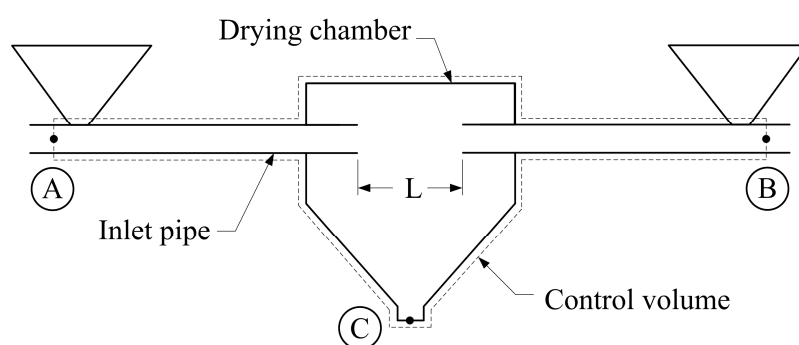
แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนที่พัฒนาขึ้นในงานวิจัยนี้ได้แสดงให้เห็ดังรูปที่ 1 ในที่นี้ห้องอบแห้ง (Drying chamber) ซึ่งทำจากสแตนเลสขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.39 m และมีปริมาตร 0.046 m³ โดยท่อทางเข้าของอากาศทั้งสองด้านของห้องอบแห้งมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.05 m ระยะห่างระหว่างท่อทางเข้าทั้งสองด้านของห้องอบแห้งสามารถปรับได้ด้วยข้อต่อท่อขนาดต่างๆ ในที่นี้ อากาศร้อนที่ใช้เป็นตัวกลางในการอบแห้งถูกจ่ายเข้าสู่ห้องอบแห้งแต่ละด้านด้วยพัดลมแรงดันสูง (High pressure blower) จำนวน 2 ตัว (Crelec, model HB-629, Shanghai, China) ขนาดตัวละ 5 kW และสามารถสร้างความดันได้ 280 mbar ที่อัตราไหลของอากาศ 5.2 m³/min อุณหภูมิของอากาศร้อนที่ป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้งเกิดการทำงานของชุดทำความร้อนแบบใช้ไฟฟ้า (Electric heater) ขนาด 15 kW จำนวน 2 ชุด ซึ่งถูกควบคุมการทำงานด้วยชุดควบคุมแบบ PID (DHC, model DHC1T-D, Wenzhou, China) ซึ่งมีความแม่นยำ ± 1 °C



รูปที่ 1 แผนผังของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน

- 1) พัดลมแรงดันสูง 2) ชุดทำความร้อน 3) โกลบวาล์ว 4) สายพานป้อนวัสดุ 5) ห้องอบแห้ง
- 6) ไซโคลน 7) เครื่องบันทึกอุณหภูมิและความชื้น

อุณหภูมิของอากาศเข้าห้องอบแห้งถูกบันทึกอย่างต่อเนื่องด้วยเทอร์โมคัปเปิลชนิด K ซึ่งต่ออยู่กับเครื่องบันทึกอุณหภูมิ (Hioki, model 842-51, Tokyo, Japan) ในขณะที่อุณหภูมิกระเปาะเปียก (Wet-bulb temperature) ของอากาศที่เข้าและออกจากห้องอบแห้งถูกตรวจวัดและบันทึกด้วยเครื่องวัดความชื้นแบบพกพา (Vaisala, model HM70, Helsinki, Finland) ในที่นี้อุณหภูมิกระเปาะเปียกและอุณหภูมิกระเปาะแห้งของอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง (T_{wi} และ T_{di} ตามลำดับ) ถูกตรวจวัดที่จุด A และ B (ดังรูปที่ 1 และ 2) ส่วนอุณหภูมิกระเปาะเปียกและอุณหภูมิกระเปาะแห้งของอากาศที่ออกจากห้องอบแห้งถูกตรวจวัดที่จุด C



รูปที่ 2 ปริมาตรควบคุมของระบบการอบแห้งแบบกระแสขนที่สำหรับคำนวณอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

ความเร็วของอากาศภายในท่อทางเข้าทั้งสองข้างที่เข้าห้องอบแห้งสามารถปรับได้โดยใช้โกลบวาล์ว (Globe valve) ซึ่งความเร็วของอากาศดังกล่าวถูกวัด ที่จุด D และ E ด้วยท่อปีโตท์ (Pitot tube) ซึ่งเชื่อมต่อกับเครื่องวัดความเร็วลมอเนกประสงค์ (Testo, model 445, Lenzkirch, Germany) ซึ่งมีความแม่นยำ ± 0.2 m/s อัตราการป้อนข้างเปลือกเข้าสู่ระบบถูกควบคุมด้วยสายพานป้อนวัสดุที่สามารถปรับความเร็วได้โดยจะรับข้าวเปลือกจากฮอปเปอร์ซึ่งติดตั้งที่ด้านบนของสายพานป้อนวัสดุความเร็วของสายพานจะถูกควบคุมด้วยรอบการหมุนของมอเตอร์ไฟฟ้ากระแสตรงซึ่งใช้เป็นต้นกำลังขับเคลื่อน ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะถูกแยกออกจากอากาศที่มีความชื้น (Moist air) ด้วยไซโคลน (Cyclone) ซึ่งติดตั้งที่ทางออกของห้องอบแห้ง ในระหว่างการทดลองเพื่อประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้ง ไซโคลนจะถูกนำออกจากระบบ โดยตัวอย่างของไซโคลนจะถูกเก็บตามเวลาที่กำหนดที่ช่องทางออกของห้องอบแห้ง (จุด C) และเพื่อลดปัญหาความคลาดเคลื่อนในการประเมินสมรรถนะและความสิ้นเปลืองพลังงานของเครื่องอบแห้งแบบกระแสขนเนื่องจากความร้อนสูญเสียระบบการอบแห้งทั้งหมดจึงถูกหุ้มด้วยฉนวนใยแก้ว

4.2 วัสดุที่ใช้ในการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ ข้าวเปลือกถูกใช้เป็นวัสดุตัวอย่างในการทดลอง โดยข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 28% (d.b.) ถูกเตรียมโดยการเติมน้ำตามจำนวนที่กำหนดเข้าไปผสมกับข้าวเปลือก จากนั้นจึงนำข้าวเปลือกดังกล่าวไปเก็บในตู้แช่ที่อุณหภูมิ 4 °C เป็นระยะเวลา 2 วัน ก่อนเริ่มการ

ทดลอง ข้าวเปลือกจะถูกน้ำออกจากตู้แช่เพื่อผึ่งในบรรยากาศเป็นระยะเวลาประมาณ 20 นาทีเพื่อให้ข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิห้อง

4.3 วิธีการทดลอง

ก่อนเริ่มทำการทดลอง ระยะห่างระหว่างปากท่อทางเข้าภายในห้องอบแห้งหรือระยะชน (Impinging distance) จะถูกปรับจนได้ระยะตามที่กำหนด ในขั้นแรก พัดลมแรงดันสูงและชุดทำความร้อนจะทำงานก่อน เมื่ออุณหภูมิของอากาศที่เข้าสู่ห้องอบแห้งเพิ่มสูงจนถึงค่าที่กำหนด วัสดุตัวอย่าง (ข้าวเปลือก) จะถูกป้อนเข้าระบบผ่านทางสายพานป้อนวัสดุในอัตราการป้อนที่กำหนด การเก็บตัวอย่างของข้าวเปลือกจะเริ่มดำเนินการเมื่อระบบอยู่ในสภาวะคงตัว โดยจากการทดลองในเบื้องต้นพบว่าระบบจะเข้าสู่สภาวะคงตัวหลังจากป้อนข้าวเปลือกเข้าระบบแล้วประมาณ 180 s (ประมาณ 3 min) โดยในแต่ละเงื่อนไขการทดลองจะทำการเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจำนวน 3 ครั้ง โดยมีช่วงช่วงห่างของเวลาในการเก็บตัวอย่างเท่า ๆ กันทั้ง 3 ช่วง

การทดลองจะกระทำที่ใช้อุณหภูมิอบแห้ง (Drying temperature) ซึ่งหมายถึงอุณหภูมิกระเปาะแห้งที่จุด A และ B เท่ากับ 110 130 และ 150 °C อัตราป้อนข้าวเปลือกเข้าระบบเท่ากับ 130 และ 150 kg_{dry solid}/h ระยะชน (หรือระยะห่างระหว่างปากท่อทางเข้าของอากาศทั้งสองด้าน) เท่ากับ 5 10 และ 15 cm นอกจากนี้ การป้อนวัสดุเข้าระบบทางเดียว (Single-point particle feeding) และป้อนวัสดุสองทาง (Double-point particle feeding) ยังได้ถูกทดสอบเพื่อประเมินผลกระทบของลักษณะการป้อนวัสดุเข้าระบบที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน สำหรับการป้อนวัสดุสองทาง อัตราป้อนข้าวเปลือกเท่ากับ 65 และ 75 kg_{dry solid}/h ที่แต่ละด้านของห้องอบแห้งถูกใช้สำหรับอัตราการป้อน 130 และ 150 kg_{dry solid}/h ตามลำดับ ในงานวิจัยนี้ ความเร็วของอากาศที่ไหลเข้าสู่ระบบจะถูกกำหนดให้มีค่าคงที่เท่ากับ 20 m/s ในทุกเงื่อนไขการทดลอง

4.4 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร

สมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนพิจารณาได้จากอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร โดยสามารถคำนวณได้ดังสมการต่อไปนี้ (Tamir, 1994)

$$N_v = W_p(X_i - X_o)/V_r \quad (1)$$

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

โดยที่ N_v คือ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (kg_{water}/m³h) h_v คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทร้อนเชิงปริมาตร (W/m³K) X คือ ความชื้นของวัสดุ (kg/kg d.b.) W_p คือ อัตราป้อนวัสดุ (kg_{dry solid}/h) V_r คือ ปริมาตรของห้องอบแห้ง (m³) ซึ่งรวมท่อทางเข้าทั้งสองด้านไว้ด้วย (ดูรูปที่ 2) λ คือ ความร้อนแฝงของการระเหย (kJ/kg) และ ΔT_{lm} คือ ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกกาลีทึม (Logarithmic mean temperature difference) สำหรับอากาศที่เข้าและออกจากห้องอบแห้ง (°C) ซึ่งหาได้จาก

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

เมื่อ ตัวห้อย o และ i แสดงถึงทางออกและทางเข้าของห้องอบแห้งตามลำดับ

4.5 เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ

เพื่อยืนยันผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนวน เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ (Particle mean residence time) สำหรับข้าวเปลือกที่เงื่อนไขการทดลองต่าง ๆ ได้ถูกประเมิน ในงานวิจัยนี้ เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบสามารถประเมินได้จาก

$$\tau = m_p / W_p \quad (4)$$

โดยที่ τ คือ เวลาเฉลี่ยที่วัสดุอนุภาคอยู่ในระบบ (s) m_p คือ ปริมาณของวัสดุอนุภาคค้างในระบบ (Particle hold-up) (kg) และ W_p คือ อัตราป้อนวัสดุซึ่งในที่นี้คือข้าวเปลือก (kg/s)

การหาค่าของ m_p สามารถทำได้โดยเดินระบบการอบแห้งและป้อนวัสดุ (ข้าวเปลือก) เข้าสู่ระบบ รอจนกระทั่งระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว จากนั้นหยุดการทำงานของระบบ (ทั้งพัดลมแรงดันสูงและสายพานป้อนวัสดุ) แบบฉับพลัน จากนั้นให้ทำการเดินเฉพาะพัดลมแรงดันสูงเพื่อไล่วัสดุที่ค้างในระบบออกมาจนหมด วัสดุที่ถูกไล่ออกจากระบบจะถูกกักเก็บโดยภาชนะที่จุด C สุดท้ายให้นำวัสดุที่ไล่ออกมาจากระบบมาทำการชั่งน้ำหนักซึ่งค่าที่ได้ก็คือปริมาณของวัสดุที่ค้างในระบบนั่นเอง

4.6 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง

ความสิ้นเปลืองพลังงานของกระบวนการอบแห้งประกอบไปด้วยพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงและพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนเพื่อสร้างพลังงานความร้อนโดยความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าดังกล่าวสามารถวัดได้โดยตรงด้วย Kilowatt-hour meter

ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ (Specific energy consumption: SEC) ถูกใช้เป็นดัชนีบ่งชี้ถึงประสิทธิภาพการใช้พลังงานของกระบวนการอบแห้งสำหรับงานวิจัยนี้ โดยค่า SEC ของกระบวนการอบแห้งสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้ (Nimmol et al., 2007)

$$SEC = E / m_w \quad (5)$$

เมื่อ SEC คือ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง (kWh/kg_{water}) E คือ พลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงหรือพลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อน (kWh) และ m_w คือ ปริมาณน้ำ (ความชื้น) ที่ถูกนำออกจากผลิตภัณฑ์ที่นำมาอบแห้ง (kg) ซึ่งประเมินได้จากความแตกต่างระหว่างความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ที่นำมาอบแห้ง ในงานวิจัยนี้ ปริมาณน้ำ (ความชื้น) ที่ถูกนำออกจากผลิตภัณฑ์ที่นำมาอบแห้งประเมินได้จากสมการต่อไปนี้

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

เมื่อ t คือ เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง (h)

4.7 การวิเคราะห์ทางสถิติ

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

5. ผลการทดลองและวิจารณ์

5.1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

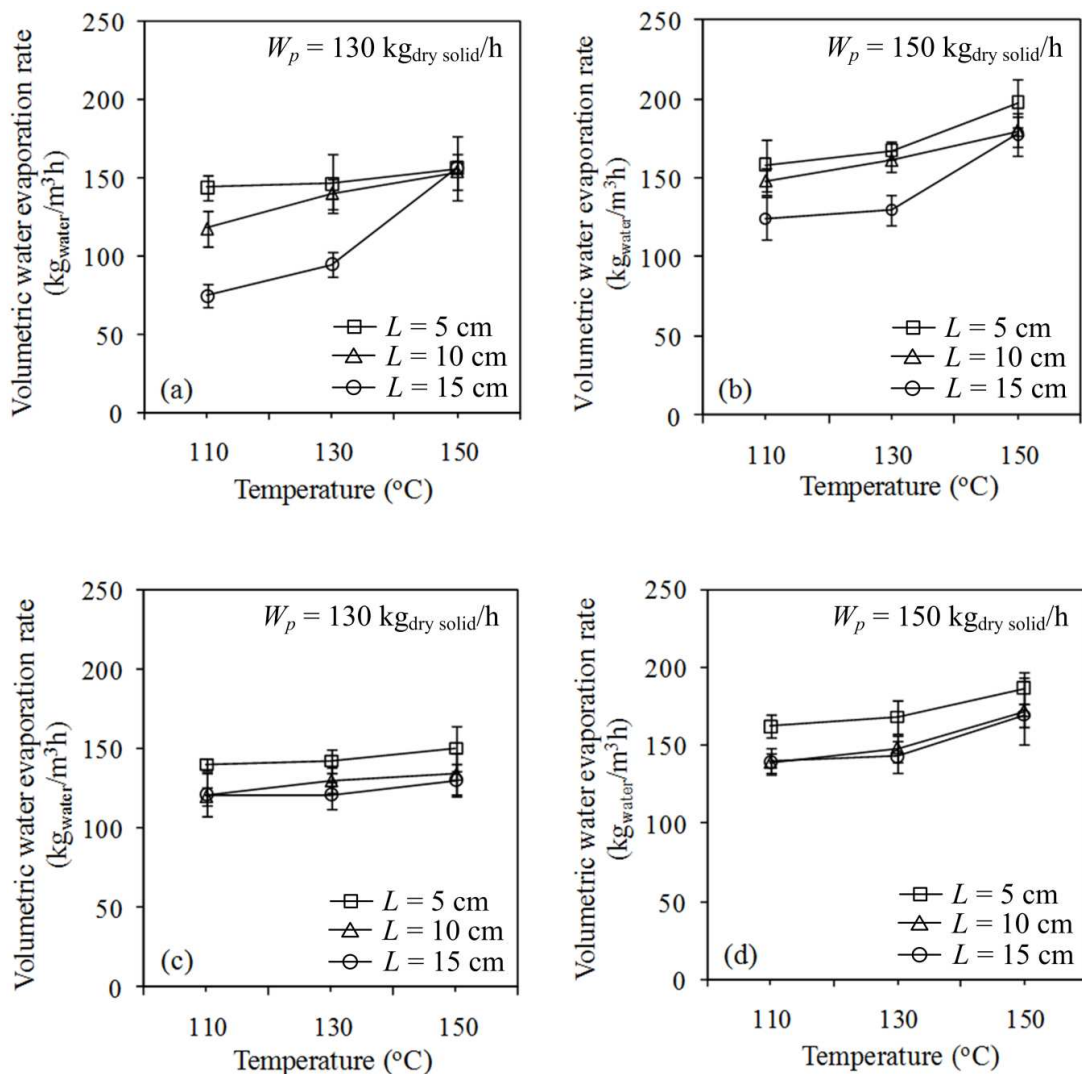
รูปที่ 3 แสดงผลกระทบของอุณหภูมิของอากาศขาเข้า (อุณหภูมิอบแห้ง) ระยะชน อัตราป้อนวัสดุ และลักษณะการป้อนวัสดุเข้าระบบที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร จะเห็นว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิอากาศขาเข้าซึ่งเป็นผลมาจากความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศ (ตัวกลางในการอบแห้ง) และอุณหภูมิผิวของวัสดุ (ในที่นี้คืออุณหภูมิกระเปาะเปียก) เมื่อใช้อุณหภูมิอากาศขาเข้าสูงมีค่ามากกว่ากรณีใช้อุณหภูมิขาเข้าต่ำ ส่งผลให้แรงขับเคลื่อนสำหรับการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวล (ความชื้น) มีค่ามากกว่าโดยเฉพาะอย่างยิ่งในช่วงการอบแห้งคงที่ (Unhindered rate drying period) อย่างไรก็ตาม การวิเคราะห์ทางสถิติก็แสดงให้เห็นว่า อุณหภูมิของอากาศขาเข้าในเกือบทุกเงื่อนไขการทดลองไม่ส่งผลกระทบต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรอย่างมีนัยสำคัญ (ดูตารางที่ 1) ยกเว้นที่ระยะชนมากที่สุด (15 cm) สำหรับการป้อนวัสดุทางเดียว (ดูรูปที่ 3a และ 3b) ซึ่งอาจเป็นผลมาจากที่เงื่อนไขการทดลองนี้ ความรุนแรงในการชนระหว่างอนุภาคทั้งสองกระแสนี้ซึ่งมักเกิดขึ้นกับกรณีที่ระยะชนมากไม่ใช่เป็นตัวแปรหลักที่ส่งผลต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร (Sathapornprasath et al., 2007)

ในกรณีของอัตราป้อนวัสดุ พบว่า การเพิ่มอัตราป้อนวัสดุ (อัตราส่วนระหว่างมวลของวัสดุและอากาศมีค่ามาก) ที่อุณหภูมิขาเข้าของอากาศคงที่จะส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้น ที่เป็นเช่นนั้นเนื่องจากเครื่องอบแห้งที่พัฒนาขึ้นยังมีความสามารถมากพอที่จะรองรับภาระในการระเหยน้ำในวัสดุที่เข้ามาในระบบพร้อมกับข้าวเปลือกภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าว สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่า อัตราป้อนวัสดุสามารถเพิ่มขึ้นได้อีกเนื่องจากการทำงานของเครื่องอบแห้งยังไม่อยู่ภายใต้สถานะอั้น (Chocking point) ซึ่งสภาวะดังกล่าวนี้ได้นำเสนอโดย Kitron et al. (1987)

ในกรณีของระยะชน พบว่า ระยะชนที่สั้นกว่าจะทำให้อัตราการระเหยน้ำมีค่ามากกว่า ทั้งนี้ อาจเป็นเพราะที่ระยะชนน้อย แรงเฉือนและความปั่นป่วนในการไหลภายในบริเวณการชน (Impinging zone) อันเกิดจากความรุนแรงในการชนระหว่างอนุภาคทั้งสองกระแสนี้ทำให้เกิดค่าเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ความต้านทานต่อการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลที่ผิวของวัสดุลดลง ความชื้นจึงสามารถถ่ายเทออกจากวัสดุได้มากกว่า (Hu et al., 1999) ผลที่ได้นี้สอดคล้องกับการรายงานของ Sathapornprasath et al. (2007) (กรณีของความเร็วอากาศขาเข้า 16 m/s และอัตราป้อนวัสดุ 20 kg_{dry solid}/h) และ Choicharoen et al. (2010) (กรณีของความเร็วอากาศขาเข้า 20 m/s) อย่างไรก็ตาม ระยะชนไม่ส่งผลกระทบต่ออย่างมีนัยสำคัญต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรเมื่อการอบแห้งกระทำที่

อุณหภูมิอากาศเข้าสู่สูงที่สุด (150 °C) เนื่องจาก พลังงานที่สะสมภายในวัสดุซึ่งเป็นผลจากการใช้อุณหภูมิอากาศเข้าสู่สูงถือเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลต่อการระเหยของน้ำในวัสดุในช่วงตัวแปรที่ทำการทดลอง

เมื่อพิจารณาผลกระทบของลักษณะการป้อนวัสดุในตารางที่ 1 พบว่า ลักษณะการป้อนวัสดุไม่ส่งผลกระทบอย่างมีนัยสำคัญต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรในเกือบทุกเงื่อนไขการทดลอง ยกเว้นที่ระยะชนมากที่สุด (15 cm) และที่อัตราการป้อน 130 kg_{dry solid}/h นอกจากนี้ยังสังเกตพบอีกว่าที่อุณหภูมิของอากาศเข้าต่ำ ๆ (110 และ 130 °C) อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรในกรณีป้อนวัสดุสองทางมีค่ามากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีป้อนวัสดุทางเดียว ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากในกรณีป้อนวัสดุสองทาง วัสดุที่อยู่ในกระแสดำอากาศร้อนแต่ละด้านมีปริมาณน้อยกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับกรณีป้อนวัสดุทางเดียว ส่งผลให้ภาระทางความร้อนของอากาศร้อนในแต่ละกระแสมีค่าน้อยกว่าซึ่งทำให้โอกาสที่ความชื้นจะระเหยออกจากวัสดุมีมากกว่าด้วย



รูปที่ 3 อิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีต่ออัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ:
(a) และ (b) ป้อนวัสดุทางเดียว, (c) และ (d) ป้อนวัสดุสองทาง

ตารางที่ 1 อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ

Drying condition				Volumetric water evaporation rate (kg _{water} /m ³ h)	$X_i - X_o$ (% d.b.)	Volumetric heat transfer coefficient (W/m ³ K)
Particle feeding characteristics	T (°C)	L (cm)	W_p (kg _{dry solid} /h)			
Single-point	110	5	130	144 ± 8.0 ^{fghij}	6.5	6044 ± 342.4 ^{op}
			150	159 ± 16.3 ^{ijklmno}	6.2	6917 ± 703.8 ^q
		10	130	118 ± 11.7 ^c	5.3	4956 ± 510.5 ^{hijk}
			150	148 ± 8.3 ^{ghijkl}	5.8	6825 ± 403.5 ^q
		15	130	75 ± 7.4 ^a	3.4	3943 ± 344.3 ^{bcde}
			150	125 ± 13.7 ^{cde}	4.9	5470 ± 634.6 ^{lmn}
	130	5	130	146 ± 18.6 ^{ghijk}	6.6	4714 ± 605.2 ^{fghi}
			150	168 ± 5.6 ^{mno}	6.6	5530 ± 186.5 ^{lmn}
		10	130	140 ± 10.0 ^{efgh}	6.3	4569 ± 339.6 ^{efgh}
			150	161 ± 6.9 ^{lmno}	6.3	5583 ± 213.8 ^{lmno}
		15	130	95 ± 8.1 ^b	4.3	3881 ± 297.2 ^{bcde}
			150	130 ± 9.6 ^{cdef}	5.1	4541 ± 49.4 ^{defgh}
	150	5	130	156 ± 20.2 ^{ijklmn}	7.0	4128 ± 528.1 ^{cde}
			150	198 ± 15.5 ^{qr}	7.7	5322 ± 421.4 ^{klm}
		10	130	154 ± 11.5 ^{hijklm}	6.9	4046 ± 303.6 ^{cd}
			150	180 ± 9.6 ^{pq}	7.0	4926 ± 261.0 ^{hijk}
		15	130	157 ± 4.0 ^{ijklmno}	7.1	3809 ± 170.5 ^{bc}
			150	178 ± 13.3 ^{pq}	7.0	4591 ± 342.1 ^{efgh}
Double-point	110	5	130	140 ± 4.6 ^{efgh}	6.3	5664 ± 177.8 ^{lmno}
			150	162 ± 7.2 ^{lmno}	6.3	7013 ± 312.1 ^q
		10	130	120 ± 5.3 ^{cd}	5.4	5345 ± 241.0 ^{klm}
			150	139 ± 6.8 ^{efgh}	5.4	6296 ± 298.2 ^p
		15	130	121 ± 13.3 ^{cd}	5.4	5175 ± 569.8 ^{ijkl}
			150	140 ± 8.5 ^{efgh}	5.5	5858 ± 355.5 ^{nop}
	130	5	130	142 ± 7.3 ^{fghi}	6.4	4553 ± 40.6 ^{defgh}
			150	168 ± 13.1 ^{mno}	6.6	5710 ± 442.2 ^{mno}
		10	130	130 ± 7.8 ^{cdef}	5.9	4218 ± 250.7 ^{cdef}
			150	148 ± 9.7 ^{ghijkl}	5.8	5197 ± 346.3 ^{ijklm}
		15	130	122 ± 8.5 ^{cd}	5.5	3991 ± 277.7 ^{bc}
			150	143 ± 10.1 ^{fghi}	5.6	4951 ± 365.4 ^{hijk}
	150	5	130	150 ± 14 ^{fghij}	7.5	4342 ± 513.8 ^{cdefg}
			150	187 ± 9.8 ^{qr}	7.3	5263 ± 281.9 ^{ijklm}
		10	130	137 ± 15.4 ^{defgh}	6.0	4332 ± 422.6 ^{cdefg}
			150	172 ± 21.8 ^{pq}	6.7	4742 ± 599.1 ^{ghij}
		15	130	130 ± 6.1 ^{cdef}	5.9	4535 ± 279.1 ^{ab}
			150	170 ± 7.4 ^{nop}	6.6	4777 ± 211.3 ^{ghij}

Different letters in the same column indicate that the values are significantly different at 95 %.

จากตารางที่ 1 จะเห็นว่า อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกมีค่าอยู่ในช่วง 75 ถึง 198 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$ โดยอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรสูงสุด (198 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$) จะเกิดขึ้นที่ $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$ $L = 5\text{ cm}$ และ $W_p = 150\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ เมื่อเปรียบเทียบกับอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรหรืออัตราการอบแห้งจำเพาะ (Specific drying rate) ในกรณีการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบสเปาท์เตดเบตซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 72 ถึง 137 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$ (Madhiyanon et al., 2001) จะพบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้งที่เท่ากัน อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่ามากกว่า นอกจากนี้ อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้ยังมีค่าสูงกว่าเมื่อเทียบกับการใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไดซ์เบตซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 67 ถึง 144 $\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$ (Tirawanichakul et al., 2002)

จะสังเกตเห็นว่า ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่ออกจากห้องอบแห้ง (จุด C) มีค่าอยู่ในช่วง 24.6 ถึง 20.3 % (d.b.) นั้นแสดงให้เห็นว่า เครื่องอบแห้งแบบกระแสนสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกลงได้ประมาณ 3.4 ถึง 7.7 % (d.b.) ภายในระยะเวลา 2.5 s (ดูตารางที่ 3) เมื่อเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งแบบสเปาท์เตดเบต (Madhiyanon et al., 2001) และฟลูอิดไดซ์เบต (Tirawanichakul et al., 2002) จะพบว่า ความชื้นของข้าวเปลือกสามารถลดลงได้ 3 ถึง 8 % (d.b.) และ 3 ถึง 11 % (d.b.) ตามลำดับ ซึ่งมีค่าไม่แตกต่างกันมากนัก อย่างไรก็ตาม ระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้งข้าวเปลือกควรนำมาพิจารณาด้วย ทั้งนี้เพื่อให้การเปรียบเทียบเป็นไปอย่างยุติธรรม โดยในที่นี้จะใช้อัตราการอบแห้งเป็นตัวเปรียบเทียบ

ตารางที่ 2 เปรียบเทียบอัตราการอบแห้งของข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยวิธีการต่าง ๆ

Drying method	T ($^{\circ}\text{C}$)	$X_i - X_o$ (% d.b.)	Drying time (s)	Drying rate (% d.b.) s^{-1}
Impinging stream drying (งานวิจัยนี้)	110	6.5	1.95	3.3
	130	6.6	1.90	3.5
	150	7.0	1.98	3.5
Spouted-bed drying (Madhiyanon and Soponronnarit, 2005)	110	7.5	900	0.008
	130	8.0	720	0.011
	150	10.4	720	0.014
Fluidized-bed drying (Tirawanichakul et al., 2002)	110	6.7	144	0.046
	130	11.0	150	0.073
	150	10.5	120	0.088

Drying time in the case of impinging stream dryer is mean residence time of particles in the drying system.

ตารางที่ 2 แสดงอัตราการอบแห้งข้าวเปลือกสำหรับการอบแห้งด้วยวิธีการต่าง ๆ ซึ่งคำนวณจากปริมาณความชื้นที่ลดลงและระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง จะเห็นว่าอัตราการอบแห้งของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีค่าสูงกว่าเครื่องอบแห้งอีกสองชนิดค่อนข้างมาก ซึ่งเป็นผลจากระยะเวลาการ

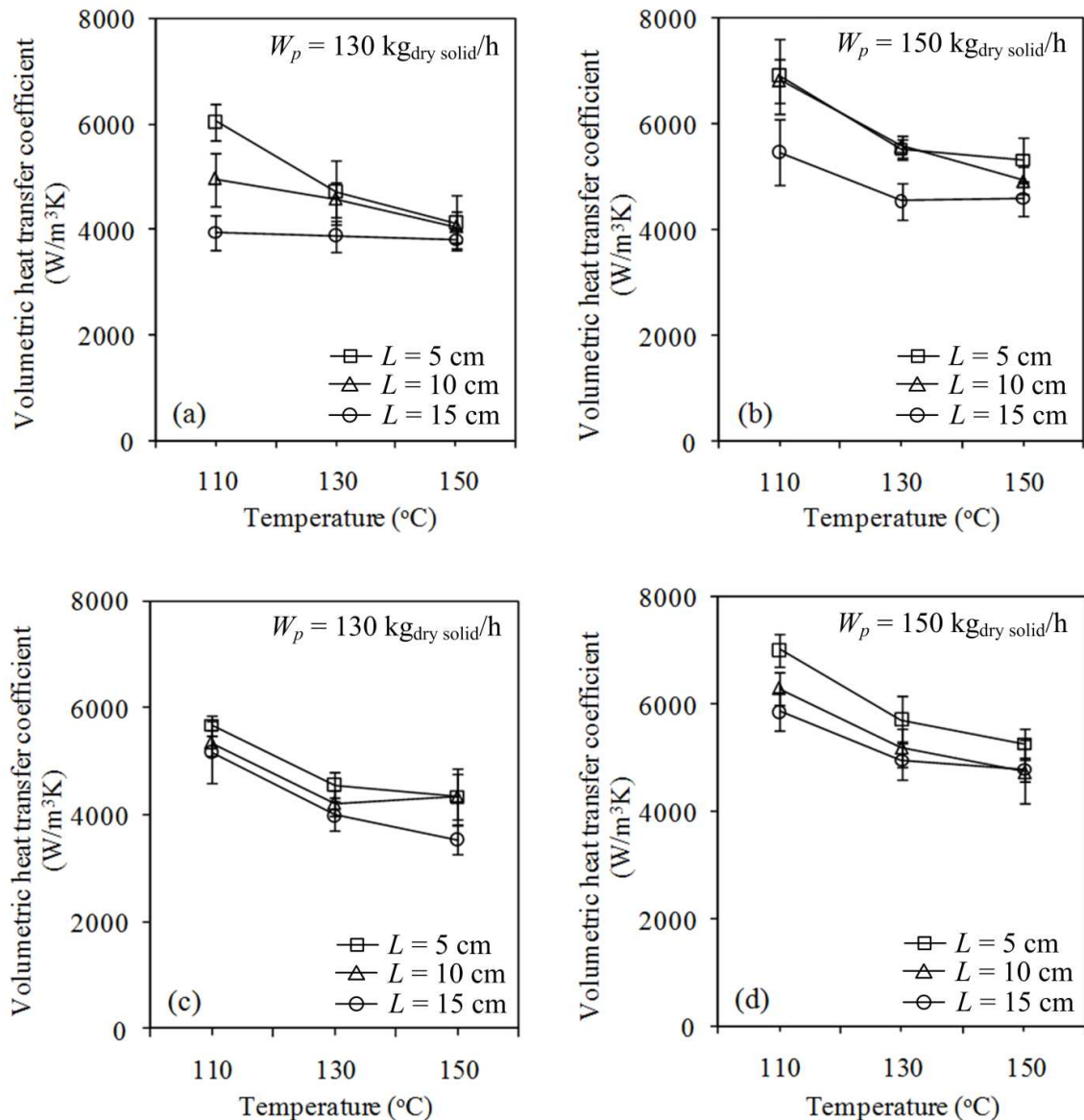
อบแห้งที่สั้นกว่าหลายเท่าตัว ด้วยการใช้เครื่องอบแห้งแบบกระแสนในการลดความชื้นช้าแปลก ไม่เพียงแต่อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรจะเพิ่มขึ้น ระยะเวลาที่ใช้ในการอบแห้งยังลดลงเป็นอย่างมากอีกด้วย สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีศักยภาพสูงในด้านการประหยัดพลังงานในอุตสาหกรรมข้าว

5.2 สมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรของเครื่องอบแห้ง

รูปที่ 4 แสดงผลกระทบของอุณหภูมิของอากาศขาเข้า ระยะชน อัตราป้อนวัสดุ และลักษณะการป้อนวัสดุเข้าสู่ระบบที่มีต่อสมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร จะเห็นว่า การเพิ่มอุณหภูมิของอากาศขาเข้าส่งผลให้ความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิของอากาศและอุณหภูมิผิวของวัสดุเพิ่มขึ้น ผลที่ตามมาคือความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกกาลิทึมมีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อรวมปรากฏการณ์ที่กล่าวข้างต้นกับอัตราการระเหยน้ำที่เพิ่มขึ้นจะส่งผลให้สมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าลดลงเมื่ออุณหภูมิอากาศขาเข้ามีค่าเพิ่มขึ้น ผลกระทบของอุณหภูมิอากาศขาเข้าที่มีต่อสมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีนัยสำคัญเป็นอย่างมากเมื่อพิจารณาช่วงอุณหภูมิอากาศขาเข้า 110 และ 150 °C (อุณหภูมิต่ำสุดและสูงสุด) อย่างไรก็ตาม อุณหภูมิอากาศขาเข้าไม่ส่งผลกระทบอย่างมีนัยสำคัญต่อสมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรสำหรับกรณีป้อนวัสดุทางเดียวที่ $L = 15$ cm and $W_p = 130$ kg_{dry solid}/h ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจาก ภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าว ผลกระทบของระยะเวลาที่วัสดุอยู่ในระบบซึ่งโดยปกติจะเพิ่มขึ้นตามระยะชนที่เพิ่มขึ้น (จะกล่าวโดยละเอียดภายหลัง) ถือเป็นปัจจัยหลักที่มีผลต่อการอัตราการระเหยของน้ำมากกว่าผลของอุณหภูมิของอากาศขาเข้า

ในกรณีของอัตราป้อนวัสดุ พบว่า สมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นตามการเพิ่มขึ้นของอัตราป้อนวัสดุด้วยเหตุผลเช่นเดียวกับกรณีของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร ส่วนในกรณีของระยะชน พบว่า แนวโน้มของผลที่ได้คล้ายกับกรณีอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตร นอกจากนี้ยังพบอีกว่า สมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรไม่ได้รับผลกระทบจากลักษณะการป้อนวัสดุ

สมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่จากงานวิจัยนี้มีค่าอยู่ในช่วง 3,809 to 7,013 W/m³K ค่าสูงสุดของสมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร (7,013 W/m³K) เกิดขึ้นเมื่อป้อนวัสดุสองทางที่ $T = 110$ °C, $L = 5$ cm and $W_p = 150$ kg_{dry solid}/h เมื่อเปรียบเทียบกับสมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่รายงานโดย [Sathapornprasath et al. \(2007\)](#) and [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 354 ถึง 842 W/m³K และ 354 ถึง 4,593 W/m³K ตามลำดับ จะพบว่า สมบัติการถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่ามากกว่า ซึ่งอาจมีสาเหตุมาจากปริมาณน้ำที่ระเหยออกจากวัสดุในงานวิจัยนี้มีค่ามากกว่าซึ่งส่งผลให้อากาศที่ออกจากห้องอบแห้งมีความชื้นมากกว่าซึ่งเป็นผลให้ความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยเชิงล็อกกาลิทึมมีค่าต่ำกว่า



รูปที่ 4 อิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีต่อสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ: (a) และ (b) ป้อนวัสดุทางเดียว, (c) และ (d) ป้อนวัสดุสองทาง

5.3 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบ

ตารางที่ 3 แสดงเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ จะเห็นว่าเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบมีค่าอยู่ในช่วง 1.81 ถึง 2.42 s ในงานวิจัยนี้ อุณหภูมิอากาศขาเข้าไม่ส่งผลกระทบต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบแต่อย่างใด อย่างไรก็ตาม ทั้งอัตราป้อนวัสดุและระยะชนต่างก็เป็นตัวแปรหลักที่ส่งผลโดยตรงต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้ง โดยการเพิ่มขึ้นของอัตราป้อนวัสดุจะทำให้เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งมีค่าเพิ่มขึ้น (ข้าวเปลือกอยู่ในระบบนานขึ้น) ทั้งนี้เป็นเพราะปริมาณวัสดุที่ค้างในระบบมีค่าเพิ่มขึ้นหากอัตราป้อนวัสดุมากขึ้น ในทำนองเดียวกันก็จะทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรเพิ่มขึ้นด้วยดังที่กล่าวไว้ก่อนหน้านี้

ตารางที่ 3 เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ

Drying condition				Mean residence time of particles (s)
Particle feeding characteristics	T (°C)	L (cm)	W_p (kg _{dry solid} /h)	
Single-point	110	5	130	1.95 ± 0.13 ^{cdefg}
			150	2.05 ± 0.04 ^{fghij}
		10	130	2.02 ± 0.07 ^{fghij}
			150	2.07 ± 0.06 ^{hijk}
		15	130	2.24 ± 0.08 ^{nopq}
			150	2.29 ± 0.13 ^{pq}
	130	5	130	1.90 ± 0.09 ^{abcde}
			150	1.99 ± 0.06 ^{efgh}
		10	130	2.06 ± 0.07 ^{ghijk}
			150	2.06 ± 0.09 ^{hijk}
		15	130	2.31 ± 0.12 ^q
			150	2.23 ± 0.11 ^{nopq}
	150	5	130	1.98 ± 0.14 ^{defgh}
			150	2.01 ± 0.10 ^{efghi}
		10	130	2.19 ± 0.07 ^{lmno}
			150	2.12 ± 0.10 ^{ijklm}
		15	130	2.42 ± 0.13 ^r
			150	2.29 ± 0.10 ^{opq}
Double-point	110	5	130	2.01 ± 0.09 ^{fghi}
			150	2.19 ± 0.02 ^{lmno}
		10	130	1.90 ± 0.14 ^{abcde}
			150	2.16 ± 0.03 ^{klmn}
		15	130	1.87 ± 0.14 ^{abc}
			150	2.06 ± 0.05 ^{ghijk}
	130	5	130	1.88 ± 0.11 ^{abcd}
			150	2.20 ± 0.11 ^{mnop}
		10	130	1.87 ± 0.14 ^{abc}
			150	2.11 ± 0.06 ^{ijkl}
		15	130	1.85 ± 0.07 ^{ab}
			150	2.03 ± 0.07 ^{fghij}
	150	5	130	1.95 ± 0.08 ^{bcdef}
			150	2.22 ± 0.03 ^{mnopq}
		10	130	1.88 ± 0.09 ^{abcd}
			150	2.16 ± 0.05 ^{klmn}
		15	130	1.81 ± 0.04 ^a
			150	2.02 ± 0.05 ^{fghij}

Different letters in the same column indicate that the values are significantly different at 95 % confidence level.

สำหรับผลกระทบของระยะชนที่มีต่อเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบ พบว่า ผลที่ได้จะแตกต่างกันถ้าลักษณะการป้อนวัสดุมีความแตกต่างกัน ในกรณีป้อนวัสดุทางเดียว ระยะชนที่มากจะทำให้อนุภาค (ข้าวเปลือก) อยู่ในระบบนานขึ้น เนื่องจากโมเมนตัมของอนุภาคมีค่าสูงพอที่จะทำให้การเคลื่อนที่ของอนุภาคมีลักษณะเป็นเส้นตรงและเคลื่อนที่ผ่านเข้าไปยังกระแสดการไหลตรงกันข้ามได้ ดังนั้นอนุภาคจึงสามารถเคลื่อนที่กลับไปกลับมาได้ในบริเวณการชน ส่งผลให้อนุภาคคงอยู่ในระบบได้นานขึ้น ถึงแม้ว่าระยะชนที่มากกว่าจะทำให้อนุภาคอยู่ในระบบได้นานกว่าซึ่งช่วยส่งเสริมอัตราการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลเข้าและออกจากอนุภาค แต่ผลกระทบของแรงเฉือนและความปั่นป่วนในการไหลที่มากกว่าในกรณีใช้ระยะชนน้อยกลับเป็นปัจจัยหลักที่ส่งผลต่ออัตราการระเหยของน้ำเมื่อเทียบกับระยะเวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบ ปรากฏการณ์ดังกล่าวนี้อาจเป็นเหตุผลที่ทำให้เมื่อใช้ระยะชนน้อย อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรกลับมีค่ามากกว่าดังที่กล่าวไว้ก่อนหน้านี้ ในกรณีป้อนวัสดุสองทาง กลับพบว่า ระยะชนที่มากจะทำให้เวลาที่อนุภาคอยู่ในระบบมีค่าลดลง ทั้งนี้เนื่องจากการชนกันอย่างรุนแรงของอนุภาคทั้งสองกระแสที่อยู่ตรงข้ามกันตรงบริเวณการชนซึ่งส่งผลให้โมเมนตัมของอนุภาคลดลง อนุภาคส่วนใหญ่ที่ถูกปลดปล่อยจากปากท่อทางเข้าทั้งสองด้านจึงไหลออกจากกระบอกอย่างรวดเร็ว (ทางด้านล่างของห้องอบแห้ง) โดยไม่เกิดการเคลื่อนที่ผ่านไปยังกระแสดการไหลตรงกันข้าม ในกรณีนี้ เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบถือเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่ออัตราการระเหยน้ำ ดังนั้น ระยะชนที่สั้นกว่าจึงทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าต่ำกว่า

ตารางที่ 1 ยังแสดงให้เห็นว่า เวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบสำหรับกรณีป้อนวัสดุทางเดียวมีค่ามากกว่ากรณีป้อนวัสดุสองทางในเกือบทุกเงื่อนไขการทดลอง ยกเว้นที่ระยะชน 5 cm และอัตราป้อนวัสดุ $150 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ ที่เป็นเช่นนั้นอาจมีสาเหตุมาจากที่ระยะชนสั้นที่สุดและอัตราป้อนวัสดุมากที่สุด โอกาสที่อนุภาคจะเคลื่อนที่ทะลุผ่านไปยังกระแสดการไหลตรงกันข้ามเป็นไปได้มากเนื่องจากระยะการเคลื่อนที่ที่ค่อนข้างสั้น ถึงแม้ว่า ผลของเวลาเฉลี่ยที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบที่สังเกตได้จะมีความแตกต่างกันดังที่กล่าว แต่อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรที่ได้ในกลับไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่าระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบไม่ถือเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่ออัตราการระเหยของน้ำในงานวิจัยนี้

5.4 ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ

ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ แสดงให้เห็นในตารางที่ 4 ในกรณีของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของพัดลมแรงดันสูง ($\text{SEC}_{\text{blower}}$) พบว่า $\text{SEC}_{\text{blower}}$ ลดลงเมื่ออุณหภูมิอากาศขาเข้าเพิ่มขึ้น เนื่องจาก การใช้อุณหภูมิขาเข้าที่สูงจะทำให้อัตราการระเหยน้ำออกจากข้าวเปลือกมีค่ามาก ด้วยเหตุที่พัดลมแรงดันสูงที่ใช้ในงานวิจัยนี้ต้องการพลังงานในอัตราคงที่ในทุกเงื่อนไขการทดลอง อัตราการระเหยน้ำที่มากกว่าจึงส่งผลให้ $\text{SEC}_{\text{blower}}$ มีค่าน้อยกว่าเช่นกัน $\text{SEC}_{\text{blower}}$ ยังลดลงตามการเพิ่มขึ้นของอัตราป้อนวัสดุ เนื่องจากเมื่ออัตราการป้อนวัสดุที่ค่ามาก ปริมาณของวัสดุในระบบก็มากเช่นกัน ส่งผลให้อัตราการระเหยของน้ำมีค่าเพิ่มขึ้น $\text{SEC}_{\text{blower}}$ จึงมีค่าลดลง นอกจากนี้ระยะชนที่สั้นซึ่งช่วยให้อัตราการระเหยน้ำมีค่ามากกว่า ในที่นี้ $\text{SEC}_{\text{blower}}$ ไม่ได้รับ

ผลกระทบจากลักษณะการป้อนวัสดุ เนื่องจากอัตราการระเหยน้ำสูงสุดเกิดขึ้นเมื่อทำการป้อนวัสดุทางเดียวที่ $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$ $L = 5\text{ cm}$ และ $W_p = 150\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ ดังนั้นค่าต่ำสุดของ $\text{SEC}_{\text{blower}}$ ซึ่งมีค่า $2.55\text{ MJ/kg}_{\text{water}}$ จึงเกิดขึ้นที่เงื่อนไขการทดลองนี้เช่นกัน

ตารางที่ 4 อัตราความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้งที่เงื่อนไขการอบแห้งต่าง ๆ

Drying condition				$\text{SEC}_{\text{blower}}$ (MJ/kg _{water})	$\text{SEC}_{\text{heater}}$ (MJ/kg _{water})	$\text{SEC}_{\text{total}}$ (MJ/kg _{water})
Particle feeding characteristics	T ($^{\circ}\text{C}$)	L (cm)	W_p (kg _{dry solid} /h)			
Single-point	110	5	130	3.49	2.27	5.76
			150	3.19	2.08	5.27
		10	130	4.29	2.79	7.08
			150	3.40	2.21	5.61
		15	130	6.78	4.41	11.18
			150	4.07	2.65	6.71
	130	5	130	3.48	3.84	7.31
			150	2.99	3.30	6.30
		10	130	3.60	3.97	7.56
			150	3.12	3.44	6.56
		15	130	5.33	5.89	11.21
			150	3.88	4.28	8.16
	150	5	130	3.25	4.92	8.18
			150	2.55	3.85	6.40
		10	130	3.28	4.96	8.24
			150	2.79	4.23	7.02
		15	130	3.20	4.85	8.05
			150	2.83	4.28	7.11
Double-point	110	5	130	3.58	2.33	5.91
			150	3.10	2.01	5.11
		10	130	4.17	2.71	6.88
			150	3.62	2.35	5.97
		15	130	4.20	2.73	6.94
			150	3.61	2.34	5.95
	130	5	130	3.53	3.90	7.43
			150	2.99	3.31	6.30
		10	130	3.87	4.27	8.15
			150	3.40	3.75	7.15
		15	130	4.14	4.57	8.72
			150	3.53	3.89	7.42
	150	5	130	3.05	4.62	7.67
			150	2.69	4.08	6.77
		10	130	3.89	5.90	9.79
			150	2.96	4.48	7.43
		15	130	3.88	5.87	9.75
			150	2.96	4.49	7.45

ในกรณีของความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะของชุดทำความร้อน (SEC_{heater}) พบว่า ผลที่ได้มีลักษณะคล้ายกับกรณี SEC_{blower} กล่าวคือ อัตราป้อนวัสดุที่มากและระยะชนที่น้อยจะส่งผลให้ SEC_{heater} มีค่าน้อย อย่างไรก็ตาม ผลกระทบของอุณหภูมิอากาศขาเข้าที่มีต่อ SEC_{heater} กลับให้ผลในทางตรงกันข้าม กล่าวคือ SEC_{heater} จะมีค่าลดลงเมื่ออุณหภูมิอากาศขาเข้ามีค่าต่ำ ที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากชุดทำความร้อนทำงานน้อยเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศขาเข้าต่ำ ในทำนองเดียวกับกรณี SEC_{blower} ค่าของ SEC_{heater} ในกรณีป้อนวัสดุทางเดียวและกรณีป้อนวัสดุสองทางไม่มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ถึงแม้ว่า อัตราการระเหยน้ำสูงสุดไม่ได้เกิดขึ้นภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งที่ใช้อุณหภูมิอากาศขาเข้าต่ำสุด แต่พลังงานไฟฟ้าที่ป้อนให้แก่ชุดทำความร้อนในงานวิจัยนี้ก็ยังมีความต่ำกว่าที่ป้อนให้แก่พัดลมแรงดันสูงค่อนข้างมากในงานวิจัยนี้ค่าต่ำสุดของ SEC_{heater} ซึ่งมีค่าประมาณ $2.01 \text{ MJ/kg}_{water}$ จะเกิดขึ้นที่ $T = 110^\circ\text{C}$ $L = 5 \text{ cm}$ และ $W_p = 150 \text{ kg}_{dry \text{ solid}}/\text{h}$ สำหรับการป้อนวัสดุสองทาง

เมื่อพิจารณาความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะทั้งหมดของเครื่องอบแห้ง (SEC_{total}) ซึ่งเป็นผลรวมของ SEC_{blower} และ SEC_{heater} จะพบว่า มีค่าอยู่ในช่วง 5.11 ถึง $11.21 \text{ MJ/kg}_{water}$ ซึ่งค่าต่ำสุดของ SEC_{total} เกิดขึ้นที่เงื่อนไขการอบแห้งเดียวกับกรณี SEC_{heater} จะเห็นว่าค่าที่ได้ไม่แตกต่างกันมากกับค่าที่ได้จากงานวิจัยของ [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 5.6 ถึง $9.7 \text{ MJ/kg}_{water}$ อย่างไรก็ตาม เมื่อพิจารณาเฉพาะค่า SEC_{blower} และ SEC_{heater} จะพบว่าผลที่ได้มีความแตกต่างกันอย่างชัดเจนกับงานของ [Choicharoen et al. \(2010\)](#) ในกรณีของ SEC_{blower} พบว่า SEC_{blower} ที่ได้จากงานวิจัยนี้มีค่าต่ำกว่า ซึ่งอาจมีสาเหตุมาจากความต้านทานในการไหลของอากาศในระบบมีค่าต่ำกว่า อันเนื่องมาจากขนาดของระบบที่ใหญ่กว่า (ถึงแม้ว่าพัดลมแรงดันสูงที่ใช้จะมีขนาดใหญ่กว่า) ส่วนในกรณีของ SEC_{heater} กลับพบว่า SEC_{heater} ที่ได้จากงานวิจัยนี้จะมีค่าสูงกว่าโดยเฉพาะอย่างยิ่งที่อุณหภูมิอากาศขาเข้าสูง ๆ ทั้งนี้เนื่องจากชุดทำความร้อนที่ใช้ในงานวิจัยนี้มีขนาดใหญ่กว่า

หากทำการเปรียบเทียบเฉพาะค่า SEC_{heater} ที่ได้จากงานวิจัยนี้กับค่า SEC_{heater} ที่ได้จากเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกชนิดอื่น ๆ จะพบว่า SEC_{heater} ที่ได้จากงานวิจัยนี้ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 2.01 ถึง $5.9 \text{ MJ/kg}_{water}$ มีค่าอยู่ในระดับเดียวกับพลังงานความร้อนที่ใช้ในกรณีของเครื่องอบแห้งแบบสเปาท์เตดเบดระดับห้องปฏิบัติการ ([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 SEC_{heater} ที่ได้จากงานวิจัยนี้ยังอยู่ในระดับเดียวกับพลังงานความร้อนที่ใช้กับเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไดซ์เบดเชิงพาณิชย์ ([Soponronnarit, 1999](#)) ซึ่งมีค่าอยู่ในช่วง 2.21 ถึง $7.8 \text{ MJ/kg}_{water}$

ดังที่ได้กล่าวในตอนต้นว่าในระหว่างการทดลองเพื่อหาสภาวะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำวน ไส้โคลนได้ถูกนำออกจากระบบ (ดูรูปที่ 1) อย่างไรก็ตาม การนำเครื่องอบแห้งแบบกระแสน้ำวนใช้งานตามปฏิบัติจำเป็นต้องติดตั้งไส้โคลนเพื่อแยกข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งออกจากกระแสน้ำวน ด้วยการติดตั้งไส้โคลนเข้ากับระบบดังที่กล่าว ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในระบบจะนานขึ้น ส่งผลให้อัตราการระเหยน้ำเพิ่มขึ้น ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งจึงลดลง ตารางที่ 5 แสดงการเปรียบเทียบความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่ทำการทดลองโดยไม่ติดตั้งและติดตั้งไส้โคลนที่บางเงื่อนไขการทดลองสำหรับกรณีป้อนวัสดุทางเดียว (ผลที่ได้ในเงื่อนไขการทดลองอื่นมีแนวโน้มเช่นเดียวกับที่เงื่อนไขที่ปรากฏในตารางที่ 5) จะเห็นว่าการติดตั้งไส้โคลนจะทำให้ความชื้นสุดท้ายของ

ข้าวเปลือกลดลงอีกประมาณ 0.5 ถึง 1 % (d.b.) นอกจากนี้ยังทำให้อัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตรมีค่าเพิ่มขึ้นด้วย ปรากฏการณ์ดังกล่าวจะทำให้พลังงานที่ใช้ในการอบแห้งมีค่าลดลงด้วยเช่นกัน

ตารางที่ 5 เปรียบเทียบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในกรณีที่ตั้งและไม่ติดตั้งไซโคลน (สำหรับกรณีป้อนวัสดุทางเดียว) เมื่อ $L = 5 \text{ cm}$ and $W_p = 150 \text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$

Drying temperature (°C)	Final moisture content of paddy (% d.b.)		Volumetric water evaporation rate ($\text{kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$)		Volumetric heat transfer coefficient ($\text{W}/\text{m}^3\text{K}$)	
	Without cyclone	With cyclone	Without cyclone	With cyclone	Without cyclone	With cyclone
110	21.81	20.39	158	195	6917	8817
130	21.45	20.03	168	204	5530	7540
150	20.27	19.96	198	206	5322	5763

6. สรุปผลและข้อเสนอแนะ

ระบบการอบแห้งแบบกระแสนได้ถูกพัฒนาขึ้นเพื่อศึกษาการอบแห้งวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรซึ่งภายหลังได้ขยายผลมาสู่การศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกซึ่งเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของประเทศไทย โดยงานวิจัยนี้ได้ศึกษาผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ เช่น อุณหภูมิอากาศขาเข้า ระยะชน อัตราป้อนวัสดุ และลักษณะการป้อนวัสดุเข้าระบบ ที่มีต่อสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบกระแสนในแง่ของอัตราการระเหยน้ำเชิงปริมาตรและสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร รวมถึงความสัมพันธ์พลังงานจำเพาะของกระบวนการอบแห้ง ผลการศึกษาที่ได้แสดงให้เห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบกระแสนสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกได้ถึง 3.4 ถึง 7.7 % (d.b.) ภายในระยะเวลาอันสั้น (1.8 ถึง 2.42 s) ส่งผลให้อัตราการอบแห้งมีค่าสูงมากเมื่อเทียบกับเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกชนิดอื่น สิ่งนี้แสดงให้เห็นว่าเครื่องอบแห้งแบบกระแสนมีศักยภาพสูงในการนำมาประยุกต์ใช้ในระบบการลดความชื้นขั้นต้นของข้าวเปลือก ผลกระทบของปัจจัยต่าง ๆ ที่มีต่อคุณภาพของข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบกระแสนจะทำการศึกษาในลำดับต่อไปในอนาคต

7. เอกสารอ้างอิง

1. 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 23 (2005) 473–495.
2. Tamir, A, Elperin, I., Luzzatto, K., Drying in a new two impinging streams reactor, Chemical Engineering Science 39 (1984) 139–146.

3. 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* 26 (1987) 2454–2461.
4. Hu, X., Liu, D., Experimental investigation on flow and drying characteristics of a vertical and semi-cyclic combined impinging streams dryer, *Drying Technology* 17 (1999) 1879–1892.
5. Sathapornprasath, K., Devahastin, S., Soponronnarit, S., Performance evaluation of an impinging stream dryer for particulate materials, *Drying Technology* 25 (2007) 1111–1118.
6. K. Choicharoen, S. Devahastin, S. Soponronnarit, Performance and energy consumption of an impinging stream dryer for high-moisture particulate materials, *Drying Technology* 28 (2010) 20–29.
7. Tamir, A., *Impinging-stream reactors*, Elsevier, Amsterdam, 1994.
8. Nimmol, C., Devahastin, S., Sawasdisevi, T., Soponronnarit, S., Drying and heat transfer behavior of banana undergoing combined low-pressure superheated steam and far-infrared radiation drying, *Applied Thermal Engineering* 27 (2007) 2483–2494.
9. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S., Tia, W., Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer, *Drying Technology* 19 (2001) 207–216.
10. 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*, AIT, Bangkok, Thailand, December 11–13, 2002.
11. Soponronnarit, S., Fluidised-bed paddy drying, *ScienceAsia* 25 (1999) 51–56.

ผลลัพธ์ที่ได้จากโครงการวิจัย

วารสารวิชาการระดับนานาชาติจำนวนเรื่อง Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy ซึ่งได้รับการตอบรับให้ตีพิมพ์ในวารสารวิชาการระดับนานาชาติ Applied Thermal Engineering (Impact factor = 1.349)

Your Submission กล่องจดหมาย | X

 **David Reay** ถึง ฉัน [แสดงรายละเอียด](#) 11:12 (4 นาทีที่ผ่านมา)  [ตอบ](#) 

Ms. Ref. No.: ATE-2010-279R1
Title: Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy
Applied Thermal Engineering

Dear Mr. Chatchai Nimmol,

I am pleased to confirm that your paper "Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy" has been accepted for publication in Applied Thermal Engineering.

Comments from the Editor and Reviewers can be found below.

Thank you for submitting your work to this journal.

With kind regards,

Srikantiah Srinivasa Murthy, PhD
Regional Editor
Applied Thermal Engineering

Comments from the Editors and Reviewers:

For further assistance, please visit our customer support site at <http://epsupport.elsevier.com>. Here you can search for solutions on a range of topics, find answers to frequently asked questions and learn more about EES via interactive tutorials. You will also find our 24/7 support contact details should you need any further assistance from one of our customer support representatives.

 [ตอบ](#)  [ส่งต่อ](#)

ภาคผนวก

บทความวิจัยเรื่อง

Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy

Evaluation of performance and energy consumption of an impinging stream dryer for paddy

Chatchai Nimmol^{1,*}, Sakamon Devahastin²

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

²Department of Food Engineering, Faculty of Engineering
King Mongkut's University of Technology Thonburi
126 Pracha u-tid Road, Tungkru, Bangkok 10140, Thailand

Abstract

Impinging stream dryer has proven to be an excellent alternative means for removing surface moisture of particulate materials. In this study, a coaxial two-impinging stream dryer prototype for paddy, whose surface moisture needs to be removed prior to subsequent processing, was developed and tested. The effects of various operating and geometric parameters, i.e., inlet air temperature, impinging distance, particle flow rate and particle feeding characteristics (single-point feeding vs. double-point feeding), on the overall performance (in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient) and energy consumption of the dryer were then studied. It was found that the developed impinging stream dryer could reduce the moisture content of paddy by 3.4 to 7.7 % (d.b.) within a very short period of time. The maximum value of the volumetric water evaporation rate was found to be about 198 kg_{water}/m³h, while the maximum value of the volumetric heat transfer coefficient was about 7,013 W/m³K. The mean residence time of the particles (paddy) in the system was in the range of 1.81 to 2.42 s, leading to average drying rate in the range of 1.52 to 3.83 (% d.b.) s⁻¹, which is about 250 and 40 times higher than spouted-bed and fluidized-bed dryers, respectively. The lowest total specific energy consumption of the process was 5.11 MJ/kg_{water} when using double-point particle feeding at an inlet air temperature of 110 °C, an impinging distance of 5 cm and particle flow rate of 150 kg_{dry solid}/h.

Keywords: Double-point particle feeding; Drying rate; Mean residence time; Paddy; Single-point particle feeding; Specific energy consumption; Surface moisture; Volumetric heat transfer coefficient; Volumetric water evaporation rate.

1. Introduction

Paddy is one of the world's most important food crops and Thailand is among the largest exporters of rice in today international market. Before being processed, freshly-harvested paddy with high moisture content needs to be dried in order to avoid quality deterioration by microorganisms and respiration. Nowadays, typical methods that have been used to dry paddy in Thailand and other countries include high-temperature fluidized bed dryers [1-2], spouted bed dryers [3-4] and pneumatic dryers [5]. Because freshly-harvested paddy is a high surface moisture particulate material, an impinging stream dryer (ISD), which belongs to a unique class of dryers that has proven to be an excellent high-energy efficiency alternative to flash dryer for removing surface moisture of particulate materials, is one possible means for drying paddy, especially during the first drying stage where mostly surface moisture is to be removed.

The principle of an impinging stream dryer is the flow of two or more streams of gas, at least one containing wet particles, on the same axis but in the opposite directions. The two streams then impinge at the midpoint of their flow paths in an area called an impingement zone [6]. A result of collision between the opposed streams leads to excellent conditions for intensifying heat, mass and momentum transfer. This is due to the high shear force and turbulence in the impingement zone. The use of impinging stream dryer for drying of particulate materials has been proposed and tested with various degrees of success by numerous researchers [7-11].

*Corresponding author. Tel.: +66 2 913 2500 Ext. 8632; Fax: +66 2 587 4336.
E-mail address: ccnimmol@gmail.com

Recently, [Sathapornprasath et al. \[12\]](#) developed a prototype of a coaxial two-impinging stream dryer and evaluated its performance using resin as a test material. It was found that at all drying conditions the volumetric water evaporation rate increased as the inlet air temperature increased; the effect of the inlet air temperature on the volumetric heat transfer coefficient was negligible, however. The volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient were found to increase with the inlet air velocity and particle flow rate at each inlet air temperature. The effect of the impinging distance on the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient depended on the values of the inlet air velocity and particle flow rate. The maximum volumetric water evaporation rate was found to be around $110 \text{ kg}_{\text{water}}/\text{m}^3\text{h}$, while the maximum volumetric heat transfer coefficient was around $880 \text{ W}/\text{m}^3\text{K}$. Although the prototype dryer could operate well with a model material (resin) having an initial moisture content in the range of 81–85% (d.b.), it could not be used with a real agricultural product (especially waste, which has high moisture content) as the dryer had severe problems in terms of the ability to control feeding of sticky materials as well as clogging within the inlet pipes.

To eliminate the above-mentioned shortcomings, [Choicharoen et al. \[13\]](#) modified the original impinging stream dryer of [Sathapornprasath et al. \[12\]](#) by increasing the diameter of the inlet pipes to allow easier flow of a drying material within the system. The screw-conveyor type particle feeding system was also replaced by a belt-conveyor type feeding system. The temperature controlling system was also modified by placing two heaters symmetrically on either side of the drying chamber in order to be able to independently control the inlet air temperature of each inlet stream. After the modification experiments were performed to evaluate the performance and energy consumption of the modified dryer using soy residue (okara) as a test material. It was found that an increase in the inlet air temperature, inlet air velocity and particle flow rate led to an increase in the volumetric water evaporation rate. However, the effect of the impinging distance was dependent on the value of the inlet air velocity. It was also found that the volumetric heat transfer coefficient was insignificantly affected by the inlet air temperature. However, the volumetric heat transfer coefficient increased with an increase in the inlet air velocity, particle flow rate and impinging distance. In terms of the specific energy consumption of the drying process, it was observed that the specific energy consumption of the high-pressure blower and electric heaters decreased with an increase of all the tested parameters, except for the impinging distance. The lowest specific energy consumption was found to be around $5.6 \text{ MJ}/\text{kg}_{\text{water}}$.

Although there have already been works on drying of various types of particulate materials in impinging stream dryers of different designs, information on the performance of an impinging stream dryer when being applied to freshly-harvested paddy, which needs to be dried in very large tonnage every day around the world, is still not available. The objective of the present study was to investigate the possibility of reducing the high initial moisture content of paddy by using an impinging stream dryer as a first-stage dryer. A coaxial two-impinging stream dryer prototype for paddy was developed and the effects of various operating and geometric parameters, i.e., inlet air temperatures of 110, 130 and 150 °C; particle flow rates of 130 and 150 $\text{kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$; impinging distances or spacings between the two opposed inlets of 5, 10 and 15 cm; and particle feeding characteristics viz. single-point feeding vs. double-point feeding; on the overall performance (in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient) and energy consumption of the dryer were then investigated. In addition, the mean residence time of paddy at several combinations of geometric and operating conditions was investigated and used to clarify the experimental results.

2. Materials and methods

2.1 Experimental set-up

A schematic diagram of the coaxial two-impinging stream dryer is shown in [Figure 1](#). The dryer consists of a drying chamber made of stainless steel with the inner diameter of 0.39 m and having a volume of 0.046 m^3 . Both inlet pipes of the drying chamber are 0.05 m in diameter. The drying chamber and the inlet pipes are insulated with fiberglass insulator in order to minimize the influence of heat losses on the dryer's performance calculation. Adaptors are attached to both inlet pipes inside the drying chamber to allow adjustment of the impinging distance. Two high-pressure blowers, each rated at 5 kW (Crelec, model HB-629, Shanghai, China), which could deliver a

maximum pressure of 280 mbar at an air flow rate of 5.2 m³/min, were used to supply the air to the system. The inlet air temperature was controlled by two electric heaters, each rated at 20 kW, which were controlled by two independently operated proportional-integral-differential (PID) controllers (DHC, model DHC1T-D, Wenzhou, China) with an accuracy of ± 1 °C. The inlet air temperature was recorded continuously by type K thermocouples connected to a data logger (Hioki, model 842-51, Tokyo, Japan). The wet-bulb temperature of the inlet air as well as the wet-bulb and dry-bulb temperatures of the outlet air were also monitored and recorded by a moisture sensor (Vaisala, model HM70, Helsinki, Finland). The wet-bulb and dry-bulb temperatures of the inlet air, T_{wi} and T_{di} , were measured at points A and B (see Figures 1 and 2). The wet-bulb and dry-bulb temperatures of the outlet air, T_{wo} and T_{do} , were measured at point C. Air velocity in both inlet pipes was adjusted by means of globe valves and measured at points D and E by a pitot tubes, which were connected to a multifunction measuring device (Testo, model 445, Lenzkirch, Germany) with an accuracy of ± 0.2 m/s. The paddy feed flow rate was controlled by adjusting the speed of a belt feeder, which received the paddy from the hopper located above the belt feeder. The speed of the belt feeder was adjusted by varying the revolution speed of a DC powered motor installed at the end of the belt feeder. Cyclone was used to separate dried paddy from the moist air. It should be noted that the cyclone was removed during the evaluation of the dryer performance. The dried paddy was thus directly collected at the exit port of the drying chamber (point C).

2.2 Materials

Paddy was used as a test material. The condition of freshly-harvested paddy with initial moisture content around 28% (d.b.) was achieved by rewetting paddy and then keeping it at 4 °C for 2 days. Prior to the start of each experiment paddy was left at ambient condition to gain thermal equilibrium for 20 min.

2.3 Methods

First, the distance between the faces of the inlet pipes within the drying chamber (impinging distance) was adjusted to a selected value. The high-pressure blowers and the electric heaters were then switched on. After the drying temperature reached the selected value feeding of paddy into the system started via the use of the belt feeder. For each experiment collection of dried sample at the dryer outlet was made at 3 different time intervals. It is important to note that the collection of the dried sample started when the system was allowed to reach its steady-state condition. The collected sample was then dried in a hot air oven at 103 °C for 72 h to determine its moisture content.

Experiments were conducted at the drying temperatures, which was the air temperature (or dry-bulb temperature) at points A and B, of 110, 130 and 150 °C; mass flow rates of paddy of 130 and 150 kg_{dry solid}/h and spacing between the two opposed inlets or impinging distances (L) of 5, 10 and 15 cm. Either single-point or double-point particle feeding was tested to assess the effect of the particle feeding characteristics. In the case of double-point feeding, mass flow rate of paddy of either 65 or 75 kg_{dry solid}/h at each feeding point was used for the total mass flow rate of 130 or 150 kg_{dry solid}/h, respectively. A fixed inlet air velocity of 20 m/s was used in all experiments.

2.4 Calculation of volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient

The performance of the impinging stream dryer was evaluated in terms of the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient, which are defined by the following equations [14,15]:

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

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

where N_v is the volumetric water evaporation rate (kg_{water}/m³h), h_v is the volumetric heat transfer coefficient (W/m³K), X is the moisture content of the particles (kg/kg d.b.); W_p is the mass flow rate of the particles (kg_{dry solid}/h); λ is the latent heat of vaporization (kJ/kg); V_r is the volume of the

dryer (m^3), which also includes the particle feed pipes where the dry-bulb and wet-bulb temperatures of the inlet air were measured (see Figure 2); ΔT_{lm} is the logarithmic mean temperature difference of the inlet and outlet air ($^{\circ}\text{C}$), which could be 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 subscripts o and i designate the outlet and inlet of the dryer, respectively.

2.5 Determination of particle mean residence time

To confirm the effects of several parameters on the performance data of the dryer the mean residence time of paddy at various combinations of geometric and operating conditions was investigated. In this study, the mean residence time of paddy was calculated from the amount of the particle hold-up within the system and the particle flow rate [8,16]:

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

where τ is the mean residence time (s); m_p is the particle hold-up (kg); W_p is the particle flow rate (kg/s). Because the determination of the particle mean residence time involved much error, the experiments were repeated, in this study, at least 10 times.

To evaluate the particle hold-up the system was first allowed to reach steady state at each condition. Then, feeding of the particles (paddy) into the system and operation of the high-pressure blowers were simultaneously stopped. The paddy was collected at the exit port of the drying chamber (point C) to obtain the hold-up.

2.6 Estimation of specific energy consumption

The energy consumption of the drying process, measured directly using a kilowatt-hour meter with an accuracy of ± 0.1 kWh, composed of electric energy required to operate the high-pressure blowers and the energy required to operate the electric heaters.

The specific energy consumption of the high-pressure blowers and the electric heaters was calculated by [17]:

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

where SEC is the specific energy consumption of either the high-pressure blowers or the electric heaters ($\text{MJ/kg}_{\text{water}}$); 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 as:

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

where t is the drying time (h).

2.7 Determination of system steady state

In order to determine the point where the system started to reach steady state the dry-bulb and wet-bulb temperatures of the outlet and inlet air were measured during a preliminary experiment. It was found that before the system reached steady state the temperature of the outlet air, which was used to calculate the volumetric heat transfer coefficient, continuously decreased as a result of the heat transfer between the feed and the air stream and approached a constant value at about 180 s after feeding of the particles started. The first collection of the sample was therefore performed after operating the system for 180 s.

2.8 Statistical analysis

All experiments were performed in duplicate except when specified otherwise; the dryer performance was then calculated and 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 95% confidence level. A statistical program SPSS (Version 16) was used to perform all statistical calculations.

3. Results and discussion

3.1 Volumetric water evaporation rate of the dryer

Figure 3 shows the effects of inlet air temperature, impinging distance, particle flow rate and particle feeding characteristics on the volumetric water evaporation rate. It is seen that the volumetric water evaporation rate, which is strongly related to the difference between initial and final moisture contents of paddy, increased with an increase in the inlet air temperature, as expected. This is because the temperature difference between the air (drying medium) and the particle surface (wet-bulb temperature) at a higher temperature was greater than that at a lower temperature, hence a larger driving force for heat and mass transfer, especially in the unhindered rate drying period. However, the statistical analysis showed that the effect of inlet air temperature on the volumetric water evaporation rate at almost all cases was not significant (see also Table 1), except at the longest impinging distance (15 cm) for single-point particle feeding (see Figure 3a and b). This is probably because at these conditions a strong collision between the opposed streams, which generally occurred at a shorter impinging distances, was not a main factor influencing the rate of water removal [12].

The effect of particle flow rate on the volumetric water evaporation rate is also depicted in Figure 3 and Table 1. Although a potential of the air stream to carry the particles generally decreases with an increase in the particle loading ratio, it was observed in this case that an increase in the particle flow rate (higher loading ratio) at a fixed inlet air temperature led to an increase in the volumetric water evaporation rate. This is probably due to the fact that the capacity of the dryer exceeded the load required to evaporate water from the particles entering the system; the more particles entering the system, the higher volumetric water evaporation rate. This implied that higher particle flow rate could still be applied because the choking point, as discussed by Kitron et al. [8], was not yet reached.

The effect of the impinging distance on the volumetric water evaporation rate is again shown in Figure 3 and Table 1. It was clearly found that a shorter impinging distance led to a higher volumetric water evaporation rate. This is probably due to the fact that at shorter impinging distance shear rate and turbulence intensity within the impingement zone resulting from a strong collision between the opposed streams were enhanced [10]. This led to less resistance to heat and mass transfer from the particles and hence higher rate of water removal. This phenomenon is in agreement with that reported by Sathapornprasath et al. [12] (in the case of inlet air velocity of 16 m/s and particle flow rate of 20 kg_{dry solid}/h) and by Choicharoen et al. [13] (in the case of inlet air velocity of 20 m/s). However, the effect of impinging distance on the volumetric water evaporation rate was not significant when drying was performed at the highest inlet air temperature (150 °C). This may be due to the fact that a higher accumulated energy within the particles resulting from the use of the highest inlet air temperature was the main factor influencing the volumetric water evaporation rate within the operating ranges tested.

Regarding the particle feeding characteristics it was observed from Table 1 that the volumetric water evaporation rate changed insignificantly with the particle feeding characteristics in almost all cases, except at the longest impinging distance (15 cm) and at the particle flow rate of 130 kg_{dry solid}/h. It was also observed that at lower inlet air temperatures (110 and 130 °C) the volumetric water evaporation rate in the case of double-point feeding was significantly higher than that in the case of single-point feeding. This is because in the case of double-point feeding loading ratio of each stream was lower, leading to a lower thermal loading of each stream and hence higher possibility for the moisture to evaporate even in the feed pipes.

In this study, the volumetric water evaporation rate was in the range of 75 to 198 kg_{water}/m³h. The highest value of the volumetric water evaporation rate of 198 kg_{water}/m³h was observed when single-point particle feeding was applied at $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $L = 5\text{ cm}$ and $W_p = 150\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$. Comparing with the volumetric water evaporation rate (or specific drying rate) of 72 to 137 kg_{water}/m³h in the case spouted bed paddy drying [18], it was found that, at the same inlet air temperature, the volumetric water evaporation rate obtained in this study was higher. The volumetric

water evaporation rate obtained in this study was also higher than that achieved in the case of fluidized-bed paddy drying, which was in the range of 67 to 144 kg_{water}/m³h [19].

It is important to note that the final moisture content of paddy at the dryer outlet (point C) was in the range of 24.6 to 20.3 % (d.b.) (see also Table 1 for differences between initial and final moisture contents of paddy at different drying conditions). This implied that the impinging stream dryer could reduce the moisture content of paddy by 3.4 to 7.7 % (d.b.) within 2.5 s (see also Table 3 for mean residence time of particles in the system). Comparing with spouted-bed [18] and fluidized-bed [19] paddy dryer this amount of moisture reduction was comparable; the moisture content of paddy could be reduced by 3 to 8 % (d.b.) in the case of spouted-bed paddy drying and 3 to 11 % (d.b.) in the cases of and fluidized-bed paddy drying. However, the time required for each paddy drying process should also be taken into consideration for a fair comparison. Table 2 lists the drying rates of paddy, which were calculated from the amount of moisture reduction of paddy and drying time, undergoing different drying methods at some selected conditions. Since the drying time required during impinging stream drying was substantially lower (the time required in the cases of spouted-bed and fluidized-bed paddy drying was in the ranges of 8 to 16 min (or 480 to 960 s) and 1.1 to 2.5 min (or 66 to 150 s), respectively), the drying rates of paddy undergoing impinging stream drying were much higher than those of other drying methods. With the use of impinging stream dryer for paddy, not only the volumetric water evaporation rate increased, but the drying time also substantially decreased. This indicates significant potential for energy saving in the rice processing industry.

3.2 Volumetric heat transfer coefficient of the dryer

Figure 4 shows the effects of inlet air temperature, impinging distance, particle flow rate and particle feeding characteristics on the volumetric heat transfer coefficient. Since an increase in the inlet air temperature led to an increase in the difference between the drying medium and particle surface temperature, the logarithmic mean temperature difference also increased. Combining this fact with the increased rate of water removal the volumetric heat transfer coefficient decreased with an increase in the inlet air temperature. It should be noted that the effect of inlet air temperature on the volumetric heat transfer coefficient in almost all cases was significant when considering this performance indicator at the inlet air temperatures of 110 and 150 °C (see Table 1). However, the effect of inlet air temperature on the volumetric heat transfer coefficient was negligible for single-point particle feeding at $L = 15$ cm and $W_p = 130$ kg_{dry solid}/h. This is probably because, at this condition, the effect of mean residence time of particles, which increased with an increase in the impinging distance (as will be discussed in subsequent section), played a more major role on the rate of water removal than did the inlet air temperature.

Figure 4 and Table 1 also show the effect of the particle feed flow rate on the volumetric heat transfer coefficient. It was clearly observed that the volumetric heat transfer coefficient increased with an increase in the particle flow rate (higher loading ratio) at a fixed inlet air temperature. The reasons for this observation are the same as those mentioned in the case of the volumetric water evaporation rate.

The effect of the impinging distance on the volumetric heat transfer coefficient is again shown in Figure 4 and Table 1. Similar to the case of the volumetric water evaporation rate a shorter impinging distance led to a higher volumetric heat transfer coefficient. Because the volumetric heat transfer coefficient was calculated from the volumetric water evaporation rate according to Eq. (2), the reasons for the above phenomenon are again the same as those mentioned in the case of the volumetric water evaporation rate.

For the effects of the particle feeding characteristics it was observed from Table 1 that the volumetric heat transfer coefficient changed insignificantly with the particle feeding characteristics.

The volumetric heat transfer coefficient obtained in this study was in the range of 3,809 to 7,013 W/m³K. The highest value of the volumetric heat transfer coefficient of 7,013 W/m³K was found when double-point particle feeding was applied at $T = 110$ °C, $L = 5$ cm and $W_p = 150$ kg_{dry solid}/h. Comparing with the volumetric heat transfer coefficient in the range of 354 to 842 W/m³K and 354 to 4,593 W/m³K as reported by Sathapornprasath et al. [12] and Choicharoen et al. [13], respectively, it was found that the volumetric heat transfer coefficient rate obtained in this study was higher. This is probably because of the larger amount of water evaporation, leading to moister outlet air and hence lower logarithmic mean temperature difference.

3.3 Mean residence time of particles

Table 3 lists the mean residence time of particles in the system at different drying conditions. It is seen from this table that the mean residence time of particles in the system was in the range of 1.81 to 2.42 s. In this study, the effect of the inlet air temperature on the mean residence time was again not significant, while the particle feed flow rate and impinging distance seemed to be the main factors influencing the mean residence time. An increase in the particle flow rate (higher loading ratio) led to an increase in the mean residence time. This is due to the fact that the particle hold-up increased with an increase in the particle flow rate. This in turn led to an increase in the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient as discussed earlier.

For the effect of the impinging distance on the mean residence time the results were different if different particle feeding characteristics were applied. In the case of single-point particle feeding it was found that a longer impinging distance led to a longer mean residence time of particles. This is because the momentum of the particles was sufficient to retain a straight path and move into the opposed streams; therefore, the particles could undergo oscillatory motion within the impingement zone and hence stayed longer in the system. Although a longer impinging distance resulted in a longer mean residence time of particles in the system, which should have enhanced the rates of heat and mass transfer to and from the particles, the effects of higher shear rate and turbulence intensity at shorter impinging distance were more important on the rate of water removal than the time the particles stayed in the system. This may be the reason why higher volumetric water evaporation rate and higher volumetric heat transfer coefficient were observed at shorter impinging distance, as noted earlier. In the case of double-point particle feeding, on the other hand, a longer impinging distance led to a shorter mean residence time of particles. This is probably because the rigorous collision of the opposed particle streams in the impinging zone resulted in a decrease in the momentum of the particles. Consequently, most particles released from the openings of the inlet pipes immediately escaped from the impinging zone without penetrating into the opposed streams and hence shorter residence time in the system. The mean residence time was most probably the main factor influencing the rate of water removal in this case; a shorter mean residence time thus resulted in a lower volumetric water evaporation rate and lower volumetric heat transfer coefficient.

The mean residence time of particles in the case of single-point feeding was found to be longer than that in the case of double-point feeding in almost all cases except at the impinging distance of 5 cm and particle flow rate of 150 kg_{dry solid}/h. This is probably because at the shortest impinging distance and the highest particle flow rate the opportunity of particles to penetrate into the opposed streams was rather high due to a short straight path between the openings of the inlet pipes. Despite different observations of the mean residence time, the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient obtained in the cases of single-point and double-point feeding were not significantly different in almost all cases. This indicated that the mean residence time did not play an important role on the rate of water removal in these cases.

3.4 Specific energy consumption

The specific energy consumption of the drying process at different conditions is listed in Table 4. In the case of the specific energy consumption of the high-pressure blowers (SEC_{blower}) it was found that SEC_{blower} decreased with an increase in the inlet air temperature, as expected. This is due to the fact that higher inlet air temperature led to a higher rate of water evaporation. Since the high-pressure blowers used in this study consumed the same rate of electric energy at all conditions, the higher rate of water evaporation led to a lower specific energy consumption. SEC_{blower} also decreased with an increase in the particle flow rate. This is again due to the fact that a higher particle feed flow rate led to a higher rate of water evaporation. A shorter impinging distance promoting a higher rate of water evaporation also resulted in a decrease in the SEC_{blower} . It should be noted that the effects of particle feeding characteristics on the values of SEC_{blower} were not clearly seen in this study. Because the highest rate of water evaporation occurred when single-point particle feeding was applied at $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$, $L = 5\text{ cm}$ and $W_p = 150\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$, the lowest value of SEC_{blower} was found at this condition (2.55 MJ/kg_{water}).

Regarding the specific energy consumption of the electric heaters (SEC_{heater}), the situation was similar to that of the high-pressure blowers; drying at higher particle flow rates and shorter

impinging distances led to lower values of SEC_{heater} . However, the effect of inlet air temperature on the value of SEC_{heater} was contrary to that on SEC_{blower} ; a decrease in the SEC_{blower} was noted at lower inlet air temperatures. This may probably be due to the fact that the electric heaters were used less often when lower inlet air temperature was set. Again, the effects of particle feeding characteristics on the value of SEC_{heater} was not clearly observed. Although the highest rate of water evaporation did not occur at the lowest inlet air temperature employed in this study, the electric energy supplied to the electric heaters was much lower than that of high-pressure blowers. The lowest value of SEC_{heater} was thus observed at 110 °C. In this study, the lowest value of SEC_{heater} was found to be 2.01 MJ/kg_{water} when double-point particle feeding was applied at $T = 110$ °C, $L = 5$ cm and $W_p = 150$ kg_{dry solid}/h.

In terms of the total specific energy consumption (SEC_{total}), which was obtained from the summation of SEC_{blower} and SEC_{heater} , it was found from Table 4 that the SEC_{total} was in the range of 5.11 to 11.21 MJ/kg_{water} and the lowest value of SEC_{total} of 5.11 MJ/kg_{water} was observed at the same condition as in the case of SEC_{heater} . It should be noted that the SEC_{total} obtained in this study was not much different from that reported by Choicharoen et al. [13], i.e., 5.6 to 9.7 MJ/kg_{water}. The results were clearly different for SEC_{blower} and SEC_{heater} , however. In the case of SEC_{blower} it was found that the SEC_{blower} in this study was lower than that reported by Choicharoen et al. [13]. This is probably due to the fact that although the total power rating of the high-pressure blowers in this study was higher, resistance to air flow in the system was lower due to the larger size of the drying chamber and ducting system. On the other hand, the SEC_{heater} of the present system was higher, especially at higher inlet air temperatures. This is because the power rating of the electric heaters used in this study was much higher.

Comparing only the SEC_{heater} of the present system with the SEC of other paddy dryers it was found that the values of SEC_{heater} obtained in this study, which was in the range of 2.01 to 5.9 MJ/kg_{water}, was in line with 5 to 6 MJ/kg_{water} and 3.5 to 7 MJ/kg_{water} belonging to a laboratory-scale [4] and industrial-scale spouted-bed paddy dryers [18], respectively. The SEC_{heater} obtained in this study also fell in a typical range of the specific thermal energy consumption of a commercial fluidized-bed paddy dryer, which is in the range of 2.21 to 7.8 MJ/kg_{water} [20].

As mentioned earlier, the cyclone was removed during the evaluation of the performance and energy consumption of the dryer. However, in a practical operation, the cyclone should be installed at the exit of the drying chamber (see Figure 1) in order to separate dried paddy from the exhausted air stream. With the use of the cyclone as a paddy separator, the mean residence time of particles expectedly increased, leading to a lower final moisture content of paddy at the exit of the cyclone. Table 5 shows a comparison of the final moisture content of paddy obtained with and without the cyclone at some selected conditions for a single-point feeding (similar trend was indeed found in all other cases). It can be seen that the cyclone-equipped system provided around 0.5 to 1% (d.b.) more reduction in the moisture content of paddy. As seen again in Table 5 the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient were also enhanced. The specific energy consumption of the drying process decreased as well.

4. Conclusions

A coaxial two-impinging stream dryer prototype for paddy was developed and the effects of various operating and geometric parameters, i.e., inlet air temperature, impinging distance, particle flow rate and particle feeding characteristic, on the overall performance and energy consumption of the dryer were then investigated. It was found that an increase in the inlet air temperature and particle flow rate led to an increase in the volumetric water evaporation rate. However, the volumetric water evaporation rate increased with a decrease in the impinging distance. For the volumetric heat transfer coefficient it was observed that the volumetric heat transfer coefficient increased with an increase in the particle flow rate. An increase in the inlet air temperature and impinging distance led to a decrease in the volumetric heat transfer coefficient, however. The effects of the particle feeding characteristics on the volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient were found to be insignificant in almost all cases. Regarding the specific energy consumption the results showed that the SEC_{blower} decreased with an increase in the particle flow rate and inlet air temperature and with a decrease in the impinging distance. The phenomenon was

similar in the case of SEC_{blower} , except for the effect of the inlet air temperature. The lowest total specific energy consumption of the drying process was around 5.11 MJ/kg_{water}.

It is very interesting to note in this study that the moisture content of paddy could be reduced from its original value of 3.4 to 7.7 % (d.b.) within a very short period of time (1.81 to 2.42 s), leading to substantially higher drying rates when comparing the results with those of other paddy dryers. Based only on the specific energy consumption, double-point particle feeding at $T = 110\text{ }^{\circ}\text{C}$, $L = 5\text{ cm}$ and $W_p = 150\text{ kg}_{\text{dry solid}}/\text{h}$ was suggested as the best drying condition in this study. Experiments will be conducted in the future to investigate the quality of paddy dried by this type of dryer.

Acknowledgements

The authors express their sincere appreciation to the Thailand Research Fund (TRF), the National Research Council of Thailand (NRCT) and the Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology North Bangkok (KMUTNB) for supporting the study financially.

References

- [1] C. Inprasit, A. Noomhorm, Effect of drying air temperature and grain temperature of different types of dryer and operation on rice quality, *Drying Technology* 19 (2001) 389–404.
- [2] S. Tirawanichakul, S. Prachayawarakorn, W. Varanyanond, P. Tungtrakul, S. Soponronnarit, Effect of fluidized bed drying temperature on various quality attributes of paddy, *Drying Technology* 22 (2004) 1731–1754.
- [3] L. Hung-Nguyen, R.H. Driscoll, G. Srzednicki, Drying of high moisture content paddy in a pilot scale triangular spouted bed dryer, *Drying Technology* 19 (2001) 375–387.
- [4] T. Madhiyanon, S. Soponronnarit, 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 (2005) 473–495.
- [5] W. Kaensup, S. Kulwong, S. Wongwises, A small-scale pneumatic conveying dryer of rough rice, *Drying Technology* 24 (2006) 105–113.
- [6] I.T. Elperin, Heat and mass transfer in opposing currents, *Journal of Engineering Physics and Thermophysics* 4 (1961) 62–68.
- [7] A. Tamir, I. Elperin, K. Luzzatto, Drying in a new two impinging streams reactor, *Chemical Engineering Science* 39 (1984) 139–146.
- [8] A. Kitron, R. Buchmann, K. Luzzatto, A. Tamir, 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 (1987) 2454–2461.
- [9] Y. Kitron, A. Tamir, Performance of a coaxial gas-solid two-impinging-streams (TIS) reactor: Hydrodynamics, residence time distribution, and drying heat transfer, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 27 (1988) 1760–1767.
- [10] X. Hu, D. Liu, Experimental investigation on flow and drying characteristics of a vertical and semi-cyclic combined impinging streams dryer, *Drying Technology* 17 (1999) 1879–1892.
- [11] X.L. Huai, X.F. Peng, G.X. Wang, D.Y. Liu, Multi-phase flow and drying characteristics in a semi-circular impinging streams dryer, *International Journal of Heat and Mass Transfer* 46 (2003) 3016–3067.
- [12] K. Sathapornprasath, S. Devahastin, S. Soponronnarit, Performance evaluation of an impinging stream dryer for particulate materials, *Drying Technology* 25 (2007) 1111–1118.
- [13] K. Choicharoen, S. Devahastin, S. Soponronnarit, Performance and energy consumption of an impinging stream dryer for high-moisture particulate materials, *Drying Technology* 28 (2010) 20–29.
- [14] A. Tamir, *Impinging-stream reactors*, Elsevier, Amsterdam, 1994.
- [15] B. Yao, Y. Berman, A. Tamir, Evaporative cooling of air in impinging streams, *AIChE Journal* 41 (1995) 1667–1675.
- [16] Y.L. Xiao, S. Eckehard, Mean residence time and hold-up of solids in rotary kilns, *Chemical Engineering Science* 61 (2006) 5176–5181.

- [17] C. Nimmol, S. Devahastin, T. Swasdisevi, S. Soponronnarit, Drying and heat transfer behavior of banana undergoing combined low-pressure superheated steam and far-infrared radiation drying, *Applied Thermal Engineering* 27 (2007) 2483–2494.
- [18] T. Madhiyanon, S. Soponronnarit, W. Tia, Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer, *Drying Technology* 19 (2001) 207–216.
- [19] S. Tirawanichakul, S. Prachayawarakorn, P. Tungtrakul, W. Warunyanond, S. Soponronnarit, 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*, AIT, Bangkok, Thailand, December 11–13, 2002.
- [20] S. Soponronnarit, Fluidised-bed paddy drying, *ScienceAsia* 25 (1999) 51–56.

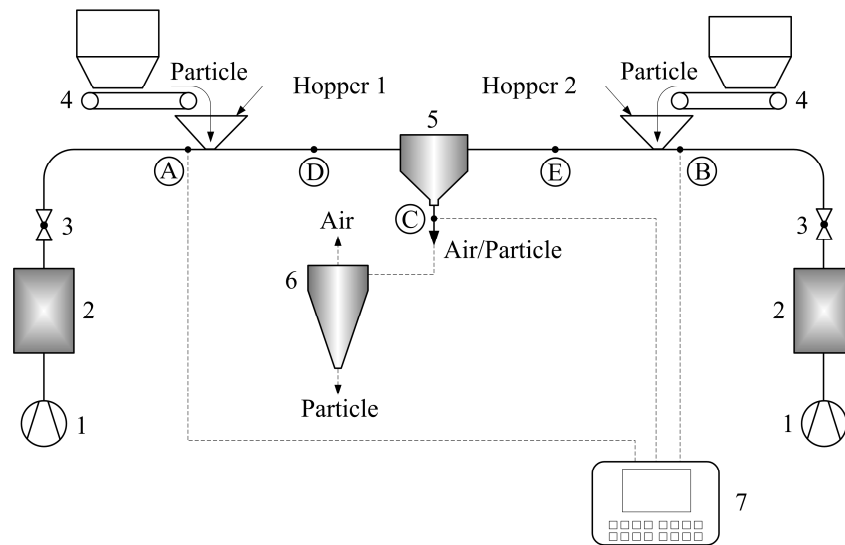


Figure 1. A schematic diagram of the impinging stream dryer and associated units. 1) High-pressure blowers; 2) Electric heaters with PID controller; 3) Globe valves; 4) Belt feeders; 5) Drying chamber; 6) Cyclone; 7) Temperature data logger and humidity sensor

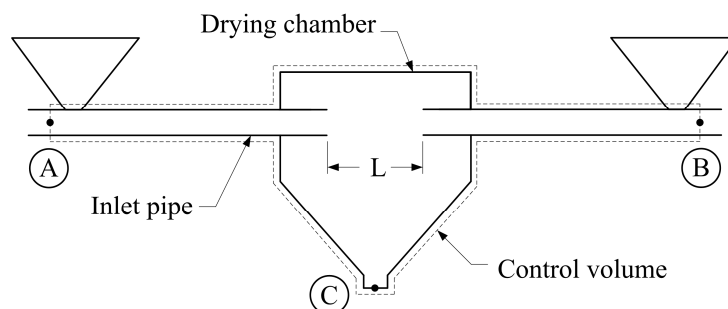


Figure 2. Control volume for calculation of volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient.

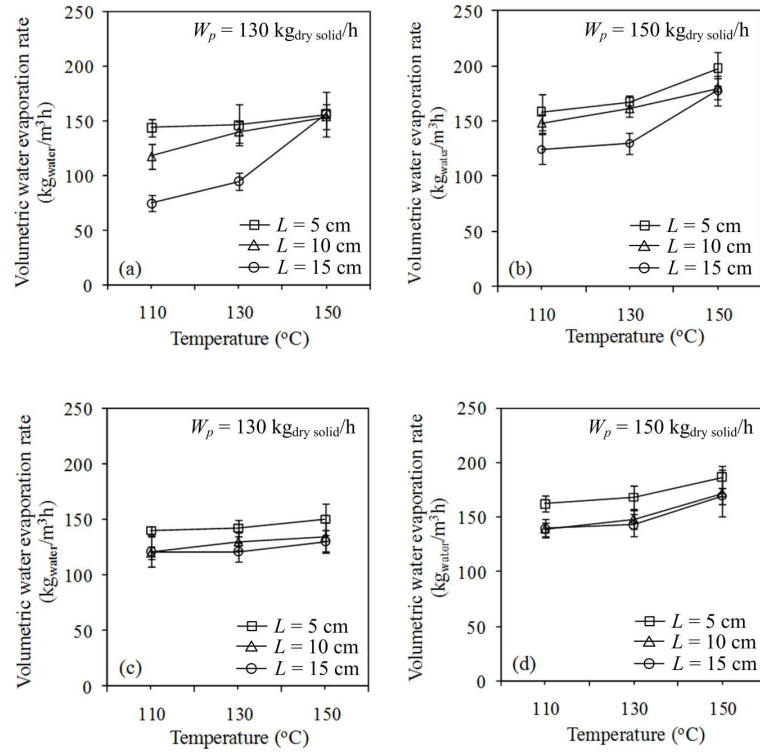


Figure 3. Effects of operating parameters on volumetric water evaporation rate at different drying conditions: (a) and (b) single-point feeding, (c) and (d) double-point feeding

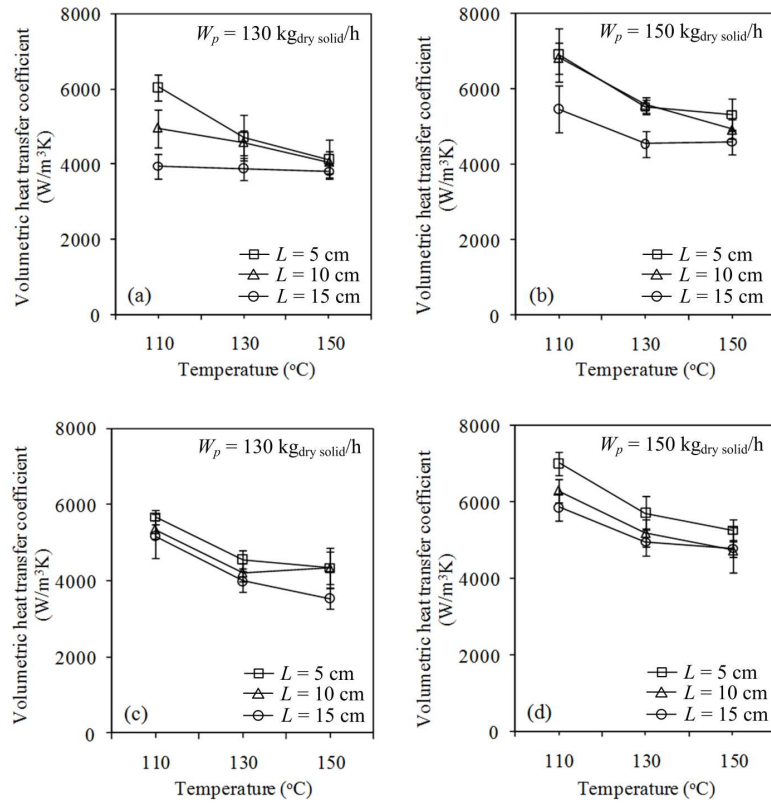


Figure 4. Effects of operating parameters on volumetric heat transfer coefficient at different drying conditions: (a) and (b) single-point feeding, (c) and (d) double-point feeding

Table 1 Volumetric water evaporation rate and volumetric heat transfer coefficient at different drying conditions

Drying condition				Volumetric water evaporation rate (kg _{water} /m ³ h)	$X_i - X_o$ (% d.b.)	Volumetric heat transfer coefficient (W/m ³ K)
Particle feeding characteristics	T (°C)	L (cm)	W_p (kg _{dry solid} /h)			
Single-point	110	5	130	144 ± 8.0 ^{fg hij}	6.5	6044 ± 342.4 ^{op}
			150	159 ± 16.3 ^{jkl mno}	6.2	6917 ± 703.8 ^q
		10	130	118 ± 11.7 ^c	5.3	4956 ± 510.5 ^{hijk}
			150	148 ± 8.3 ^{ghijkl}	5.8	6825 ± 403.5 ^q
		15	130	75 ± 7.4 ^a	3.4	3943 ± 344.3 ^{bcde}
			150	125 ± 13.7 ^{cde}	4.9	5470 ± 634.6 ^{lmn}
	130	5	130	146 ± 18.6 ^{ghijk}	6.6	4714 ± 605.2 ^{fghi}
			150	168 ± 5.6 ^{mno p}	6.6	5530 ± 186.5 ^{lmn}
		10	130	140 ± 10.0 ^{efgh}	6.3	4569 ± 339.6 ^{efgh}
			150	161 ± 6.9 ^{lmno}	6.3	5583 ± 213.8 ^{lmno}
		15	130	95 ± 8.1 ^b	4.3	3881 ± 297.2 ^{bcde}
			150	130 ± 9.6 ^{cdef}	5.1	4541 ± 49.4 ^{defgh}
	150	5	130	156 ± 20.2 ^{ijklmn}	7.0	4128 ± 528.1 ^{cde}
			150	198 ± 15.5 ^{qr}	7.7	5322 ± 421.4 ^{klm}
		10	130	154 ± 11.5 ^{hijklm}	6.9	4046 ± 303.6 ^{cd}
			150	180 ± 9.6 ^{pq}	7.0	4926 ± 261.0 ^{hijk}
		15	130	157 ± 4.0 ^{ijklmno}	7.1	3809 ± 170.5 ^{bc}
			150	178 ± 13.3 ^{pq}	7.0	4591 ± 342.1 ^{efgh}
Double-point	110	5	130	140 ± 4.6 ^{efgh}	6.3	5664 ± 177.8 ^{lmno}
			150	162 ± 7.2 ^{lmno}	6.3	7013 ± 312.1 ^q
		10	130	120 ± 5.3 ^{cd}	5.4	5345 ± 241.0 ^{klm}
			150	139 ± 6.8 ^{efgh}	5.4	6296 ± 298.2 ^p
		15	130	121 ± 13.3 ^{cd}	5.4	5175 ± 569.8 ^{ijkl}
			150	140 ± 8.5 ^{efgh}	5.5	5858 ± 355.5 ^{nop}
	130	5	130	142 ± 7.3 ^{fghi}	6.4	4553 ± 40.6 ^{defgh}
			150	168 ± 13.1 ^{mno p}	6.6	5710 ± 442.2 ^{mno}
		10	130	130 ± 7.8 ^{cdef}	5.9	4218 ± 250.7 ^{cdef}
			150	148 ± 9.7 ^{ghijkl}	5.8	5197 ± 346.3 ^{ijklm}
		15	130	122 ± 8.5 ^{cd}	5.5	3991 ± 277.7 ^{bc}
			150	143 ± 10.1 ^{fghi}	5.6	4951 ± 365.4 ^{hijk}
	150	5	130	150 ± 14 ^{fg hij}	7.5	4342 ± 513.8 ^{cdefg}
			150	187 ± 9.8 ^{qr}	7.3	5263 ± 281.9 ^{klm}
		10	130	137 ± 15.4 ^{defgh}	6.0	4332 ± 422.6 ^{cdefg}
			150	172 ± 21.8 ^{pq}	6.7	4742 ± 599.1 ^{ghij}
		15	130	130 ± 6.1 ^{cdef}	5.9	4535 ± 279.1 ^{ab}
			150	170 ± 7.4 ^{nop}	6.6	4777 ± 211.3 ^{ghij}

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

Table 2 Drying rates of paddy undergoing different drying methods and conditions

Drying method	T (°C)	$X_i - X_o$ (% d.b.)	Drying time (s)	Drying rate (% d.b.) s ⁻¹
Impinging stream drying (present study)	110	6.5	1.95	3.3
	130	6.6	1.90	3.5
	150	7.0	1.98	3.5
Spouted-bed drying [4]	110	7.5	900	0.008
	130	8.0	720	0.011
	150	10.4	720	0.014
Fluidized-bed drying [19]	110	6.7	144	0.046
	130	11.0	150	0.073
	150	10.5	120	0.088

Drying time in the case of impinging stream dryer is mean residence time of particles in the drying system.

Table 3 Mean residence time of particles in the drying system

Drying condition				Mean residence time of particles (s)
Particle feeding characteristics	T (°C)	L (cm)	W_p (kg _{dry solid} /h)	
Single-point	110	5	130	$1.95 \pm 0.13^{\text{cdefg}}$
			150	$2.05 \pm 0.04^{\text{fghij}}$
		10	130	$2.02 \pm 0.07^{\text{fghij}}$
			150	$2.07 \pm 0.06^{\text{hijk}}$
		15	130	$2.24 \pm 0.08^{\text{nopq}}$
			150	$2.29 \pm 0.13^{\text{pq}}$
	130	5	130	$1.90 \pm 0.09^{\text{abcde}}$
			150	$1.99 \pm 0.06^{\text{efgh}}$
		10	130	$2.06 \pm 0.07^{\text{ghijk}}$
			150	$2.06 \pm 0.09^{\text{hijk}}$
		15	130	$2.31 \pm 0.12^{\text{q}}$
			150	$2.23 \pm 0.11^{\text{nopq}}$
	150	5	130	$1.98 \pm 0.14^{\text{defgh}}$
			150	$2.01 \pm 0.10^{\text{efghi}}$
		10	130	$2.19 \pm 0.07^{\text{lmno}}$
			150	$2.12 \pm 0.10^{\text{jklm}}$
		15	130	$2.42 \pm 0.13^{\text{r}}$
			150	$2.29 \pm 0.10^{\text{opq}}$
Double-point	110	5	130	$2.01 \pm 0.09^{\text{fghi}}$
			150	$2.19 \pm 0.02^{\text{lmno}}$
		10	130	$1.90 \pm 0.14^{\text{abcde}}$
			150	$2.16 \pm 0.03^{\text{klmn}}$
		15	130	$1.87 \pm 0.14^{\text{abc}}$
			150	$2.06 \pm 0.05^{\text{ghijk}}$
	130	5	130	$1.88 \pm 0.11^{\text{abcd}}$
			150	$2.20 \pm 0.11^{\text{mnop}}$
		10	130	$1.87 \pm 0.14^{\text{abc}}$
			150	$2.11 \pm 0.06^{\text{ijkl}}$
		15	130	$1.85 \pm 0.07^{\text{ab}}$
			150	$2.03 \pm 0.07^{\text{fghij}}$
	150	5	130	$1.95 \pm 0.08^{\text{bcdef}}$
			150	$2.22 \pm 0.03^{\text{mnopq}}$
		10	130	$1.88 \pm 0.09^{\text{abcd}}$
			150	$2.16 \pm 0.05^{\text{klmn}}$
		15	130	$1.81 \pm 0.04^{\text{a}}$
			150	$2.02 \pm 0.05^{\text{fghij}}$

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

Table 4 Specific energy consumption of the process at different drying conditions

Particle feeding characteristics	Drying condition			SEC _{blower} (MJ/kg _{water})	SEC _{heater} (MJ/kg _{water})	SEC _{total} (MJ/kg _{water})
	T (°C)	L (cm)	W_p (kg _{dry solid} /h)			
Single-point	110	5	130	3.49	2.27	5.76
			150	3.19	2.08	5.27
		10	130	4.29	2.79	7.08
			150	3.40	2.21	5.61
		15	130	6.78	4.41	11.18
			150	4.07	2.65	6.71
	130	5	130	3.48	3.84	7.31
			150	2.99	3.30	6.30
		10	130	3.60	3.97	7.56
			150	3.12	3.44	6.56
		15	130	5.33	5.89	11.21
			150	3.88	4.28	8.16
	150	5	130	3.25	4.92	8.18
			150	2.55	3.85	6.40
		10	130	3.28	4.96	8.24
			150	2.79	4.23	7.02
		15	130	3.20	4.85	8.05
			150	2.83	4.28	7.11
Double-point	110	5	130	3.58	2.33	5.91
			150	3.10	2.01	5.11
		10	130	4.17	2.71	6.88
			150	3.62	2.35	5.97
		15	130	4.20	2.73	6.94
			150	3.61	2.34	5.95
	130	5	130	3.53	3.90	7.43
			150	2.99	3.31	6.30
		10	130	3.87	4.27	8.15
			150	3.40	3.75	7.15
		15	130	4.14	4.57	8.72
			150	3.53	3.89	7.42
	150	5	130	3.05	4.62	7.67
			150	2.69	4.08	6.77
		10	130	3.89	5.90	9.79
			150	2.96	4.48	7.43
		15	130	3.88	5.87	9.75
			150	2.96	4.49	7.45

Table 5 Performance of impinging stream dryer with and without cyclone (single-point feeding) at $L = 5$ cm and $W_p = 150$ kg_{dry solid}/h

Drying temperature (°C)	Final moisture content of paddy (% d.b.)		Volumetric water evaporation rate (kg _{water} /m ³ h)		Volumetric heat transfer coefficient (W/m ³ K)	
	Without cyclone	With cyclone	Without cyclone	With cyclone	Without cyclone	With cyclone
110	21.81	20.39	158	195	6917	8817
130	21.45	20.03	168	204	5530	7540
150	20.27	19.96	198	206	5322	5763