

คุณภาพข้าวเปลือก

ในการทดลองจะพิจารณาคุณภาพข้าวเปลือก ๓ ส่วน คือ

๑. ร้อยละข้าวตันสัมพัทธ์ (คำนวณได้จากการนำร้อยละข้าวตันของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด หาดด้วยความขาวของข้าวสารที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม)

๒. สีของข้าวสารแสดงในรูปของร้อยละความขาวสัมพัทธ์ (คำนวณได้จากการนำความขาวของข้าวสารที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด หาดด้วยความขาวของข้าวสารที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม) ในการวัดความขาวของข้าวสาร ใช้เครื่องวัดความขาวของ Kett

๓. ความยอมรับในการบริโภคข้าวแสดงในรูปของระดับคะแนนสำหรับคุณลักษณะข้าว ๕ ประการ โดยผู้ทดสอบที่ผ่านการฝึกฝนจำนวน ๙-๑๐ คน ชิมข้าวและให้คะแนนตั้งแต่ ๑-๕ ตามระดับความเข้มข้นของแต่ละคุณลักษณะ ซึ่งความหมายของระดับ

คะแนนในแต่ละคุณลักษณะ ดูได้จากตารางที่ ๑^๔ ในการทดสอบได้ตามผู้ทดสอบเพิ่มเติมเกี่ยวกับความรู้สึกว่าข้าวที่ชิมเป็นข้าวเก่าหรือข้าวใหม่ เพื่อใช้เป็นแนวทางสำหรับการทำข้าวเก่าเทียมต่อไป

ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการเพิ่มขึ้นของปริมาณข้าวตัน

๑. อิทธิพลของความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่มีต่อร้อยละข้าวตัน

จากการทดลองที่สภาวะอุณหภูมิอากาศอบแห้ง ๑๔๐ และ ๑๕๐ องศาเซลเซียส ทั้งสภาวะที่มีการเทมเปอร์ และไม่มีการเทมเปอร์ พบว่าเมื่อความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกสูงขึ้น สามารถเพิ่มปริมาณข้าวตันได้มากขึ้น ช่วงที่สามารถเพิ่มปริมาณข้าวตันได้สูงสุดคือเมื่ออบแห้งข้าวเปลือกจนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณร้อยละ ๑๙-๒๒ มาตรฐานเปียก เนื่องจากที่ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกสูงกว่าร้อยละ ๒๒ มาตรฐานเปียก อุณหภูมิของ

Table 1 Correlation between eating-quality scores and the intensity of various attributes.

Score	Bad smell	Whiteness	Glossy	Sticky	Texture
9	Very strong	White	Very glossy*	Very sticky	Very tender
7	Moderately strong	Creamish white	Moderately glossy	Moderately sticky	Moderately tender
5	Moderate	Slightly brown	Slightly glossy	No sticky - No separated	No tender - No tough
3	Weak	Moderately brown	Moderately dull	Moderately separated	Moderately tough
1	No smell	Brown	Very dull	Well separated	Very tough

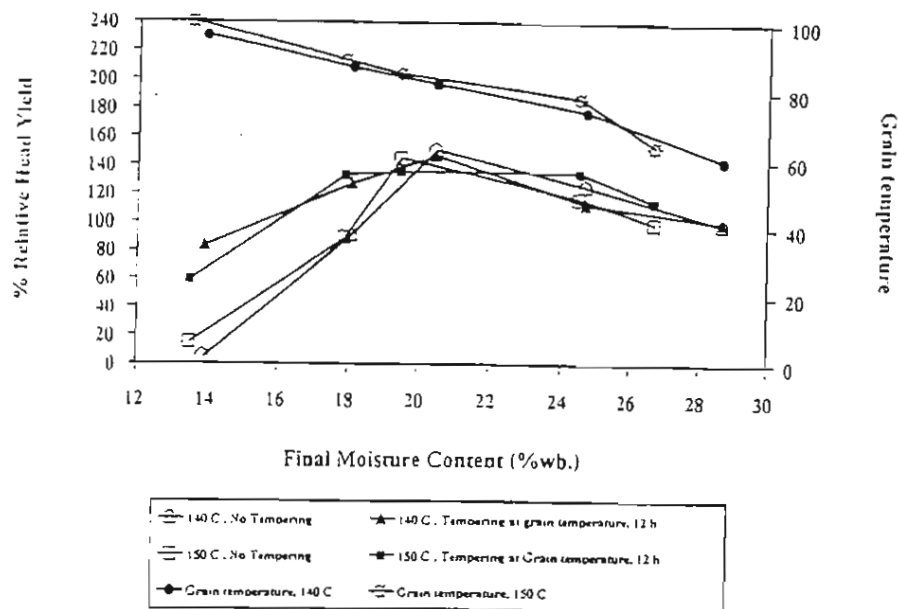


Figure 2 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 30.7 %wb.,
reference head rice yield = 38.5 %

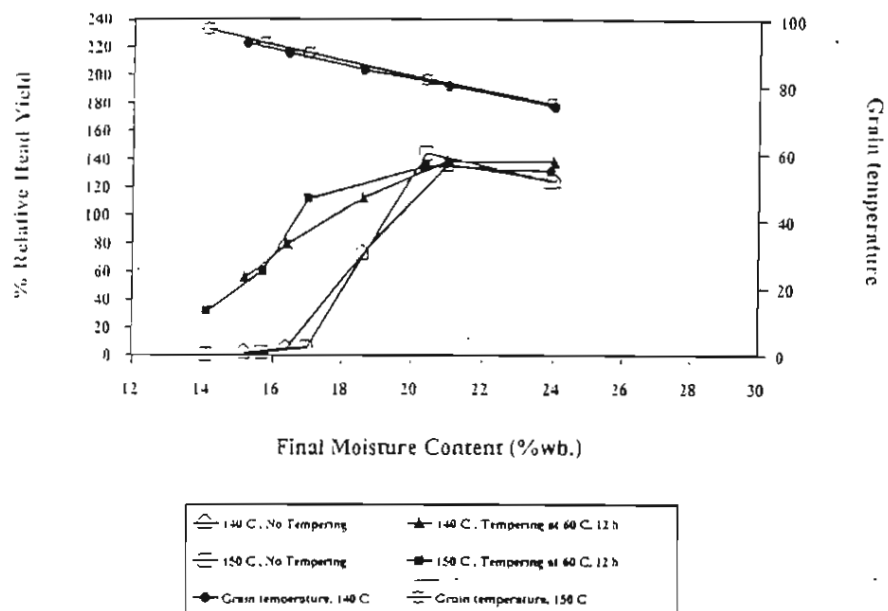


Figure 3 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 26.7 %wb.,
reference head rice yield = 39.6 %

ข้าวเปลือกจะต่ำกว่าอุณหภูมิที่ทำให้ข้าวเกิดเป็นเจลาคติน (gelatinization) ได้สมบูรณ์ โดยอุณหภูมิที่ทำให้เป็นเจลาคตินมีค่าประมาณ ๖๔ องศาเซลเซียส และเป็นได้สมบูรณ์ที่อุณหภูมิ

ประมาณ ๗๔ องศาเซลเซียส^[๔] ทำให้ร้อยละข้าวตันที่ได้ต่ำกว่าในช่วงความชื้นสุดท้ายร้อยละ ๑๔-๒๒ มาตรฐานเปียก ขณะที่ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่าร้อยละ ๑๔

มาตรฐานเปียก ข้าวเปลือกได้รับความร้อนเป็นเวลานาน อัตราการอบแห้งลดลง ความร้อนส่วนหนึ่งจะทำให้เมล็ดข้าวเกิดการแตกหักเพิ่มมากขึ้น ทำให้ร้อยละข้าวตันต่ำลง

เรื่อย ๆ เมื่ออบแห้งให้ความร้อนสุดท้ายต่ำลง (ดูรูปที่ ๒-๕)

๒. อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งที่มีต่อร้อยละข้าวตัน

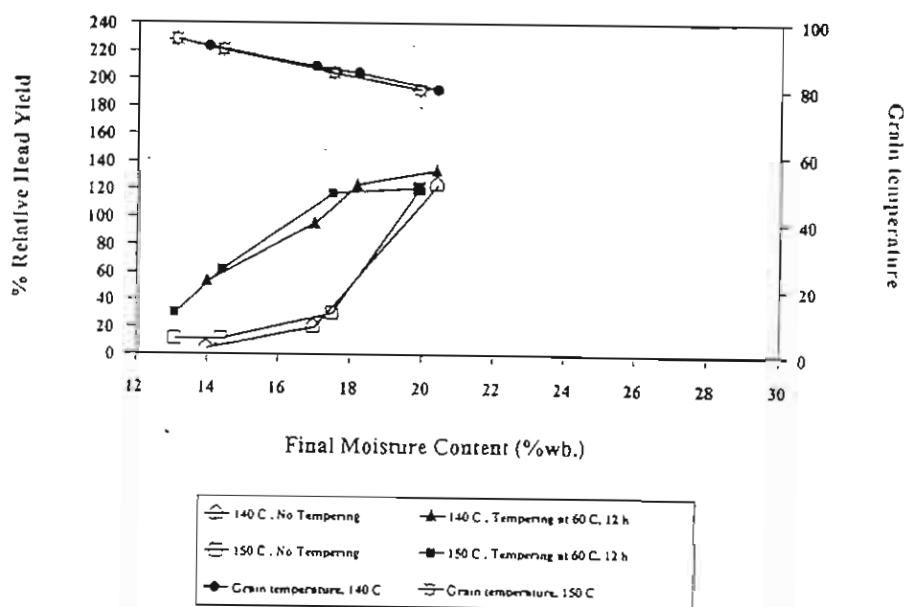


Figure 4 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 23.8 %wb., reference head rice yield = 39.3 %

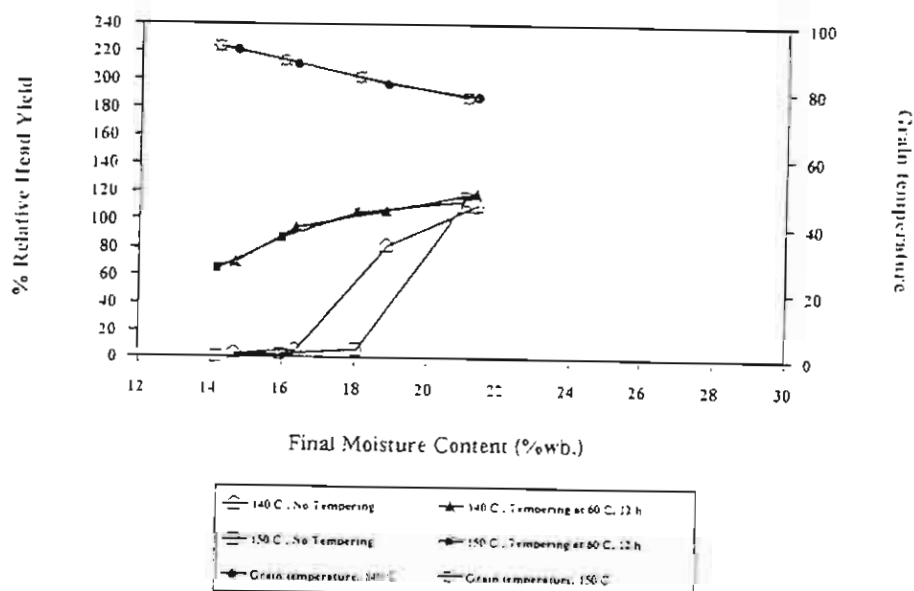


Figure 5 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 23.1 %wb., reference head rice yield = 43.6 %

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศ
อบแห้ง จาก ๑๔๐ เป็น ๑๕๐ องศาเซลเซียส
ไม่มีอิทธิพลต่อการเปลี่ยนแปลงปริมาณข้าวตัน
ทั้งสภาวะที่มีการเทมเปอร์ และไม่มีการเทม-

เปอร์ (ดูรูปที่ ๒-๕)

๓. อิทธิพลของการเทมเปอร์ที่มีต่อ
ร้อยละข้าวตัน

เมื่ออบแห้งจนความชื้นสุดท้ายของ

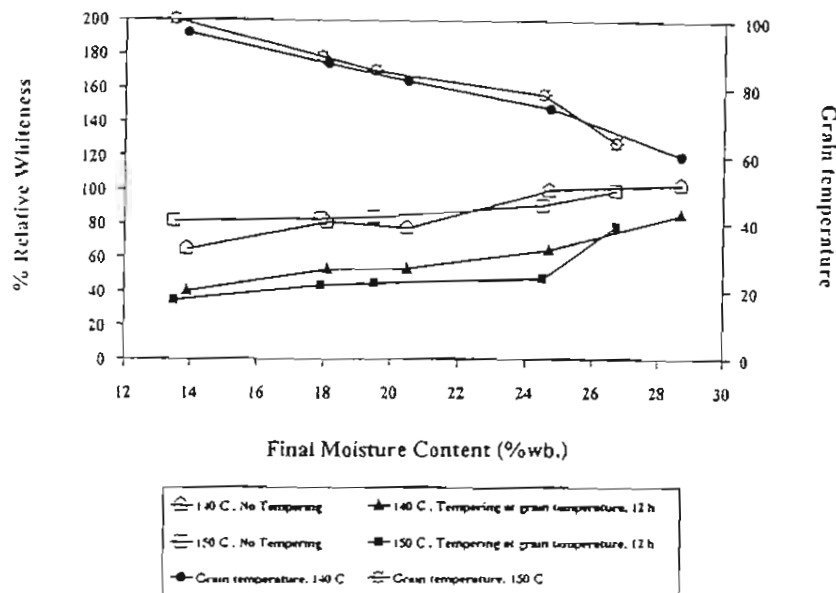


Figure 6 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 30.7 %wb.,
reference whiteness = 43.7

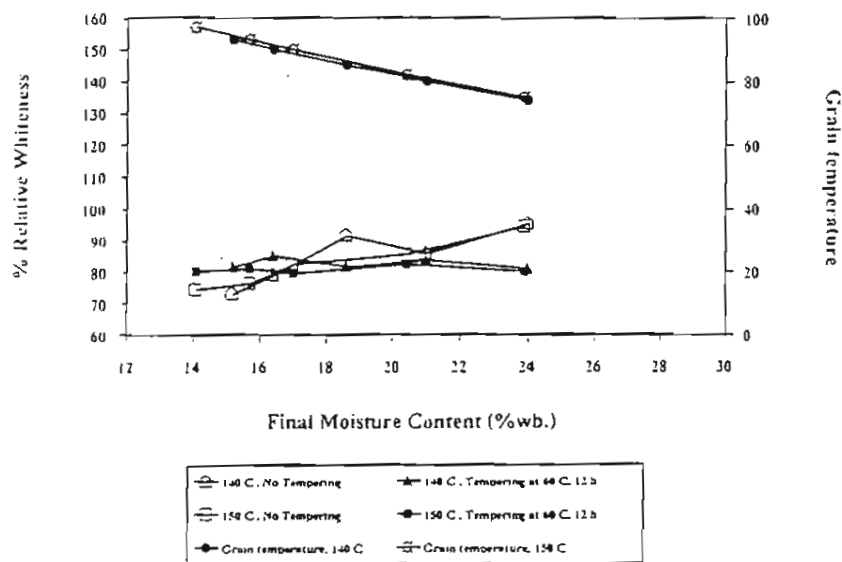


Figure 7 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 25.7 %wb.,
reference whiteness = 45.9

ข้าวเปลือกต่ำกว่าร้อยละ ๑๔ มาตรฐานเปียก ข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์จะมีร้อยละข้าวต้นสัมพัทธ์สูงกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการเทมเปอร์ เนื่องจากการเทมเปอร์เป็นการยืดเวลาให้ข้าวอยู่ในสภาพอุณหภูมิสูง เป็นผลให้มีเกรเดียนต์ความชื้น (moisture gradient) ภายในเมล็ดข้าวน้อยกว่าข้าวเปลือกที่ทำให้เย็นตัวลงอย่างรวดเร็ว ส่งผลให้เกิดความเค้น (stress) ภายในเมล็ดข้าวน้อยกว่า การแตกหักของเมล็ดข้าวจึงมีน้อยกว่า ดังนั้น เมื่ออบแห้งจนความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่าร้อยละ ๑๔ มาตรฐานเปียก ข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์จะมีร้อยละข้าวต้นสูงกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการเทมเปอร์ (รูปที่ ๒-๕)

๔. อิทธิพลของเวลาในการเทมเปอร์ที่มีต่อร้อยละข้าวต้น

เมื่อเปลี่ยนแปลงเวลาในการเทมเปอร์ทุก ๒ ชั่วโมง ตั้งแต่ ๐-๑๒ ชั่วโมง พบว่า ร้อยละข้าวต้นจะเพิ่มขึ้น เมื่อเพิ่มเวลาในการเทมเปอร์จาก ๐ เป็น ๒ ชั่วโมง ขณะที่เพิ่มเวลาในการเทมเปอร์ให้มากขึ้น ร้อยละข้าวต้นที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน (รูปที่ ๑๐)

คุณภาพด้านความขาวของข้าวสาร

๑. อิทธิพลของความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่มีต่อความขาวของข้าวสาร

เมื่อความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกสูงขึ้น ร้อยละความขาวสัมพัทธ์ที่ลดลง นั่นคือ ข้าวมีการเปลี่ยนสีจากสีขาวเป็นสีเหลือง ซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลที่ไม่มีเอนไซม์เข้ามาเกี่ยวข้อง ที่เป็นเช่นนั้นเนื่องจากเมื่อความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกสูงขึ้น จะ

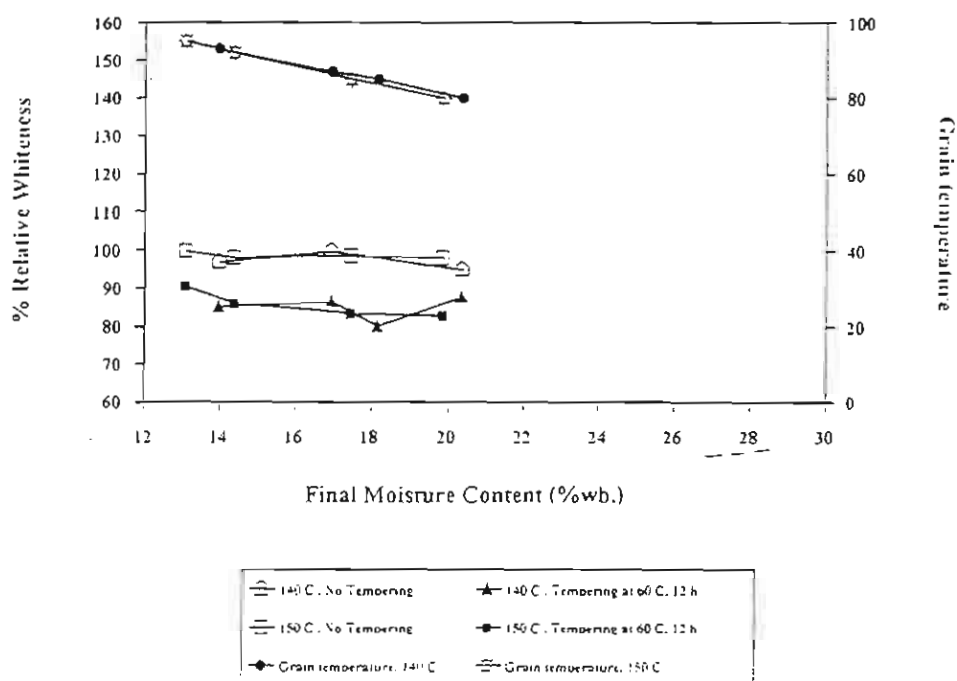


Figure 8 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 23.8 %wb., reference whiteness = 45.1

ต้องให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกนานขึ้น เพื่อให้ข้าวเปลือกมีความชื้นสุดท้ายตามต้องการ เมื่อข้าวเปลือกได้รับความร้อนนานขึ้น จึงเกิดการเปลี่ยนสีจากสีขาวเป็นสีเหลืองมากขึ้น

โดยความเหลืองจะเพิ่มมากขึ้นเมื่อความชื้นสุดท้ายลดต่ำลง (ดูรูปที่ ๖-๙)

๒. อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งที่มีต่อความขาวของข้าวสาร

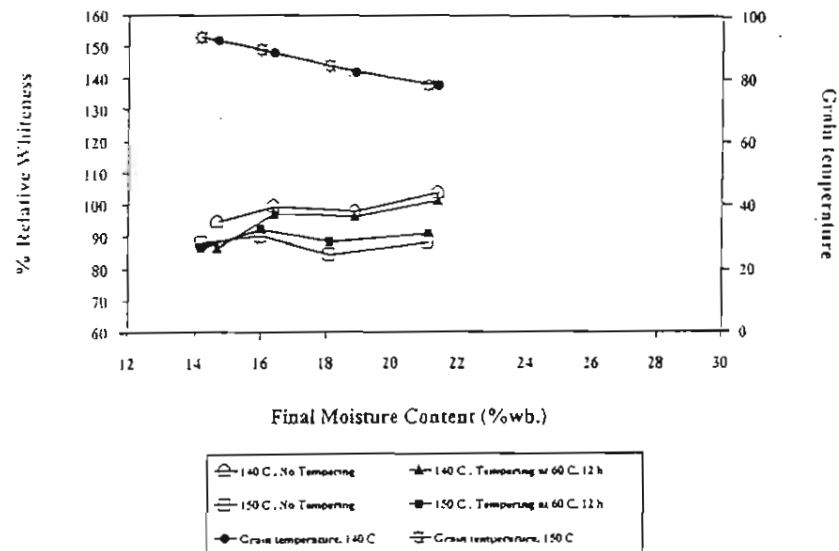


Figure 9 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 23.1 %wb., reference whiteness = 46.2

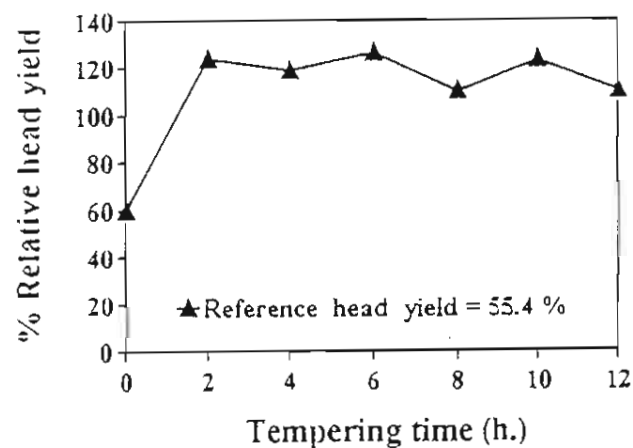


Figure 10 Relative head yield at different tempering time :
initial moisture content = 24.6 %wb.,
final moisture content = 18.5 %wb.,
drying air temperature = 140 °C,
tempering temperature = 60 °C.

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศ
อบแห้ง (เปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิอากาศ
อบแห้ง ๑๔๐ และ ๑๕๐ องศาเซลเซียส ทั้ง
สภาวะที่มีการเทมเปอร์ และไม่มีเทมเปอร์)
ไม่มีอิทธิพลต่อการเปลี่ยนแปลงคุณภาพด้าน
ความขาวของข้าวสาร (ดูรูปที่ ๖-๔)

๓. อิทธิพลของการเทมเปอร์ที่มีต่อ
ความขาวของข้าวสาร

ข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์มีร้อยละ
ความขาวสัมพัทธ์ต่ำกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการเทม-
เปอร์ เนื่องจากการเทมเปอร์เป็นการยืดเวลา
ให้ข้าวเปลือกอยู่ในสภาพที่มีอุณหภูมิสูง ดังนั้น
ข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์จึงเกิดการเปลี่ยนสีจาก
สีขาวเป็นสีเหลืองมากขึ้น (ดูรูปที่ ๖-๕)

การใช้อุณหภูมิของการเทมเปอร์
สูง (๘๐ องศาเซลเซียส) จะทำให้ความขาว
ของเมล็ดข้าวลดลงมากจนไม่สามารถซื้อ
ขายได้ ความขาวที่ยอมรับกันในการค้าไม่
ควรมีค่าต่ำกว่า ๓๗ (ดูรูปที่ ๖)

๔. อิทธิพลของเวลาในการเทมเปอร์
ที่มีต่อความขาวของข้าวสาร

เมื่อเปลี่ยนแปลงเวลาในการเทม-
เปอร์ทุก ๒ ชั่วโมง ตั้งแต่ ๐-๑๒ ชั่วโมง พบ
ว่าความขาวของข้าวสารที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน
เมื่อใช้เวลาในการเทมเปอร์ ตั้งแต่ ๐-๘ ชั่วโมง
และมีแนวโน้มลดลงเล็กน้อยเมื่อใช้เวลาใน
การเทมเปอร์เป็น ๑๐ และ ๑๒ ชั่วโมง (ดูรูป
ที่ ๑๑)

คุณภาพด้านความยอมรับในการ
บริโภค

ระดับคะแนนเฉลี่ยของข้าวสุกแต่ละ
คุณลักษณะที่ผู้ทดสอบได้บันทึกไว้หลังจาก
ทดสอบด้วยประสาทสัมผัส ถูกป้อนเข้า
โปรแกรมทางสถิติ IRRISTAT เพื่อประเมินว่า
ข้าวสุกแต่ละคุณลักษณะที่นำมาทดสอบมี
ความแตกต่างกันทางสถิติหรือไม่ ที่ระดับ
ความเชื่อมั่นร้อยละ ๙๕ โดยเปรียบเทียบ

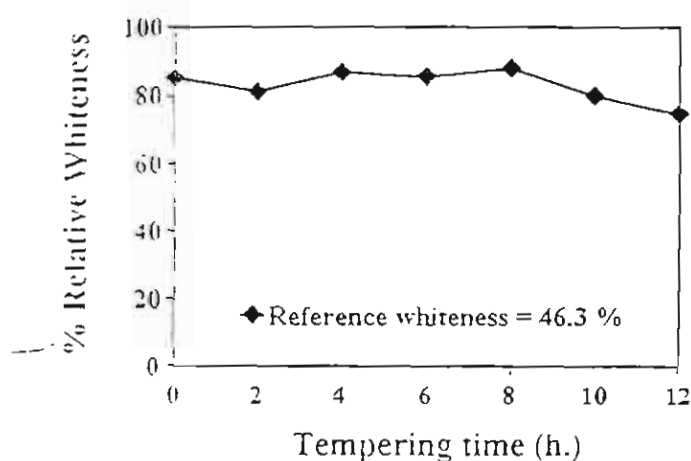


Figure 11 Relative whiteness at different
tempering time :

initial moisture content = 24.6 %w/w,
final moisture content = 18.5 %w/w,
drying air temperature = 140 °C,
tempering temperature = 60 °C.

ระหว่างข้าวที่ผ่านการอบแห้งในเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบดกับข้าวอ้างอิง (ข้าวชุดเดียวกันแต่ผ่านการอบแห้งโดยใช้อากาศแวดล้อม)

กรณีที่ไม่มี การเทมเปอร์ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีคุณลักษณะใกล้เคียงกับข้าวอ้างอิง ซึ่งหมายความว่าข้าวที่สามารถเพิ่มร้อยละข้าวตันได้ มีลักษณะเป็นข้าวธรรมดาที่ใช้รับประทานกัน โดยที่ความขาวของข้าวสุกจะลดลงเล็กน้อย สำหรับข้าวที่มีความชื้นเริ่มต้นค่อนข้างสูง (ดูตารางที่ ๒-๓)

กรณีที่มีการเทมเปอร์หลังการอบแห้งพบว่า คุณลักษณะบางประการของข้าว เช่น ความเกาะตัว ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด และเนื้อสัมผัส มีค่าใกล้เคียงกับข้าวอ้างอิง ในด้านความขาวของข้าวสุกจะมีค่าต่ำลงเมื่อเปรียบเทียบกับข้าวอ้างอิง และมีค่าความขาวน้อยกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการเทมเปอร์ เมื่อพิจารณาด้านกลิ่นเหม็นของข้าวสุก พบว่า ข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์มีกลิ่นเหม็นค่อนข้างสูง ซึ่งเกินกว่าระดับที่ยอมรับได้ (ระดับกลิ่นเหม็นที่ยอมรับในการบริโภคไม่ควรมีค่าระดับคะแนนเกิน ๓-๓.๕) เนื่องจากการรักษาระดับอุณหภูมิของเมล็ดข้าวให้อยู่ในสภาพที่มีอุณหภูมิสูงสามารถเร่งการเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันของไขมันในเมล็ดข้าวซึ่งปฏิกิริยาออกซิเดชันของไขมันทำให้เกิดสารประกอบคาร์บอนิลอันเป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดกลิ่นเหม็นภายในเมล็ดข้าว (ดูตารางที่ ๒-๓)

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศอบแห้งจาก ๑๔๐ องศาเซลเซียส เป็น ๑๕๐ องศาเซลเซียส ไม่มีผลต่อลักษณะด้านต่างๆ ของข้าวสุก ทั้งสภาวะที่มีการเทมเปอร์และที่ไม่มี การเทมเปอร์ (ดูตารางที่ ๒-๓)

การเพิ่มเวลาการเทมเปอร์จาก ๐-๑๒ ชั่วโมง พบว่า กลิ่นเหม็นของข้าวมีค่าสูงขึ้นเมื่อเพิ่มเวลาในการเทมเปอร์ ขณะที่ความขาวของข้าวสุกจะมีค่าลดลง ความเกาะตัว ความเลื่อมมันของผิวเมล็ด และเนื้อสัมผัสของข้าวสุกมีความเปลี่ยนแปลงน้อยมากจนไม่มีความแตกต่างกันทางสถิติ (ดูตารางที่ ๔)

หัวข้อความรู้สึกรู้สึกของความเป็นข้าวเก่า ในกรณีที่ไม่มี การเทมเปอร์ พบว่า ความรู้สึกของความเป็นข้าวเก่าสำหรับข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบดมีค่าใกล้เคียงกับข้าวอ้างอิง การเทมเปอร์ภายหลังที่ข้าวผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด มีแนวโน้มทำให้ข้าวมีลักษณะเป็นข้าวเก่ามากขึ้น ร้อยละผู้ทดสอบที่มีความรู้สึกข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์เป็นข้าวเก่า โดยรวมมีมากถึงร้อยละ ๘๕-๑๐๐ เวลาในการเทมเปอร์ที่เปลี่ยนแปลงไป (ตั้งแต่ ๒-๑๒ ชั่วโมง) ไม่ส่งผลต่อความรู้สึกของความเป็นข้าวเก่า

สรุป

ผลพลอยได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด ที่ก่อให้เกิดประโยชน์อย่างมากมาต่ออุตสาหกรรมข้าวคือ สามารถเพิ่มปริมาณข้าวตันได้ โดยสรุปได้ดังนี้

๑. อุณหภูมิที่ทำให้ปริมาณข้าวตันสูงขึ้นได้อยู่ระหว่าง ๑๔๐-๑๕๐ องศาเซลเซียส โดยช่วงความชื้นเริ่มต้นที่สามารถเพิ่มปริมาณข้าวตันให้สูงขึ้นอยู่ระหว่างร้อยละ ๒๓ ถึง ๓๑ มาตรฐานเปียก โดยร้อยละข้าวตันจะเพิ่มขึ้นเมื่อความชื้นเริ่มต้นสูงขึ้น

๒. ช่วงที่สามารถเพิ่มปริมาณข้าวตัน

ได้สูงสุด คือ เมื่ออบแห้งจนเหลือความชื้น
สุดท้ายร้อยละ ๑๙-๒๒ มาตรฐานเปียก

๓. เมื่ออบแห้งจนความชื้นสุดท้ายต่ำ
กว่าร้อยละ ๑๙ มาตรฐานเปียก ปริมาณข้าว
ต้นลดลง โดยข้าวที่ผ่านการเทมเปอร์มีปริมาณ
ข้าวต้นสูงกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการเทมเปอร์

๔. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศ
อบแห้งระหว่าง ๑๔๐ และ ๑๕๐ องศาเซลเซียส
ได้ร้อยละข้าวต้นใกล้เคียงกัน

๕. ความขาวของข้าวสารส่วนใหญ่
ผ่านเกณฑ์ แต่ความขาวของข้าวสารจะลดลง
จนอาจเป็นปัญหาในการซื้อขาย ถ้าอุณหภูมิที่
ใช้ในการเทมเปอร์มากกว่า ๖๐ องศาเซลเซียส

๖. ความยอมรับในการบริโภคข้าว
ข้าวที่ไม่ผ่านการเทมเปอร์มีลักษณะไม่แตกต่าง
จากข้าวอ้างอิง ขณะที่ข้าวซึ่งผ่านการเทม-
เปอร์จะมีปัญหาในเรื่องกลิ่นเหม็นของข้าวที่
เพิ่มสูงขึ้น และความขาวของข้าวสุกที่ลดลง

คำขอขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกอง
ทุนสนับสนุนการวิจัย และ Australian Centre
for International Agricultural Research ที่ให้
ทุนสนับสนุนการวิจัย และขอขอบคุณศูนย์วิจัย
ข้าวปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการ
ทดสอบคุณภาพการสี การทดสอบความขาว
และการทดสอบความยอมรับในการบริโภคข้าว.

Table 2 Mean eating-quality scores for tested rice : Initial moisture content = 30.7 %wb.

No.	Drying air temperature	Final moisture content	Tempering process (at 60 C, 12 h)	Bad smell	Whiteness	Glossy	Sticky	Texture	% panels indicate new rice	% panels indicate old rice
1		Reference rice		1.10 c	6.93 ab	5.56 a	5.03 a	4.96 a	91.7	8.3
2	140 C	28.7%wb.	no	1.21 c	7.04 a	5.33 ab	4.78 ab	4.67 a	87.5	12.5
3	140 C	24.7%wb.	no	1.43 c	6.37 abc	5.33 ab	4.88 ab	4.58 a	75.0	25.0
4	140 C	20.5%wb.	no	1.62 c	5.34 e	4.78 bc	4.87 ab	4.46 a	75.0	25.0
5	140 C	18.1%wb.	no	1.18 c	6.28 bcd	5.22 abc	4.94 a	4.69 a	88.9	11.1
6	150 C	26.7%wb.	no	1.62 c	6.13 cd	5.22 abc	4.89 ab	4.56 a	75.0	25.0
7	150 C	24.5%wb.	no	1.81 c	5.56 de	5.23 abc	4.78 ab	4.67 a	82.1	17.9
8	150 C	19.5%wb.	no	1.36 c	5.18 e	5.13 abc	4.34 ab	4.13 ab	100	0
9	150 C	17.9%wb.	no	1.32 c	5.07 e	5.24 abc	4.32 ab	3.72 b	100	0
10	140 C	28.7%wb.	yes	5.21 b	3.96 f	4.91 abc	4.39 ab	4.46 a	0	100
11	150 C	26.7%wb.	yes	5.99 a	2.98 g	4.58 c	4.12 b	4.36 a	0	100
F value				53.97**	25.30**	1.80 ns	1.68 ns	2.12*		
LSD (5%)				0.657	0.690	0.585	0.673	0.571		
LSD (1%)				0.871	0.914	0.774	0.892	0.756		

Means followed by a common letter are not significantly different at the 5% level by DMRT.

For F value ns = not significant, * = significant at 5% level, ** = significant at 1% level

Rice storage 1 month before eating-quality testing.

Table 3 Mean eating-quality scores for tested rice : initial moisture content = 23.1 %wb.

No.	Drying air temperature	Final moisture content	Tempering process (at 60 C, 12 h)	Bad smell	Whiteness	Glossy	Sticky	Texture	%panels Indicate new rice	%panels Indicate old rice	% panels Indicate parboiled rice
1		Reference rice		1.20 a	6.10 a	4.45 ab	4.30 a	4.10 a	45	55	0
2	140 C	21.4 %wb.	nd	1.58 a	5.60 ab	4.36 ab	4.19 ab	4.20 a	40	60	0
3	140 C	18.9 %wb.	nd	1.50 a	5.91 a	4.24 ab	4.20 ab	4.21 a	30	70	0
4	150 C	21.1 %wb.	nd	1.40 a	5.90 a	4.88 a	4.31 a	4.31 a	30	70	0
5	140 C	21.4 %wb.	yes	5.88 de	4.08 d	3.97 b	3.59 bc	3.90 a	0	85	15
6	140 C	18.9 %wb.	yes	4.93 bcd	5.00 bc	4.07 b	3.99 abc	3.89 a	0	95	5
7	140 C	16.4 %wb.	yes	4.65 bc	4.62 cd	3.84 b	3.43 c	3.82 a	0	95	5
8	150 C	21.1 %wb.	yes	6.18 e	4.06 d	4.04 b	4.01 abc	3.92 a	0	95	5
9	150 C	18.1 %wb.	yes	5.13 cd	4.44 cd	3.94 b	3.82 abc	3.92 a	0	95	5
10	150 C	16.0 %wb.	yes	4.20 bc	4.92 bc	4.04 b	3.72 abc	3.71 a	0	95	5
11	150 C	14.2 %wb.	yes	4.10 b	4.72 cd	4.03 b	3.53 c	3.53 a	0	95	5
F value				34.89**	10.03**	1.52 ns	2.53**	<1 ns			
LSD (5%)				0.909	0.655	0.678	0.561	0.689			
LSD (1%)				1.203	0.867	0.898	0.742	0.912			

** Means followed by a common letter are not significantly different at the 5% level by DMRT.

** For F value ns = not significant, * = significant at 5% level, ** = significant at 1% level

** Rice storage 1 month and 20 days before eating-quality testing.

Table 4 Mean eating-quality scores for tested rice : initial moisture content = 24.6 %wb., final moisture content = 18.5 %wb.
drying air temperature = 140 C, tempering temperature = 60 C

No.	tempering time	Bad smell	Whiteness	Glossy	Sticky	Texture	%panels indicate new rice	%panels indicate old rice	%panels indicate parboiled rice
1	Reference rice	1.60 e	6.50 a	4.50 a	4.40 a	4.30 a	30	70	0
2	Tempering 0 h.	2.60 d	5.70 b	4.70 a	4.60 a	4.10 a	20	80	0
3	Tempering 2 h.	4.40 c	5.50 bc	4.40 a	4.20 a	3.70 a	0	95	5
4	Tempering 4 h.	4.50 c	5.50 bc	4.40 a	4.20 a	4.10 a	0	95	5
5	Tempering 6 h.	4.90 bc	5.00	4.60 a	4.20 a	3.90 a	0	95	5
6	Tempering 8 h.	5.30 ab	5.10 c	4.30 a	4.40 a	3.80 a	0	95	5
7	Tempering 10 h.	5.40 ab	5.10 c	4.30 a	4.40 a	4.00 a	0	95	5
8	Tempering 12 h.	5.80 a	5.10 c	4.40 a	4.40 a	3.90 a	0	75	25
F value		36.25**	7.86**	<1 ns	<1 ns	<1 ns			
LSD (5%)		0.687	0.507	0.635	0.431	0.570			
LSD (1%)		0.911	0.674	0.842	0.572	0.756			

Means followed by a common letter are not significantly different at the 5% level by DMRT.

For F value ns = not significant, * = significant at 5% level, ** = significant at 1% level

Rice storage 1 month and 20 days before eating-quality testing.

เอกสารอ้างอิง

๑. สมชาติ ไสภณรณฤทธิ์. การอบแห้งเมล็ดพืช. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพฯ, ๒๕๔๐.
๒. Soponronnarit S and Prachayawarakorn S. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. Drying Technology - An International Journal 1994; 12(7): 1667-1686.
๓. มุสตาฟา ยะภา. การออกแบบและทดสอบเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรซ์เบดแบบต่อเนื่อง ขนาดต้นแบบสำหรับอุตสาหกรรม. วิทยานิพนธ์ระดับปริญญาโท สาขาวิชาเทคโนโลยีพลังงาน, คณะพลังงานและวัสดุ, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพฯ, ๒๕๓๗.
๔. งามชื่น คงเสรี. การรักษาคูณภาพข้าวด้านการบริโภคในบรรจุภัณฑ์ต่าง ๆ. เอกสารประกอบการบรรยาย การสัมมนาเชิงปฏิบัติการคุณภาพข้าว กองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตร, กรุงเทพฯ, ๒๕๒๕.
๕. ศศิเกษม ทองยงค์ และ พรรณี เดชกำแหง. เคมีอาหารเบื้องต้น, หน้า ๗๘. กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์โอเดียนสโตร์, ๒๕๓๐.
๖. Juliano BO. Rice : Chemistry and Technology, 2nded. American Association of Cereal Chemists. St. Paul, USA : Minnesota, 1985.

ระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าว Paddy Drying Systems in Rice Mills

วathyoo รอดประพัฒน์¹ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์² และ มนตรี หวังจิ³
Wathanyoo Rordprapat, Somchart Soponronnarit, and Montri Wangji

ABSTRACT

Appropriate paddy drying systems in large rice mills was investigated to reduce paddy moisture content from 20 %wet-basis to 14 %wet-basis. Rice after milling was also in good quality. In this study, the performance of paddy drying systems in three rice mills with the same types of dryers but different installation and drying operation were investigated. Paddy quality and energy consumption of each dryer in each system were studied. The results obtained were used to find appropriate paddy drying condition and then to design high efficient paddy drying system.

Key words : rice mill, paddy drying system, paddy quality

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาค้นหาความเหมาะสมของระบบอบแห้งข้าวเปลือกภายในโรงสีข้าวขนาดใหญ่ให้สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 20 %wb ขึ้นไปให้เหลือความชื้น 14 %wb ได้อย่างมีประสิทธิภาพและเมื่อนำไปสีแล้วได้ข้าวสารที่มีคุณภาพ โดยได้ทำการศึกษาศรรณะของระบบอบแห้งในโรงสีข้าว 3 แห่ง ที่มีชนิดเครื่องอบแห้งเหมือนกันแต่มีวิธีการติดตั้งและการอบแห้งที่แตกต่างกัน ในการทดลองได้ศึกษาคุณภาพข้าวเปลือกและปริมาณการใช้พลังงานที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งทุกตัวในระบบเพื่อให้สามารถหาจุดที่ทำให้คุณภาพข้าวเปลือกลดลงได้อย่างถูกต้อง แล้วนำข้อมูลคุณภาพและปริมาณการใช้พลังงานที่ได้จากสามระบบมาเปรียบเทียบและศึกษาหาจุดที่เหมาะสมในการอบแห้งข้าวเปลือกให้ได้คุณภาพสูงเพื่อใช้เป็นข้อมูลในการออกแบบระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่มีประสิทธิภาพสูง

¹ สถาบันเทคโนโลยีราชมงคล วิทยาเขตพระนครศรีอยุธยา หันตรา อโยธยา 13000

Rajamangala Institute of Technology Ayutthaya Huntra Campus, Ayutthaya 13000, Thailand.

² คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140

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

บทนำ

ผลผลิตข้าวเปลือกส่วนใหญ่ที่ได้จากเกษตรกรจะถูกนำส่งไปยังโรงสีข้าว เพื่อทำการสีเป็นข้าวสารจำหน่ายทั้งภายในและต่างประเทศ จะเห็นว่าโรงสีมีบทบาทสำคัญมากในการผลิตข้าว ข้าวเปลือกที่เกษตรกรนำไปขายส่วนมากมักจะมีความชื้นระหว่าง 20-25 %wb ถ้าไม่มีวิธีการจัดการกับข้าวเปลือกชื้นเหล่านี้ที่เหมาะสมและทันเวลา จะทำให้ข้าวเปลือกเกิดการเสียหายก่อนที่จะนำไปสีเป็นข้าวสาร ดังนั้นโรงสีจึงต้องมีระบบของเครื่องอบลดความชื้นที่มีคุณภาพสูงตามกำลังผลิตที่ต้องการ สมชาติ (2540) พบว่าความชื้นข้าวเปลือกที่เหมาะสมในการสี ให้ได้ข้าวดี้นสูงและลดการแตกหักควรมีความชื้นอยู่ระหว่าง 12-14 %wb ซึ่งการลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 20-25 %wb ให้เหลือ 14 %wb สามารถทำได้อย่างรวดเร็วและส่งผลกระทบต่อคุณภาพข้าวเปลือกน้อยที่สุด เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่ผลิตขายในท้องตลาดและที่มีใช้ในโรงสีต่างมีข้อเด่นแตกต่างกัน ถ้านำข้อเด่นของแต่ละเครื่องมาใช้ร่วมกันก็จะสามารถอบแห้งข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็วและได้คุณภาพตามที่ต้องการ สมชาติ (2538) กล่าวว่า การลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วในช่วงแรกโดยใช้ลมร้อนจนความชื้นเหลือประมาณ 19 %wb เครื่องอบสำหรับลดความชื้นในช่วงแรกนี้น่าจะเป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดเพราะว่าสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายต่ำ อบแห้งได้รวดเร็วและใช้งานง่าย (Soponronnarit, 1996 ; Soponronnarit et al., 1995) และการลดความชื้นอย่างช้า ๆ ในช่วงที่สองให้เหลือ 14 %wb เทคนิคการอบแห้งในช่วงนี้น่าจะเป็นการอบแห้งภายในจางเก็บรักษาโดยใช้อากาศแวดล้อมเพราะสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายต่ำ ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวดี้นสูง (ข้าวสารที่มีความยาวตั้งแต่ 8/10 ของข้าวเต็มเมล็ด) หากโรงสีไม่มีความชำนาญในการเก็บรักษาข้าวเปลือก การลดความชื้นใน

ช่วงที่สองสามารถทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งที่ใช้ลมร้อนทั่วไป แต่ควรปรับอุณหภูมิให้ลดต่ำลง เพื่อป้องกันการแตกข้าว และที่พบส่วนใหญ่เป็นเครื่องอบแห้งแบบเมล็ดพืชไหลคลุกเคล้าหรือที่นิยมเรียกว่าแบบ LSU ดังนั้นถ้ามีการจัดการติดตั้งระบบเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกให้ดีและเหมาะสมแล้วจะทำให้ระบบอบแห้งข้าวเปลือกมีประสิทธิภาพสูงมากขึ้น ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาข้อมูลจากโรงสี 3 โรง ที่ระบบอบแห้งประกอบด้วยเครื่องอบทั้ง 2 แบบ แต่มีกำลังผลิตและการติดตั้งที่ต่างกันบางจุด ดังนั้นจึงได้มีการศึกษาหาวิธีการติดตั้งที่ดีที่สุดในการอบแห้งข้าวเปลือกจากโรงสีทั้ง 3 โรง และเพื่อใช้เป็นแนวทางในการติดตั้งระบบอบแห้งข้าวเปลือกต่อไป

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวขนาดใหญ่ และทดสอบสมรรถนะของระบบอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อให้สามารถเลือกใช้ระบบอบแห้งที่มีอยู่ได้อย่างมีประสิทธิภาพ ตลอดจนสามารถออกแบบระบบอบแห้งข้าวเปลือกได้อย่างเหมาะสม

อุปกรณ์และวิธีการ

การอบแห้งข้าวเปลือกของโรงสีข้าวแต่ละโรงมีจุดประสงค์เพื่อลดความชื้นข้าวเปลือกจากความชื้น 19-20 %wb ขึ้นไป ให้ลดลงเหลือประมาณ 14-15 %wb เพื่อนำไปเก็บรักษารอสีเป็นข้าวสารต่อไป ซึ่งโรงสีแต่ละแห่งมีวิธีการอบแห้งแตกต่างกัน ในการทดสอบครั้งนี้เลือกโรงสี 3 แห่ง ซึ่งตั้งอยู่ในแถบภาคกลาง คือ โรงสีสุพรรณธัญญา โรงสีพูนสินไทย และโรงสี ด.ทวีรุ่งเรือง โดยโรงสีทั้งสามแห่งมีเครื่องอบแห้งที่เหมือนกันดังนี้ เครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด เครื่องอบแห้งแบบ LSU และเครื่องเป่าลมเย็น โดยโรงสีข้าวทั้งสามแห่งได้อาศัยข้อดีของเครื่องอบแห้งแต่ละชนิดมาใช้ร่วมกัน โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด

อบแห้งช่วงข้าวเปลือกมีความชื้นสูงกว่า 19 %wb ขึ้นไป หลังออกจากเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด เมล็ดข้าวเปลือกยังมีอุณหภูมิสูงอยู่ ดังนั้นก่อนที่จะผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบอื่นต่อไป จะต้องลดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกลงก่อน โดยใช้เครื่องปรับสภาพข้าวหรือถังพักข้าวช่วย แล้วจึงใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบ LSU อบแห้งในช่วงความชื้นต่ำกว่า 19 %wb ลงมา ในการอบแห้งข้าวเปลือกดังอุณหภูมิอบแห้งสำหรับเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดขนาด 10 ตัน/ชั่วโมง ไว้ที่ช่วง 110-130°C ความหนาของชั้นข้าวเปลือก 15 ซม. ส่วนเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบ LSU ดังอุณหภูมิอบแห้งไว้ที่ช่วง 80-100°C มีขนาดความจุ 6-10 ตัน ขณะทำการทดลองเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนและหลังเข้าเครื่องอบแห้งแต่ละเครื่อง โดยเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกทุก ๆ 20 นาที เพื่อนำไปทดสอบหาความชื้นและทดสอบคุณภาพรวมถึงวัดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกขณะผ่านเครื่องอบแห้งด้วยวัดความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าด้วย clamp on meter และวัดปริมาณการใช้น้ำมันเชื้อเพลิง(น้ำมันเตา) โดยการเช็กระดับน้ำมันที่ลดลงในเวลา 1 ชั่วโมง ซึ่งการทดลองแต่ละครั้งได้เก็บตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนผ่านเครื่องอบแห้ง แล้วนำไปเป่าด้วยลมธรรมชาติ จนความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือ 14 %wb นำไปทดสอบคุณภาพ เพื่อใช้เปรียบเทียบกับข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแต่ละเครื่องที่โรงสีข้าวทั้ง 3 โรง ขณะเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งแต่ละเครื่องถ้าความชื้นยังลดลงไม่ถึง 14 %wb ก็นำไปเป่าด้วยลมธรรมชาติ จนความชื้นลดลงเหลือ 14 %wb แล้วจึงนำไปทดสอบคุณภาพต่อไป

ผลและวิจารณ์

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงให้ความชื้นลดลงเหลือ 14

%wb เพื่อรอกการนำไปสีเป็นข้าวสารต่อไป มีผลการทดสอบดังนี้

1. อุณหภูมิและความชื้นของเมล็ดข้าวเปลือก

การทดลองที่โรงสีข้าวสุพรรณธัญญา อุณหภูมิควบคุมของเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด 130°C ความหนาของชั้นข้าวเปลือก 15 ซม. สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 19.7 %wb ลดลงเหลือ 16.1 %wb โดยเมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิ 65.2°C เมื่อนำไปผ่านเครื่องเป่าลมเย็นเพื่อลดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกให้ต่ำลง (ในเครื่องเป่าลมเย็นจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ชั้น คือ ชั้นที่พักข้าวจะอยู่ด้านบนสุดของเครื่องซึ่งข้าวเปลือกจะมีช่วงพักประมาณ 10 นาที และชั้นที่เป่าลมธรรมชาติจะอยู่ด้านล่าง) โดยการเป่าด้วยลมธรรมชาติจนอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกลดลงเหลือ 46°C แล้วจึงนำไปผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU เครื่องที่หนึ่ง ขนาดความจุ 6 ตัน ดังอุณหภูมิอบแห้งไว้ที่ 100°C สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือ 14.9 %wb แล้วนำไปผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU เครื่องที่สอง โดยตั้งอุณหภูมิอบแห้งไว้ที่ 90°C และสามารถทำให้ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือ 14.2 %wb (Figure 1)

การทดลองที่โรงสีข้าวพูนสินไทย อุณหภูมิควบคุมของเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด 110°C ความหนาของชั้นข้าวเปลือก 15 ซม. สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 22.0 %wb ลดลงเหลือ 18 %wb โดยข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเมล็ดประมาณ 55°C แล้วนำไปผ่านเครื่องเป่าลมเย็นเพื่อลดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกให้ต่ำลง(ขณะผ่านเครื่องเป่าลมเย็นข้าวเปลือกมีช่วงพักประมาณ 10 นาที) ก่อนนำไปผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU ซึ่งตั้งอุณหภูมิอบแห้งไว้ที่ 75°C โดยค่อนข้างนานกันอยู่ 4 เครื่อง เมื่อข้าวเปลือกบรรจุเต็มทั้ง 4 เครื่อง ซึ่งแต่ละเครื่องมีความจุประมาณ 7 ตัน ข้าวเปลือกก็จะหมุนเวียนอยู่ในเครื่องอบแห้งนี้ประมาณ

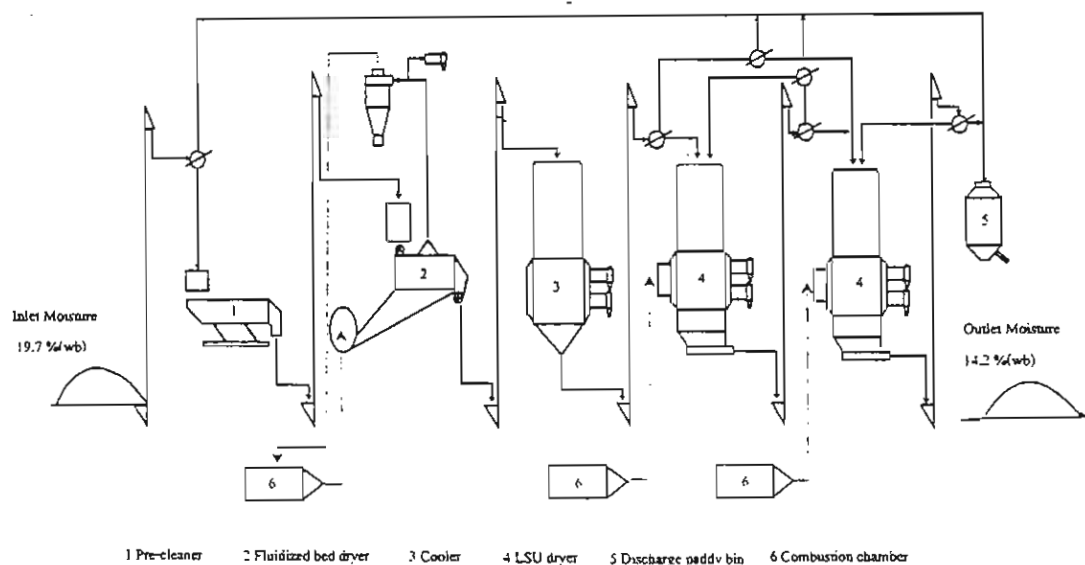


Figure 1 Paddy drying system in Supanthanya rice mill.

4 รอบ ในแต่ละรอบใช้เวลาประมาณ 1 ชั่วโมง ในการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบ LSU ก่อนที่ข้าวเปลือกจะถูกเป่าด้วยลมร้อนที่ใช้อยู่ในแต่ละรอบข้าวเปลือกจะมีระยะเวลาพักประมาณ 21 นาที และเมื่อผ่านชั้นอบแห้งที่เป่าด้วยลมร้อนทั้ง 4 รอบ ทำให้ความชื้นลดลงเหลือ 14.9 %wb (Figure 2)

การทดลองที่โรงสีข้าว ต.ทวีรุ่งเรือง การติดตั้งเครื่องอบแห้งเป็นแบบอนุกรมโดยตั้งอุณหภูมิควบคุมเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบดไว้ที่ 110°C ความหนาของชั้นข้าวเปลือก 15 ซม. สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 20.4 %wb ลงเหลือ 17 %wb โดยที่เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิ 55°C ก่อนข้าวเปลือกจะผ่านเครื่องเป่าลมเย็นเพื่อลดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกจะถูกนำไปเก็บที่ถังพักที่ 1 ก่อน (มีความจุประมาณ 43.6 ตัน) ซึ่งข้าวเปลือกมีระยะเวลาพักในถังนี้ประมาณ 3.6 ชั่วโมง แล้วจึงไปผ่านเครื่องเป่าลมเย็น ทำให้อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกลดลงเหลือ 44°C จากนั้นจึงนำไปผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU ที่มีอุณหภูมิควบคุม 80°C เพียงรอบเดียว สามารถลดความชื้นลงเหลือ 15.6 %wb และส่งไปยังถังพัก 2 ที่มี ความจุ

ประมาณ 54 ตัน ข้าวเปลือกจะมีระยะเวลาพักในถังนี้ประมาณ 4.6 ชั่วโมง ก่อนที่จะไปผ่านเครื่องเป่าลมเย็นที่ใช้วิธีเป่าด้วยลมธรรมชาติผ่านชั้นเมล็ดข้าวเปลือกจนทำให้ความชื้นลดลงเหลือ 15.1 %wb (Figure 3)

จะเห็นว่าโรงสีข้าวทั้งสามแห่งมีวิธีการติดตั้งเครื่องอบแห้งที่คล้ายกันในบางจุด แต่ที่น่าสังเกต คือบริเวณที่อยู่ระหว่างเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด และเครื่องอบแห้งแบบ LSU โดยระบบอบแห้งที่โรงสีข้าวสุพรรณธัญญา และโรงสีข้าวพูนสินไทย จะมีเครื่องเป่าลมเย็นติดตั้งอยู่ ส่วนโรงสีข้าว ต.ทวีรุ่งเรือง จะมีถังพักข้าวขนาดความจุประมาณ 43.6 ตัน และเครื่องเป่าลมเย็นติดตั้งอยู่ เมื่อดูความชื้นข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดแล้ว จนถึงผ่านเครื่อง LSU อีกหนึ่งรอบ พบว่าสามารถลดความชื้นลงเพียง 1 % เท่านั้นสำหรับการติดตั้งระบบอบแห้งแบบโรงสีข้าวสุพรรณธัญญา และพูนสินไทย ส่วนระบบอบแห้งที่โรงสีข้าว ต.ทวีรุ่งเรือง จะสามารถลดความชื้นได้ถึง 2 % ซึ่งจะเห็นว่าถ้ามีการติดตั้งถังพักต่อจากเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบดที่ใช้อุณหภูมิอบแห้งสูง ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งมาใหม่ ๆ ยังมีอุณหภูมิ

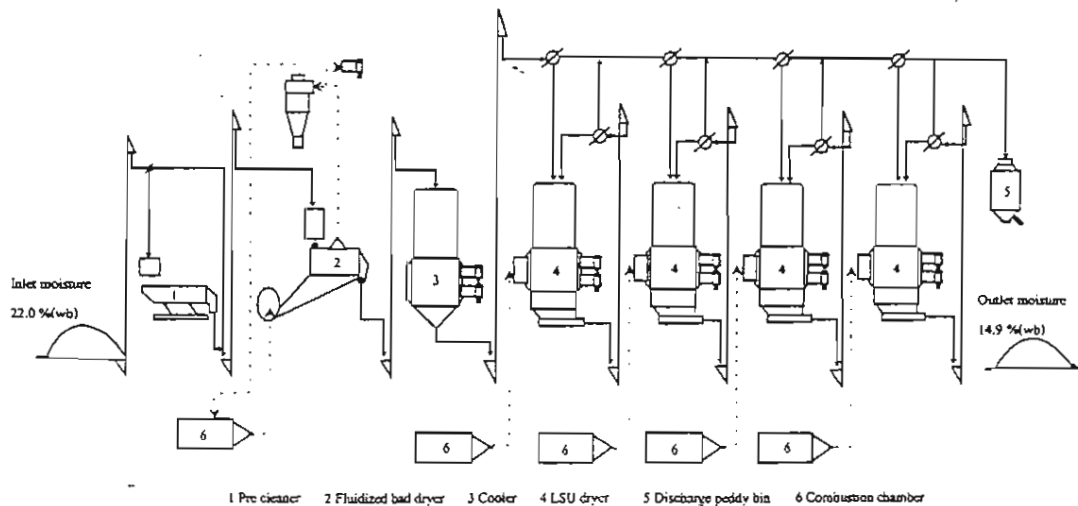


Figure 2 Paddy drying system in Poonsinthalai rice mill.

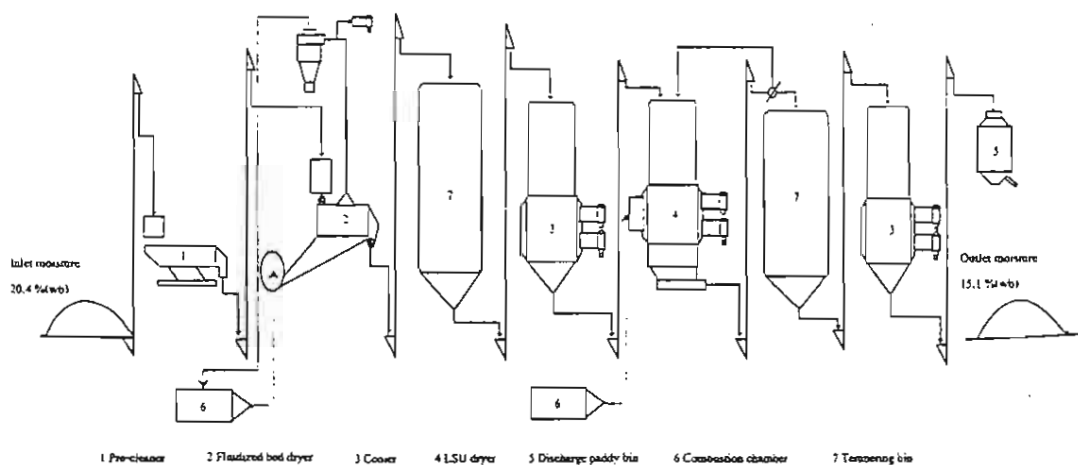


Figure 3 Paddy drying system in Taw taweerungruang rice mill.

สูงอยู่เมื่อข้าวเปลือกมีระยะเวลาพักนานถึง 3.6 ชั่วโมง จะทำให้ความชื้นที่อยู่ภายในเมล็ดเคลื่อนที่มายัง บริเวณผิวมากขึ้น และเมื่อนำไปผ่านเครื่องเป่าลมเย็น และเครื่องอบแห้งแบบ LSU จึงทำให้สามารถลด ความชื้นได้ดีกว่า

2. คุณภาพข้าวเปลือก

จากการเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนและหลัง ผ่านเครื่องอบแห้งแต่ละเครื่อง ในระบบอบแห้ง ข้าวเปลือกในโรงสีทั้งสามแห่งแล้วนำผลการทดสอบ ไปเปรียบเทียบกับข้าวเปลือกอ้างอิงที่เก็บก่อนผ่าน ระบบอบแห้ง พบว่า

โรงสีข้าวสุพรรณธัญญา ข้าวเปลือกที่ผ่านการแปรรูปด้วยลมธรรมชาติ มีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด 49.6 % และมีความขาว 40.1 เมื่อนำข้าวเปลือกไปผ่านเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด มีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลงจากเดิม 5.9 % ความขาวลดลง 3 จุด ขณะที่ผ่านเครื่องเป่าลมเย็นมีการเปลี่ยนแปลงของคุณภาพน้อยมาก และเมื่อผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU ทั้งสองเครื่อง ทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลง 1.6 % และความขาวลดลง 1 จุด สุดท้ายได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด 42.1 % ความขาว 36.1

โรงสีข้าวพูนสินไทย ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งโดยการเป่าด้วยลมธรรมชาติ มีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด 47.6 % มีความขาว 39.3 และเมื่อนำข้าวเปลือกไปผ่านระบบอบแห้งในโรงสีข้าวที่ประกอบด้วย เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด พบว่าเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลง 3.6 % ความขาวลดลง 2.3 จุด ขณะผ่านเครื่องเป่าลมเย็นมีการเปลี่ยนแปลงของคุณภาพน้อยมาก และเมื่อผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU จำนวน 4 เครื่อง ๆ ละสี่รอบ ส่งผลให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลง 1.5 % ความขาวลดลง 1.4 จุด และสุดท้ายได้ข้าวเต็มเมล็ด 42.5 % ความขาว 35.6

โรงสีข้าว ค. ทวีรุ่งเรือง ข้าวเปลือกที่ผ่านการแปรรูปด้วยลมธรรมชาติ มีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด 50.1 % มีความขาว 40.7 และเมื่อนำข้าวเปลือกไปผ่านระบบอบแห้งในโรงสีข้าวที่ประกอบด้วย เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลง 4.8 % และความขาวลดลง 2.5 จุด ขณะผ่านถึงพักและเครื่องเป่าลมเย็น เมล็ดข้าวเปลือกมีการเปลี่ยนแปลงของคุณภาพน้อยมาก และเมื่อผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU ที่มีอุณหภูมิอบแห้ง 80°C พบว่าเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลงอีก 6 % ความขาวลดลง 0.8 จุด เมื่อนำไปผ่านถึงพักข้าวและเครื่องเป่าลมเย็นเครื่องที่สอง ทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวลดลง 0.2 เปอร์เซ็นต์

ความขาวลดลง 0.4 จุด สุดท้ายได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด 43.9 % ความขาว 37.0

จากผลการทดสอบคุณภาพข้าวเปลือกที่ได้จากการอบแห้งด้วยระบบอบแห้งของโรงสีทั้ง 3 แห่ง จะเห็นว่าที่โรงสีข้าวสุพรรณธัญญามีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลงมากที่สุดเมื่อนำไปสีเป็นข้าวสารแล้วนำไปเปรียบเทียบกับข้าวเปลือกอ้างอิง โดยลดลงประมาณ 7.5 % รองลงมา คือ โรงสีข้าว ค.ทวีรุ่งเรือง และโรงสีข้าวพูนสินไทย ซึ่งลดลงประมาณ 6.2 และ 5.1 % ตามลำดับ ส่วนความขาวก็พบว่าที่โรงสีข้าวสุพรรณธัญญาลดลงมากที่สุดอีก ประมาณ 4 จุด ส่วนโรงสีอีก 2 แห่ง มีความขาวลดลงเท่ากัน 3.7 จุด ดังนั้นระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่มีผลกระทบต่อคุณภาพข้าวเปลือกน้อยที่สุด เมื่อเทียบกับ 3 ระบบที่ได้ศึกษามาก็คือระบบอบแห้งของโรงสีข้าวพูนสินไทย รองลงมาคือ ระบบอบแห้งของโรงสี ค.ทวีรุ่งเรือง (Figure 2. 3) ซึ่งขณะทดสอบที่โรงสีข้าวพูนสินไทย ใช้อุณหภูมิในการอบแห้งในเครื่องอบแห้งแบบ LSU ต่ำกว่าที่โรงสีข้าวอีก 2 แห่ง คือ 75°C ซึ่งมีผลทำให้เมล็ดข้าวเปลือกเมื่อผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU มีอุณหภูมิต่ำกว่าระบบอื่น คือ ประมาณ 38°C ในขณะที่ระบบอบแห้งอีก 2 ระบบ (สุพรรณธัญญา และ ค.ทวีรุ่งเรือง) เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิสูงถึง 44°C ดังนั้นความเครียดที่จะเกิดขึ้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยระบบอบแห้งของโรงสีพูนสินไทยจึงน้อยกว่า จึงส่งผลให้เมล็ดข้าวเกิดการแตกร่วนน้อยกว่าแบบอื่น ส่วนระบบอบแห้งของโรงสีข้าว ค.ทวีรุ่งเรือง เมล็ดข้าวเปลือกจะมีอุณหภูมิเท่ากับระบบอบแห้งของโรงสีข้าวสุพรรณธัญญาก็ตามแต่ข้าวเปลือกได้มีระยะพักหลังจากผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบ LSU แล้วระยะเวลาหนึ่ง ทำให้สามารถลดความเครียดภายในเมล็ดข้าวเปลือกลงได้ระดับหนึ่ง และเมื่อนำไปผ่านเครื่องเป่าลมเย็นจึงได้คุณภาพที่สูงกว่าระบบอบแห้งของโรงสีข้าวสุพรรณธัญญาที่เมล็ด

Table 1 Performance test results of paddy drying systems in rice mills.

Paddy drying systems in rice mills	Energy consumption		Evaporate water (kg/h)	Specific energy consumption		
	Fuel oil (MJ/h)	Electricity (MJ/h)		Thermal (MJ/kg- water evap.)	Electrical (MJ/kg- water evap.)	Capacity (Tons/h)
Supantanya	1,932.58	689.38	611.46	3.16	1.13	9.6
Poonsintha	2,420.42	704.15	722.16	3.35	0.98	9.0
Taw taweerungraung	2,476.70	786.47	762.84	3.25	1.03	12.3

ข้าวเปลือกมีช่วงพักหลังจากผ่านเครื่องอบแห้งน้อยมาก ประมาณ 10 นาที และยังใช้อุณหภูมิในการอบแห้งค่อนข้างสูง (130°C สำหรับเครื่องอบแห้งแบบ ฟลูอิดไชเบต และ 90 -100°C สำหรับเครื่องอบแห้งแบบ LSU) ดังนั้นจึงทำให้คุณภาพข้าวเปลือกที่ได้จากระบบอบแห้งของโรงสีข้าวสุพรรณธัญญาลดลงต่ำที่สุดเมื่อเทียบกับข้าวเปลือกข้าวเปลือกอ้างอิงและระบบอบแห้งอีกสองระบบ

3. ความสิ้นเปลืองพลังงาน

จากผลการทดลองพบว่าความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนและความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าเมื่อเทียบกับปริมาณน้ำที่ระเหยต่อชั่วโมงในระบบอบแห้งแล้วทั้งสามระบบนี้แล้วพบว่ามีค่าใกล้เคียงกัน (Table 1)

สรุป

จากการทดลองอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าว ที่มีวิธีการติดตั้งระบบอบแห้งที่แตกต่างกัน 3 ระบบ ดังแสดงใน Figure 1, 2, 3 สามารถสรุปผลได้ดังนี้

1. การอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นต่ำกว่า 17% wb ไม่ควรใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงมากโดยเฉพาะในเครื่องอบแห้งแบบ LSU แต่ถ้าใช้อบแห้ง

อุณหภูมิสูงจะทำให้ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดต่ำ

2. ในกรณีที่ใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงจะทำให้เมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งดังกล่าวมีอุณหภูมิสูง ดังนั้นการให้เมล็ดข้าวเปลือกมีการพักเพื่อลดความเค้นที่เกิดขึ้นเนื่องจากอุณหภูมิภายในเมล็ดเอง เช่น ติดตั้งถังพักข้าวต่อจากเครื่องอบแห้งที่ใช้อุณหภูมิสูง เป็นต้น ซึ่งการที่เมล็ดข้าวได้พักตัวประมาณ 4-5 ชั่วโมง นอกจากจะทำให้ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดมากขึ้นแล้วยังช่วยให้ความชื้นภายในเมล็ดข้าวเปลือกเคลื่อนที่มายังผิวมากขึ้นและเมื่อนำไปผ่านเครื่องอบแห้งเครื่องต่อไปจะทำให้สามารถลดความชื้นได้มากกว่าในกรณีที่ไม่ได้ติดตั้งถังพักประมาณ 1 %

3. ความสิ้นเปลืองพลังงานของระบบอบแห้งทั้ง 3 ระบบมีค่าใกล้เคียงกัน

4. ระบบอบแห้งที่ทำให้คุณภาพข้าวเปลี่ยนแปลงน้อยที่สุด คือ ระบบอบแห้งที่โรงสีข้าว พูนสินไทย และโรงสีข้าว ด.ทวีรุ่งเรือง ตามลำดับ

เอกสารอ้างอิง

สมชาติ โสภณธนฤทธิ์. 2538. แนวทางการจัดการข้าวเปลือกชื้น. วารสารบัณฑิตยสถาน 20 : 115-124.

การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดิเซชัน เพื่อเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ด

Paddy Drying by Fluidization Technique for Increasing Head Rice Yield

อดิเทพ ทวีรัตนพานิชย์¹ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์¹ สมบูรณ์ เวชกามา¹
งามชื่น คงเสรี² และ สุันตะ วงศ์ปิยชน²

Adithap Taweerattanapanish, Somchart Soponronnarit, Somboon Wetchacama,
Ngamchuen Kongseree, and Sunanta Wongpiyachon

ABSTRACT

Experimental result of fluidized bed paddy drying by high air temperature (140 and 150°C) at various initial and final moisture contents showed that head rice yield could be increased to a maximum value at the range of final moisture content of paddy of 19-22 % wet-basis. The factors affecting the increase of head rice yield were the initial and final moisture content of paddy and the tempering process.

Key words : drying, fluidization, paddy, head rice yield, whiteness.

บทคัดย่อ

จากการอบแห้งข้าวเปลือกที่ระดับความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกค่าต่างๆ โดยใช้เทคนิคฟลูอิดิเซชันที่อุณหภูมิอากาศอบแห้งสูง (140 และ 150°C) พบว่าสามารถเพิ่มปริมาณข้าวเต็ม

เมล็ดได้ โดยเพิ่มได้สูงสุด เมื่อข้าวเปลือกมีความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 19-22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ปัจจัยที่มีผลต่อการเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดคือ ความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก และการอบแห้งในที่อับอากาศ (tempering)

¹ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140

School of Energy and Material, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140 Thailand.

² ศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี ถนนรังสิต-นครนายก กม. 13, ปทุมธานี 12110

Pathum Thani Rice Research Center, Rungsit-Nakorn Nayok, Km.13, Pathumthani 12110 Thailand.

คำนำ

พืชเศรษฐกิจที่สำคัญที่สุดของประเทศไทยในปัจจุบันคือ ข้าว เพราะนอกจากข้าวจะเป็นอาหารหลักของคนไทยแล้ว ข้าวยังเป็นสินค้าส่งออกสำคัญที่ทำรายได้เข้าประเทศปีละจำนวนมาก ราคาของข้าวจะแปรผันตามคุณภาพของข้าว เช่น เเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด ความขาวของข้าวสาร เป็นต้น โดยเฉพาะเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดจะมีผลอย่างมากต่อราคาของข้าว ดังนั้นการศึกษาเกี่ยวกับการอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อการเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดจะเป็นประโยชน์อย่างมากต่ออุตสาหกรรมข้าวของประเทศ

เรืองศรี (2521) ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 43 49 และ 60°C โดยมีอัตราการไหลของอากาศ 6.7 13.3 20.0 และ 26.7 ลูกบาศก์เมตรต่อนาทีคือลูกบาศก์เมตรข้าวเปลือก และชั้นข้าวเปลือกมีความหนา 0.9 เมตร พบว่าอุณหภูมิอากาศอบแห้ง ไม่ควรสูงกว่า 49°C มิฉะนั้นเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดจะต่ำ และความหนาไม่ควรมากกว่า 0.6 เมตร เพื่อหลีกเลี่ยงความแตกต่างของความชื้น ระหว่างชั้นในและชั้นนอกของเมล็ดพืชมากเกินไป และพบว่าอัตราการไหลไม่มีอิทธิพลต่อคุณภาพการสีข้าวเปลือก

Reyes and Jindal (1988) ศึกษาผลกระทบของการทำ heat treatment ที่มีต่อ เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด โดยนำข้าวที่มีความชื้นเริ่มต้น 26-30 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก มาทำการตากแดด จนได้ความชื้นสุดท้าย 18-22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก จากนั้นนำไปผ่านกระบวนการ heat treatment ใน rotary conduction heating unit พบว่า ข้าวที่ได้มีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มมากขึ้น สันนิษฐานว่ามีสาเหตุเนื่องมาจากการเกิด gelatinization ของเม็ดแป้งในเมล็ดข้าว

Sutherland and Ghaly (1990) ศึกษาการอบแห้งข้าวโดยใช้เทคนิคฟลูอิดเซชัน ทำการอบแห้ง

ข้าวที่มีความชื้นเริ่มต้น 22 และ 26 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก อบแห้งจนเหลือความชื้น 16-19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ที่ความสูงเบด 2.5 เซนติเมตร อุณหภูมิที่ทำการทดลองอยู่ในช่วง 40-90°C ผลจากการทดลองพบว่า ในกรณีที่อบแห้งข้าวเปลือกจากความชื้น 22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกจนเหลือความชื้น 17 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดอยู่ในช่วง 58-61 เปอร์เซ็นต์ แต่เมื่ออบแห้งจนเหลือความชื้น 16 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดอยู่ในช่วง 15-24 เปอร์เซ็นต์ ซึ่งเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดที่ได้มีค่าต่ำมาก ในกรณีที่อบแห้งข้าวเปลือกจากความชื้น 26 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก จนเหลือความชื้น 19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดอยู่ในช่วง 55-58 เปอร์เซ็นต์ แต่เมื่ออบแห้งให้ความชื้นต่ำลงกว่านี้ เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดที่ได้มีค่าต่ำมาก

Noomhorm and Chen (1991) ศึกษาถึงผลกระทบของสภาวะอากาศแบบเขตร้อนต่อการแตกหักของเมล็ดข้าวระหว่างการสีข้าวเปลือก พบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิแวดล้อมในการสีข้าวเปลือกที่ความชื้นสัมพัทธ์ค่าต่างๆ โดยเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด ลดลงประมาณ 3.51 1.26 และ 1.65 เปอร์เซ็นต์ สำหรับการเพิ่มอุณหภูมิในช่วง 20-35°C ที่ความชื้นสัมพัทธ์ 40 60 และ 80 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ และพบว่าเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดสูงสุดคือ 56.0 เปอร์เซ็นต์ ที่ความชื้นสัมพัทธ์ 70 เปอร์เซ็นต์ อุณหภูมิ 20°C

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกที่ช่วงความชื้นสูงโดยใช้เทคนิคฟลูอิดเซชัน ทำการศึกษาถึงตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อคุณภาพของข้าวเปลือก และพลังงานที่ใช้ในการอบแห้ง พบว่า อัตราการอบแห้งจะเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการไหลเฉพาะของอากาศ และอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้งเพิ่มขึ้น การใช้พลังงานลด

ลงเมื่อลดอัตราการไหลเฉพาะของอากาศ หรือเพิ่มอัตราการหมุนเวียนของอากาศกลับมาใช้ใหม่ การอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อให้ได้คุณภาพดีไม่ควรใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งเกิน 115°C และความชื้นสุดท้ายหลังการอบแห้งไม่ควรต่ำกว่า 24-25 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง โดยพิจารณาเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดและความขาวของข้าวสารเป็นหลัก เมื่ออบแห้งที่ความชื้นเริ่มต้นข้าวเปลือก 45.3 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง ใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 100 130 และ 150°C พบว่าที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 100 และ 130°C เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลงเมื่ออบแห้งให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกลดต่ำลงขณะที่เมื่อใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C พบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มขึ้นเมื่ออบแห้งให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกลดต่ำลง สันนิษฐานว่าเป็นผลมาจากการเกิด gelatinization บางส่วนของข้าว เป็นผลให้ปริมาณข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มขึ้น

จากงานวิจัยที่ผ่านมาอาจสรุปได้ว่ามีความเป็นไปได้ในการทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มขึ้น โดยเฉพาะเมื่ออบแห้งด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน ใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อ ศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดเซชันเพื่อการเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ด โดยพิจารณาถึงอิทธิพลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีต่อการเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ด

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในการทดลองเป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรเซชันชนิดอบแห้งเป็นวง มีห้องอบแห้งที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20 เซนติเมตร สูง 140 เซนติเมตร อุปกรณ์ให้ความร้อนขนาด 12 กิโลวัตต์ โดยมีเครื่องควบคุมอุณหภูมิเป็นตัวควบคุมเพื่อให้ได้อุณหภูมิตามต้องการ พัดลมที่ใช้ในการอบแห้งเป็น

แบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลังใช้ต้นกำลังเป็นมอเตอร์ขนาด 1.5 กิโลวัตต์ มีตัวปรับความเร็วรอบของพัดลม เพื่อให้ได้อัตราการไหลของอากาศตามที่ต้องการ ที่บริเวณทางออก และบริเวณที่อากาศเวียนกลับ มีการติดตั้งวาล์ว เพื่อปรับอัตราการหมุนเวียนกลับของอากาศกลับมาใช้ใหม่ รายละเอียดดังกล่าวได้จาก Figure 1

ในการทดลองนำข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 23-31 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก มาทำการอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งสูงคือ 140 และ 150°C อบแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกอยู่ในช่วง 13-29 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก จากนั้นนำข้าวที่ผ่านการอบแห้งแล้วไปปฏิบัติการต่อใน 2 ลักษณะคือ ลักษณะที่ 1 นำข้าวที่ผ่านการอบแห้งมาปล่อยให้เย็นตัวลงที่อุณหภูมิห้อง ประมาณ 20-30 นาที จากนั้นนำไปเป่าด้วยอากาศเย็นภายในเครื่องอบแห้งแบบถาด จนเหลือความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่ 14 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก หลังจากนั้นจึงนำข้าวไปผ่านกระบวนการสีข้าวต่อไป

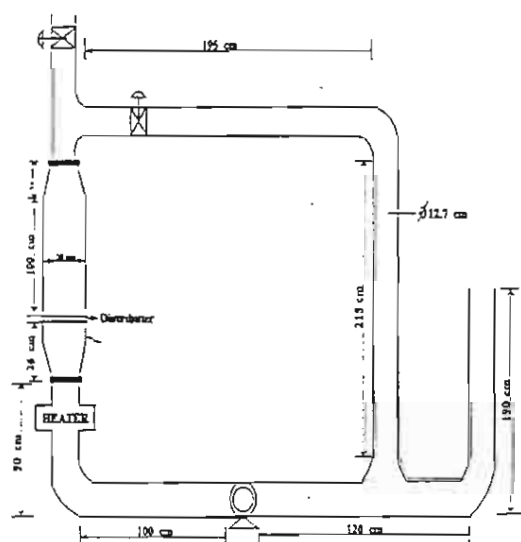


Figure 1 Detail of Fluidized Bed Dryer.

ลักษณะที่ 2 นำข้าวที่ผ่านการอบแห้งแล้วนำมาผ่านกระบวนการ tempering ซึ่งก็คือการนำข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งมาทำการให้ความร้อนต่อทันที ในชวต้อบอากาศภายในตู้อบ เป็นเวลา 12 ชั่วโมง (ที่ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก 30.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ใช้อุณหภูมิของข้าวเปลือกที่ออกจากเครื่องอบแห้งเป็นอุณหภูมิสำหรับการ tempering ขณะที่ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกค่าอื่น ๆ ใช้อุณหภูมิสำหรับการ tempering เท่ากับ 60°C) จากนั้นจึงนำข้าวไปเป่าด้วยอากาศเย็นในเครื่อง tray dryer จนเหลือความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกเท่ากับ 14 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก หลังจากนั้นจึงนำข้าวไปผ่านกระบวนการสีข้าวต่อไป

ในการพิจารณาคุณภาพข้าวเปลือกจะพิจารณาส่วนคือ เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดสัมพัทธ์ (คำนวณได้จากการนำเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดของข้าวที่ผ่านการอบแห้ง หาคด้วยเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดของข้าวที่ผ่านการ อบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม) สีของข้าวสาร แสดงในรูปของเปอร์เซ็นต์ความขาวสัมพัทธ์ (คำนวณได้จากการนำความขาวของข้าวที่ผ่านการอบแห้ง หาคด้วยความขาวของข้าวที่ผ่านการอบแห้งด้วย

อากาศแวดล้อม) ในการวัดความขาวของข้าวสาร ใช้เครื่องวัดความขาวของ Ken และความยอมรับในการบริโภคข้าว แสดงในรูปของคะแนนสำหรับ 5 คุณลักษณะของข้าวโดยผู้ทดสอบที่ผ่านการฝึกฝนจำนวน 9-10 คนจะทำการชิมข้าว และให้คะแนนตั้งแต่ 1-9 ตามระดับความเข้มข้นของแต่ละคุณลักษณะ ซึ่งความหมายของระดับคะแนนในแต่ละคุณลักษณะ แสดงดัง Table 1 ในการทดสอบครั้งนี้เพื่อหาข้อมูลที่ชัดเจนจากผู้ทดสอบว่า ข้าวที่ชิมเป็นข้าวเก่าหรือข้าวใหม่ เพื่อที่จะใช้เป็นแนวทางสำหรับการทำข้าวเก่าเทียมต่อไป

ผลและวิจารณ์

1. เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด

1.1 อิทธิพลของปริมาณความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่มีต่อเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด

Figure 2 และ 3 แสดงผลการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 140 และ 150°C ไม่มีการ tempering พบว่า เมื่อความชื้นเริ่มต้นของ

Table 1 Correlation between eating-quality scores and the intensity of various attributes.

Score	Bad smell	Whiteness	Gloss	Cohesiveness	Tenderness
9	Very strong	White	Very glossy	Very sticky	Very tender
7	Moderately strong	Creamish white	Moderately glossy	Moderately sticky	Moderately tender
5	Moderate	Slightly brown	Slightly glossy	No sticky - No separated	No tender - No tough
3	Weak	Moderately brown	Moderately dull	Moderately separated	Moderately tough
1	No smell	Brown	Very dull	Well separated	Very tough

ข้าวเปลือกสูงขึ้น สามารถเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดได้มากขึ้น โดยช่วงที่สามารถเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดได้สูงสุด เมื่ออบแห้งข้าวเปลือกจนเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 19-22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกเนื่องจากถ้าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกสูงกว่า 22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก อุณหภูมิของข้าวเปลือกจะต่ำกว่าอุณหภูมิที่ทำให้ข้าวเกิด gelatinization ได้สมบูรณ์ โดยอุณหภูมิที่ทำให้เกิด gelatinization ได้สมบูรณ์มีค่าประมาณ 78°C (ศศิเกษม และพรณี, 2530) ทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดที่ได้ต่ำกว่าในช่วงความชื้นสุดท้าย 19-22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ขณะที่ที่ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่า 19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ข้าวเปลือกได้รับความร้อนเป็นเวลานาน อัตราการอบแห้งลดลง ความร้อนส่วนหนึ่งจะทำให้เกิดการแตกหักของเมล็ดข้าวเพิ่มมากขึ้น ทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดต่ำลงเรื่อยๆ เมื่ออบแห้งให้ความชื้นสุดท้ายต่ำลง

Figure 4 และ 5 แสดงผลการอบแห้งข้าวเปลือกที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 140 และ 150°C มีการทำ tempering 12 ชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 60°C พบว่าช่วงที่สามารถเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดได้สูงสุดคือเมื่ออบแห้งจนข้าวเปลือกเหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 20-22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ปริมาณความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกมากขึ้นจะส่งผลให้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดมากขึ้น เมื่อข้าวเปลือกมีความชื้นสุดท้ายตั้งแต่ประมาณ 20 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกขึ้นไป สำหรับสถานะอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 140°C และตั้งแต่ประมาณ 18 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก สำหรับสถานะอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 150°C

1.2 อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งกับเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด

Figure 6-9 แสดงการเปลี่ยนแปลงเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดสัมพัทธ์ที่เป็นผลมาจากอุณหภูมิอากาศ

อบแห้งที่เปลี่ยนแปลงไป เปรียบเทียบระหว่างอุณหภูมิอากาศอบแห้ง 140 และ 150°C ทั้งสถานะที่มีการทำ tempering และสถานะที่ไม่มีการ tempering พบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดสัมพัทธ์ที่ได้มีค่าใกล้เคียงกัน

1.3 อิทธิพลของการทำ tempering ที่มีต่อเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด

Figure 6 แสดงผลของการทำ tempering ที่อุณหภูมิ 80°C พบว่า เมื่ออบแห้งจนความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่า 19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกข้าวที่ผ่านการทำ tempering จะมีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดสัมพัทธ์สูงกว่า ข้าวที่ไม่ผ่านการทำ tempering มาก เนื่องจากการทำ tempering เป็นการให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกในที่อับอากาศ ส่งผลให้ไม่มีการสูญเสียความชื้นของข้าวเปลือกระหว่างการทำ tempering เมื่อความชื้นของข้าวเปลือกได้รับอย่างต่อเนื่องด้วยอุณหภูมิที่สูงพอส่งผลให้เกิด gelatinization ขึ้นบางส่วน ขณะเดียวกันการทำ tempering เป็นการยืดเวลาที่ข้าวอยู่ในสภาพอุณหภูมิสูง ซึ่งอุณหภูมิสูงเป็นปัจจัยที่เร่งความเก่าของข้าว โดยธรรมชาติข้าวเก่าจะมีความแกร่งของเมล็ดมากกว่าข้าวใหม่ เมื่อนำไปสีจะได้เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดมากกว่าข้าวใหม่ ดังนั้นข้าวที่ผ่านการ tempering จึงมีปริมาณข้าวเต็มเมล็ดมากกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการ tempering จากผลทั้งสองประการประกอบกัน เป็นผลให้เมื่ออบแห้งจนความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่า 19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ข้าวที่ผ่านการทำ tempering จะมีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดลดลงอย่างช้า ๆ เมื่อความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำลง และที่เปอร์เซ็นต์เต็มเมล็ดของข้าวจะลดลงอย่างรวดเร็วถ้าไม่ผ่านการ tempering

Figure 7-9 แสดงผลของการทำ tempering ที่อุณหภูมิ 60°C พบว่า เมื่ออบแห้งจนความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่า 19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก

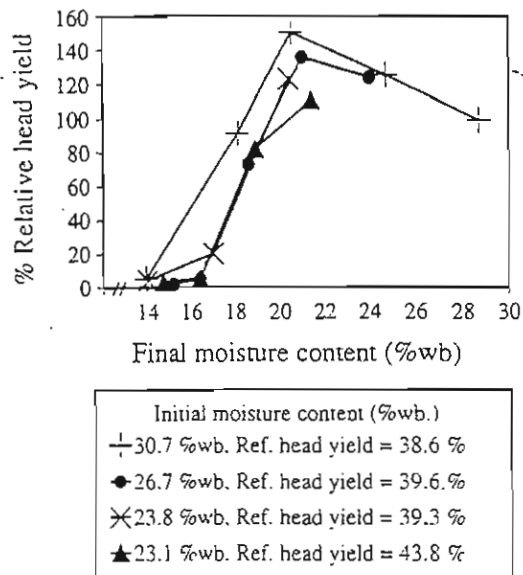


Figure 2 Relative head yield at different initial moisture contents : drying air temperature = 140°C, No tempering.

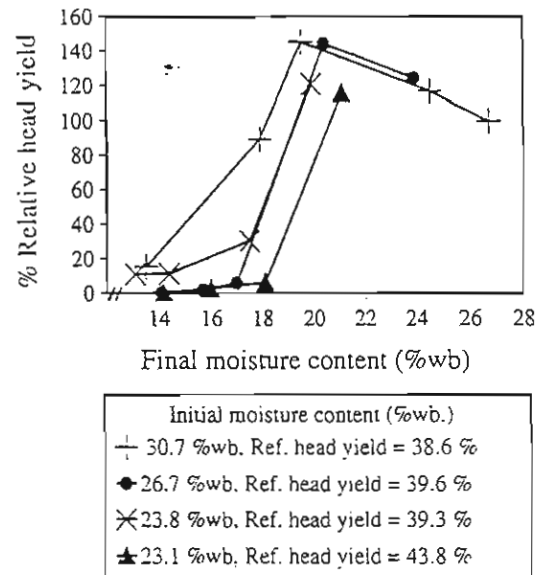


Figure 3 Relative head yield at different initial moisture contents : drying air temperature = 150°C, No tempering.

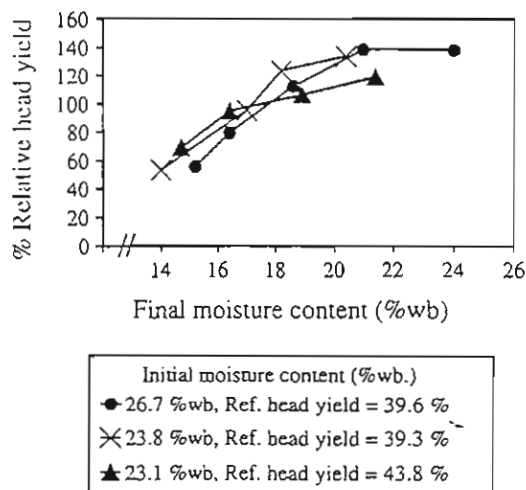


Figure 4 Relative head yield at different initial moisture contents : drying air temperature = 140°C, tempering time = 12 h, tempering temperature = 60°C.

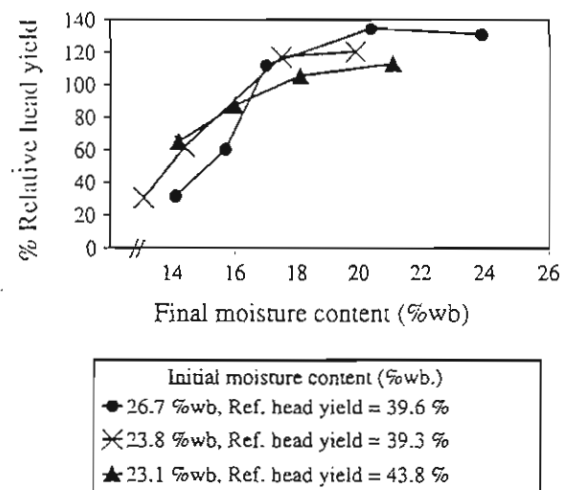


Figure 5 Relative head yield at different initial moisture contents : drying air temperature = 150°C, tempering time = 12 h, tempering temperature = 60°C.

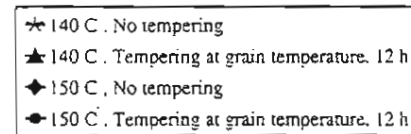
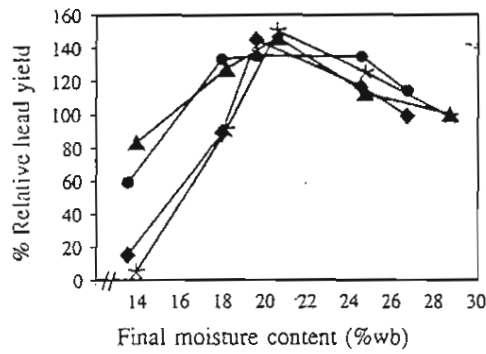


Figure 6 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 30.7 %wb.

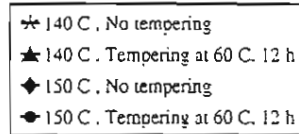
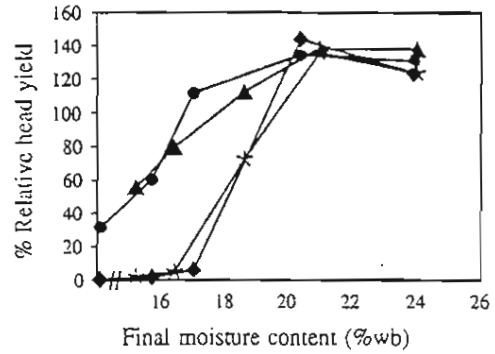


Figure 7 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 26.7 %wb.

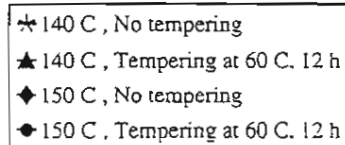
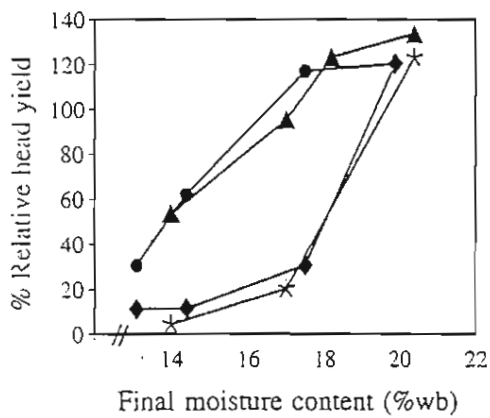


Figure 8 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 23.8 %wb.

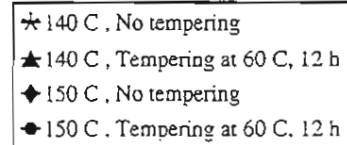
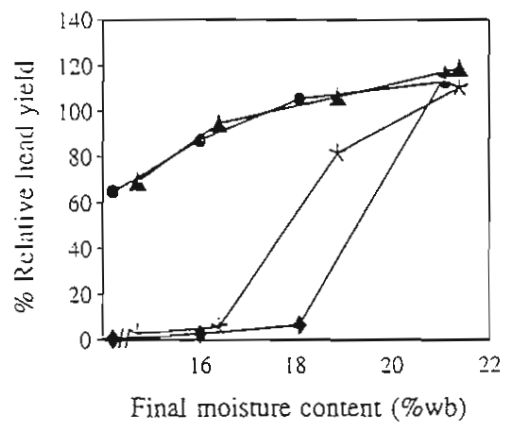


Figure 9 Relative head yield at different heating process : initial moisture content = 23.1 %wb.

ข้าวที่ผ่านการทำ tempering จะมีเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดสัมพัทธ์สูงกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการทำ tempering มาก เนื่องจากอุณหภูมิในการ tempering ไม่สูงเพียงพอในการเกิด gelatinization ดังนั้นการลดลงอย่างช้า ๆ ของเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดของข้าวที่ผ่านการทำ tempering จึงเป็นผลมาจาก การทำ tempering เป็นการเร่งความเก่าของข้าว เพียงประการเดียว

2. ความขาวของข้าวสาร

2.1 อิทธิพลของปริมาณความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่มีต่อความขาวของข้าวสาร

Figure 10-13 แสดงการเปลี่ยนแปลงปริมาณความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกที่มีผลต่อเปอร์เซ็นต์ความขาวสัมพัทธ์ พบว่าเมื่อปริมาณความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกสูงขึ้น เปอร์เซ็นต์ความขาวสัมพัทธ์ที่ได้มีค่าลดลง นั่นคือ ข้าวมีการเปลี่ยนสีจากสีขาวเป็นสีเหลือง ซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาการเกิดสีน้ำตาลที่ไม่มีเอนไซม์เข้ามาเกี่ยวข้อง เนื่องจากเมื่อปริมาณความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกสูงขึ้นจะต้องให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือกมากขึ้น เพื่อให้ข้าวเปลือกมีปริมาณความชื้นสุดท้ายตามต้องการ จึงเกิดการเปลี่ยนสีจากสีขาวเป็นสีเหลืองมากขึ้น โดยความเหลืองจะเพิ่มมากขึ้นเมื่อความชื้นสุดท้ายลดต่ำลง

2.2 อิทธิพลของอุณหภูมิอากาศอบแห้งที่มีต่อความขาวของข้าวสาร

Figure 14-17 แสดงการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศอบแห้งที่มีผลต่อเปอร์เซ็นต์ความขาวสัมพัทธ์ของข้าวสารทั้งสถานะที่มีและไม่มี การ tempering พบว่าเมื่อใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 140 และ 150°C ได้เปอร์เซ็นต์ความขาวสัมพัทธ์ใกล้เคียงกัน

2.3 อิทธิพลของการทำ tempering ที่มีต่อความขาวของข้าวสาร

Figure 14-17 แสดงผลของการทำ tempering ที่มีอิทธิพลต่อการเปลี่ยนแปลงเปอร์เซ็นต์ความขาว

สัมพัทธ์ พบว่า มีเปอร์เซ็นต์ความขาวสัมพัทธ์ต่ำกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการ tempering เนื่องจากการทำ tempering เป็นการให้ความร้อนแก่ข้าวเปลือก ซึ่งจะได้รับความร้อนมากกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการ tempering จึงเกิดการเปลี่ยนสีจากสีขาวเป็นสีเหลืองมากขึ้น

จากผลการทดสอบใน Figure 14 แสดงให้เห็นว่าการใช้อุณหภูมิในการทำ tempering สูง (80°C) จะทำให้ความขาวของเมล็ดข้าวลดต่ำลงอย่างมาก จนไม่สามารถซื้อขายได้ ความขาวที่ยอมรับกันในการค้าไม่ควรมีค่าต่ำกว่า 37

3. ความยอมรับในการบริโภค

Table 2 แสดงระดับคะแนนเฉลี่ยของแต่ละคุณลักษณะของข้าวสุก ที่ผู้ทดสอบได้บันทึกไว้ หลังจากทำการชิมข้าว ที่หุงต้มจากข้าวที่มีความชื้นเริ่มต้น 30.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ที่สภาวะไม่ผ่านการทำ tempering โดยเปรียบเทียบระหว่างข้าวที่ผ่านการอบแห้งในเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบดกับข้าวอ้างอิง (ข้าวที่ไม่ผ่านการอบแห้งที่มีความชื้นเริ่มต้นเดียวกัน) พบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้งมีลักษณะใกล้เคียงกับข้าวอ้างอิง ซึ่งหมายความว่าข้าวที่สามารถเพิ่มเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดได้ มีลักษณะเป็นข้าวธรรมดาที่รับประทานกัน โดยความขาวของข้าวสุกจะลดลงเมื่อเพิ่มเวลาในการอบแห้งให้นานขึ้น หรือใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้น

สรุป

การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด เพื่อการเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดสามารถสรุปได้ดังนี้

1. อุณหภูมิอบแห้งที่ทำให้ปริมาณข้าวเต็มเมล็ดสูงขึ้นได้อยู่ระหว่าง 140-150°C โดยสามารถเพิ่มมากกว่าเดิมได้สูงถึง 50 %

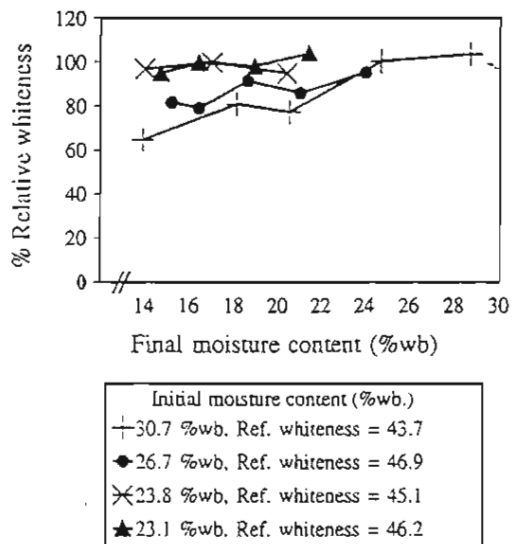


Figure 10 Relative whiteness at different initial moisture contents : drying air temperature = 140°C. No tempering.

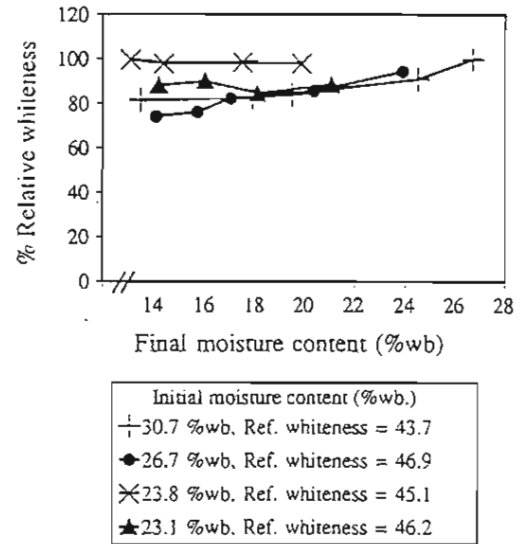


Figure 11 Relative whiteness at different initial moisture contents : drying air temperature = 150°C. No tempering.

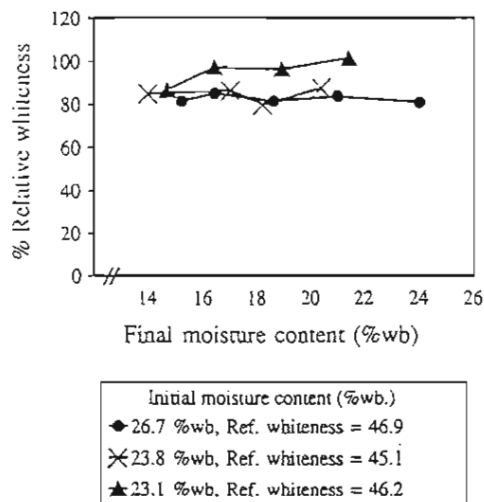


Figure 12 Relative whiteness at different initial moisture contents : drying air temperature = 140°C, tempering time = 12 h, tempering temperature = 60°C.

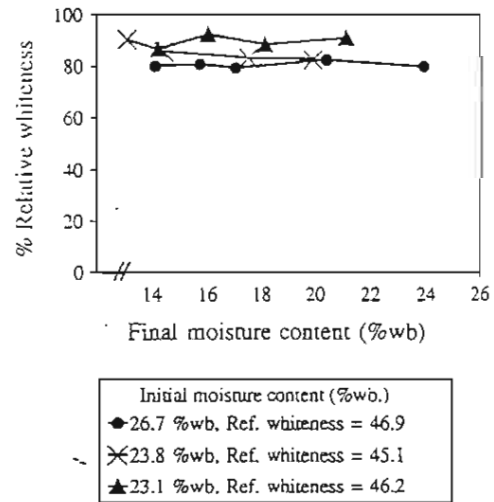


Figure 13 Relative whiteness at different initial moisture contents : drying air temperature = 150°C, tempering time = 12 h, tempering temperature = 60°C.

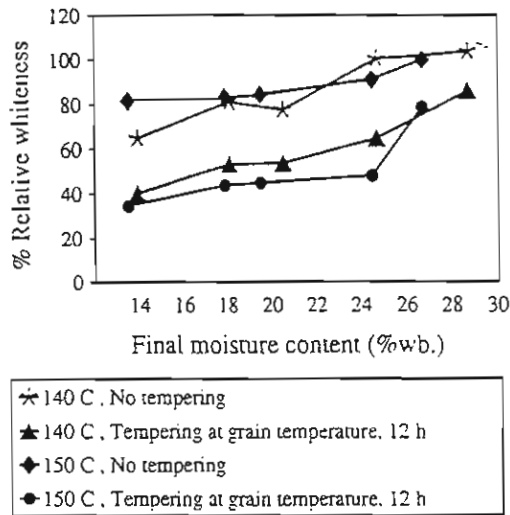


Figure 14 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 30.7 %wb

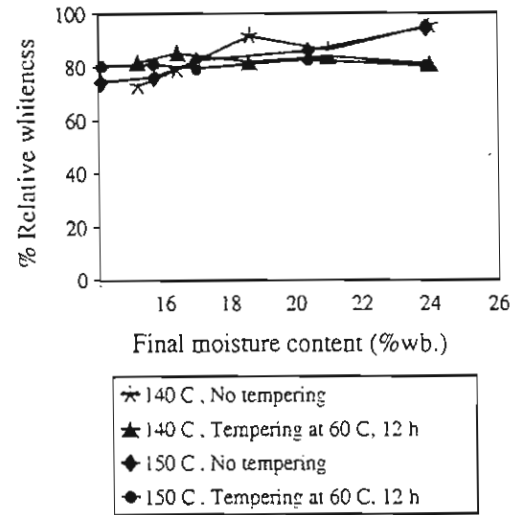


Figure 15 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 26.7 %wb

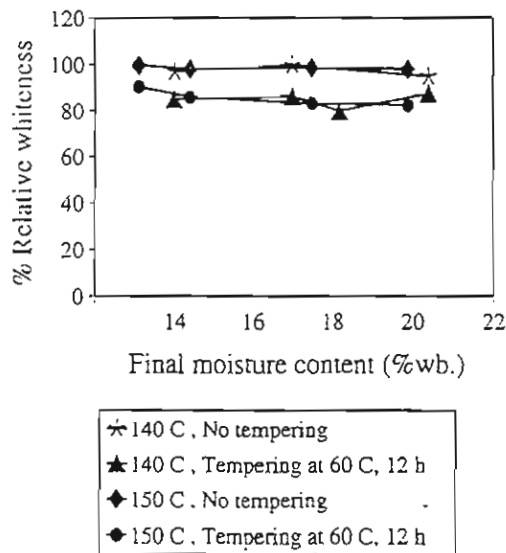


Figure 16 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 23.8 %wb

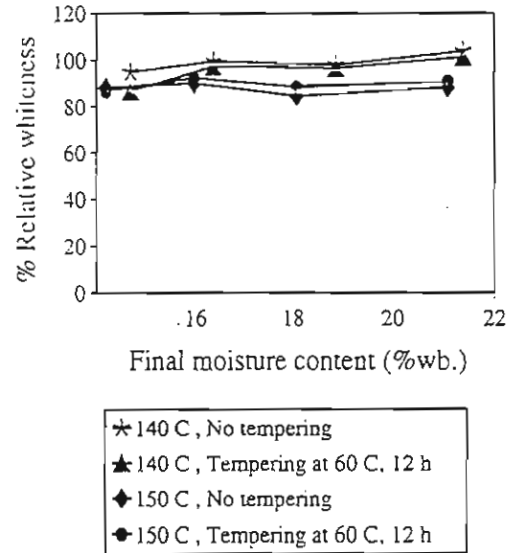


Figure 17 Relative whiteness at different heating process : initial moisture content = 23.1 %wb

Table 2 Mean eating-quality scores for tested rice (initial moisture content = 30.7 %wb, no tempering).

No.	Drying air temperature	Final moisture content (%wb.)	Bad smell	Whiteness	Gloss	Cohesiveness	Tenderness	% Old rice of panels indicate aged rice
1	Reference	rice	1.1	6.9	5.6	5.0	4.7	8.3
2	140°C	28.7	1.2	7.0	5.3	4.8	4.7	12.5
3	140°C	24.7	1.4	6.4	5.3	4.9	4.6	25.0
4	140°C	20.5	1.6	5.3	4.8	4.9	4.5	25.0
5	140°C	18.1	1.2	6.3	5.2	4.9	4.7	11.1
6	150°C	26.7	1.6	6.1	5.2	4.9	4.5	25.0
7	150°C	24.5	1.8	5.6	5.2	4.8	4.7	17.9
8	150°C	19.5	1.4	5.2	5.1	4.3	4.1	0.0
9	150°C	17.9	1.3	5.1	5.2	4.4	3.7	0.0

2. ช่วงความชื้นเริ่มต้นที่สามารถเพิ่มปริมาณข้าวเต็มเมล็ดให้สูงขึ้นได้อยู่ระหว่าง 23-31 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก โดยเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดเพิ่มมากขึ้นเมื่อความชื้นเริ่มต้นสูงขึ้น

3. ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกที่ให้ปริมาณข้าวเต็มเมล็ดสูงสุด อยู่ระหว่าง 19-22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก

4. เมื่อทำการอบแห้งข้าวเปลือกจนความชื้นสุดท้ายต่ำกว่า 19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ข้าวที่ผ่านการ tempering มีปริมาณข้าวเต็มเมล็ดสูงกว่าข้าวที่ไม่ผ่านการ tempering

5. ความขาวของข้าวสารส่วนใหญ่อยู่ในระดับที่ยอมรับได้ แต่ความขาวของข้าวสารจะลดลงถ้าอุณหภูมิที่ใช้ในการทำ tempering มากกว่า 60°C ซึ่งอาจทำให้มีปัญหาในการซื้อขาย

ข้อเสนอแนะ

จากการทดสอบความเป็นข้าวเก่าพบว่า ข้าวที่ผ่านการอบแห้ง โดยไม่ผ่านการ tempering ผู้ชิมบางคนระบุว่ามีความรู้สึกของการเป็นข้าวเก่า ดังนั้นควรมีการศึกษาต่อในเรื่องของการทำ tempering ว่าจะมีอิทธิพลต่อความรู้สึกของการเป็นข้าวเก่าอย่างไร ซึ่งจะเป็นประโยชน์เนื่องจากในประเทศไทย นิยมในการบริโภคข้าวเก่ามากกว่า และมีราคาสูงกว่าข้าวใหม่

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย และ Australian Centre for International Agricultural Research ที่ให้ทุนสนับสนุนการวิจัยและขอขอบคุณศูนย์วิจัยข้าวปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพการสี

การทดสอบความขาว และการทดสอบความยอมรับ
ในการบริโภคข้าว

เอกสารอ้างอิง

- งามชื่น คงเสรี. 2529. การรักษาคุณภาพข้าวด้านการ
บริโภคในบรรจุภัณฑ์ต่าง ๆ. เอกสารประกอบ
การบรรยายการสัมมนาเชิงปฏิบัติการคุณภาพข้าว
กองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตร.
- เรืองศรี สีหะวงษ์. 2521. ข้อมูลจากการทดสอบอบ
ข้าวเปลือก. วิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย 3 :
51-61.
- ศศิเกษม ทองขงก์ และ พรรณี เดชกำแหง. 2530.
เคมีอาหารเบื้องต้น. สำนักพิมพ์โอเดียนสโตร์,
กรุงเทพฯ. 211 น.
- Noomhorm, A. and Y.Chen. 1991. Effect of tropical
environmental conditions on rice kernel breakage

during milling. J. Sci. Food and Agriculture. 55:
521-528.

- Reyes, V.G., JR. and V.K. Jindal. 1988. Effect of heat
treatments on the head yields of high moisture
rough rice. J. Food Sci. 53 : 482-487.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakom. 1994.
Optimum strategy for fluidized bed drying.
Drying Technology-An International J. 12 :
1667-1686.
- Sutherland, J.W. and T.F. Ghaly. 1990. Rapid fluid-
bed drying of paddy rice in the humid tropics.
pp. In Proceeding of the 13th ASEAN Seminar
on Grain Post-harvest Technology. Brunei
Darussalem.

วันรับเรื่อง : 19 พ.ย. 40
วันรับตีพิมพ์ : 1 ก.ย. 41

การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งผลไม้ โดยใช้ปั๊มความร้อน

Development of a Mathematical Model for Heat Pump Fruit Drying

วรารณ รัตตองพิสัยต์ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และ ธนิต สวัสดิ์เสวี

Waraporn Rattanongpisat, Somchart Soponronnarit, and Thanit Swasdisevi

ABSTRACT

A mathematical model for papaya 'glace' drying using heat pump has been developed. It comprises of drying rate equation, mass and energy balance equations, thermo-physical property of papaya 'glace' equations and heat exchanger equations. Successive substitution method was used for finding the solution. It was found that the model was fairly accurate for predicting final moisture content, air temperature at various parts in the system and temperature of refrigerant especially at low moisture level of papaya 'glace'.

The mathematical model was then used to find out strategy for drying papaya 'glace' with a specific air flow rate of 29.8 kg/h-kg dry papaya 'glace'. Simulated results showed that drying time and energy consumption was decreased when the drying air temperature was increased. In addition, the appropriate bypass air ratio was in the range of 86-90 %.

Key words : drying, mathematical model, fruit, heat pump

บทคัดย่อ

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งมะละกอแช่อิ่มโดยใช้ปั๊มความร้อนได้ถูกพัฒนาขึ้นโดยสมการที่ใช้ในแบบจำลองคือ สมการอัตรา การอบแห้ง สมการสมดุลมวลและพลังงาน สมการ

คุณสมบัติทางกายภาพของมะละกอแช่อิ่ม และ สมการการถ่ายเทความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน วิธีการคำนวณแบบการแทนค่าอย่างค่อนเนื่องถูกนำมาใช้ในการหาคำตอบ จากการหาคำตอบโดยวิธีนี้พบว่าแบบจำลองสามารถทำนายค่าได้ถูกต้องพอสมควร ทั้งความชื้นสุดท้าย อุณหภูมิอากาศที่ตำแหน่งต่าง ๆ

คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140

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

ในระบบ และอุณหภูมิของสารทำความเย็น โดยเฉพาะที่ความชื้นเริ่มต้นของมะละกอแช่แข็งต่ำ

จากการใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อหาแนวทางการอบแห้ง เมื่อทำการอบแห้งที่อัตราการไหลเฉพาะของอากาศ 29.8 กิโลกรัมต่อชั่วโมง-กิโลกรัมมะละกอแช่แข็งแห้ง จากผลการจำลองพบว่า เวลาที่ใช้ในการอบแห้งสั้นลงและค่าความสิ้นเปลืองพลังงานลดลงเมื่อเพิ่มอุณหภูมิของอากาศอบแห้ง โดยสัดส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องทำระเหยที่เหมาะสมอยู่ในช่วง 86 ถึง 90 เปอร์เซ็นต์

คำนำ

ปัจจุบันได้มีการนำกระบวนการอบแห้งมาใช้ลดความชื้นจากวัสดุโดยเฉพาะวัสดุทางการเกษตรได้แก่ ผัก และผลไม้ เพื่อให้สามารถเก็บรักษาได้นานขึ้น โดยกระบวนการอบแห้งที่ใช้กันอยู่ทั่วไปได้แก่ การใช้ขดลวดไฟฟ้าเป็นแหล่งความร้อนทำให้อากาศมีอุณหภูมิสูงขึ้น ซึ่งกำจัดความชื้นออกจากวัสดุโดยใช้เพียงความร้อนสัมผัสเท่านั้น ขณะที่เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการอบแห้งที่ใช้ป้อนความร้อนแล้วพบว่าวิธีการหลังเกิดประโยชน์มากกว่า เนื่องจากสามารถใช้ได้ทั้งความร้อนสัมผัส และความร้อนแฝงในส่วน of เครื่องทำระเหยที่เมื่อกำจัดความชื้นจากกระแสอากาศแล้วจะคายความร้อนแฝงกลับมาให้กับระบบอีกครั้ง นับว่ากระบวนการอบแห้งที่ใช้ป้อนความร้อนมีความคุ้มค่าในการใช้พลังงาน

Brimell *et al.* (1994) ได้ศึกษาการอบแห้งขิง และ มันฝรั่งโดยใช้ป้อนความร้อนเปรียบเทียบผลที่ได้กับการอบแห้งแบบโรตารีพบว่า การอบแห้งวัสดุทางการเกษตรโดยใช้ป้อนความร้อนจะได้คุณภาพที่ดีกว่าทั้งด้าน กลิ่น รสชาติ และ สี สัน Clement *et al.* (1993) ศึกษาการอบแห้งวัสดุประเภทยางแบบต่อเนื่องโดยใช้ป้อนความร้อนเพื่อหาสมรรถนะของระบบ พบว่าเมื่อ

ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่ผ่านเข้าเครื่องทำระเหยมีค่าสูงขึ้น จะส่งผลให้สัมประสิทธิ์สมรรถนะ (coefficient of performance, COP) มีค่าสูงตามด้วย โดยมีอัตราส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องทำระเหยที่เหมาะสมคือ 60-70 เปอร์เซ็นต์ของอากาศทั้งหมดในระบบ Meyer และ Greyveastein (1992) ศึกษาด้านเศรษฐศาสตร์ของการอบแห้งเมล็ดพืชโดยใช้ป้อนความร้อน เปรียบเทียบกับระบบอบแห้งที่ใช้ขดลวดความร้อนและใช้น้ำมันดีเซลเป็นเชื้อเพลิงพบว่า การอบแห้งโดยใช้ป้อนความร้อนในเวลา 1 ปี และทำงานอย่างอื่นควบคู่ไปด้วยเช่น ทำน้ำอุ่นเป็นต้น จะให้ผลตอบแทนคุ้มค่ากว่าการใช้ขดลวดความร้อนและน้ำมันดีเซล Soponronnarit *et al.* (1997) ได้ศึกษาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสม สำหรับมะละกอแช่แข็งในอุโมงค์ และได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยมีสมมติฐานที่สำคัญคือ มีสมมูลทางความร้อนระหว่างอากาศชื้นและมะละกอแช่แข็ง โดยใช้สมการคำนวณการแพร่ความร้อนในวัสดุรูปทรงเหลี่ยมพบว่า อัตราการอบแห้งจากการคำนวณมีค่าสูงกว่าการทดลองเล็กน้อย

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการอบแห้งมะละกอแช่แข็งโดยใช้ป้อนความร้อน ซึ่งใช้วิธีการคำนวณแบบการแทนค่าอย่างต่อเนื่องในการหาคำตอบ และศึกษาแนวทางการอบแห้ง จากการปรับค่าอัตราส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องทำระเหยให้เหมาะสม โดยพิจารณาถึงเวลาที่ใช้ในการอบแห้งและความสิ้นเปลืองพลังงาน

อุปกรณ์และวิธีการ

1. การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

Soponronnarit *et al.* (1997) พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ สำหรับทำนายการอบแห้งมะละกอแช่แข็งในอุโมงค์ โดยมีสมมติฐานคือ มี

สมดุลทางความร้อนระหว่างอากาศชื้นกับผลิตภัณฑ์ ในงานวิจัยได้นำแบบจำลองนี้มาพัฒนา เพื่อใช้ ทำนายการอบแห้งมะละกอแช่เย็นโดยใช้ปั๊มความร้อน และสมมติฐานที่ดัดเพิ่มเติมคือ อุณหภูมิที่ผิวท่อเครื่อง ทำระเหยมีค่าเท่ากับอุณหภูมิสารทำความเย็นที่เครื่อง ทำระเหย กำหนดค่า by-pass factor ซึ่งขึ้นอยู่กับ ชนิดของเครื่องทำระเหย อุณหภูมิของสารทำความ เย็นที่เครื่องควบแน่นและเครื่องทำระเหยเป็นค่าเฉลี่ย ระหว่างทางเข้าและทางออกของอุปกรณ์ทั้งสอง และ ความแตกต่างของอุณหภูมิเข้าและออกจาก recuperator มีค่าเท่ากับ 4°C

1.1 การคำนวณหาความชื้นของมะละกอแช่เย็น

การคำนวณหาความชื้นของมะละกอแช่เย็นจะ ใช้สมการแพร่ความชื้นในรูปทรงเหลี่ยม โดยมีรูปแบบดังนี้

(1)

$$\text{โดยที่ } MR(t) = (M(t) - M_{eq}) / (M_{in} - M_{eq}) \quad (2)$$

โดยนำค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ความชื้น (D) ของ สีวะ และ สมชาติ (2533) มาใช้ทำนายอัตราการอบ แห้ง สามารถเขียนได้ดังนี้

$$D = 0.000917 \exp [-2877.49 / (T_{mix} + 273)] \quad (3)$$

สมการที่ (3) ใช้ได้กับช่วงอุณหภูมิ $40-80^{\circ}\text{C}$ และความชื้นเริ่มต้นไม่เกิน 50 เปอร์เซ็นต์มาตรฐาน แห้ง จากการศึกษาของ สีวะ และ สมชาติ (2533) พบว่า ความชื้นสมดุลของมะละกอแช่เย็นและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศสามารถคำนวณได้ดังนี้

$$M_{eq} = CM_{in}RH / [100 * (1.01 + CRH + 2RH - CRH^2 + RH^2)] \quad (4)$$

$$C = 163.15 \exp (-0.0647 T_{mix}) \quad (5)$$

$$M_{in} = 3.1987 + 0.14077 T_{mix} \quad (6)$$

สัญลักษณ์ต่าง ๆ ในสมการที่ (1) ถึง (6) มี

ความหมายดังนี้

$MR(t)$ คือ อัตราส่วนความชื้น, เศษส่วน

$M(t)$ คือ ความชื้นเฉลี่ยที่เวลาใด ๆ, เศษส่วน

มาตรฐานแห้ง

M_{in} คือ ความชื้นเฉลี่ยก่อนการอบแห้ง, เศษส่วนมาตรฐานแห้ง

M_{eq} คือ ความชื้นสมดุล, เศษส่วนมาตรฐาน แห้ง

D คือ สัมประสิทธิ์การแพร่, m^2/h

RH คือ ความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศอบ แห้ง, เศษส่วน

T_{mix} คือ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง, $^{\circ}\text{C}$

t คือ เวลาการอบแห้ง, h

L คือ ขนาดมะละกอแช่เย็น, m

จากสมการที่ (1) สามารถหาความชื้นเฉลี่ยที่ เปลี่ยนแปลงในช่วงเวลาน้อย ๆ โดยการหาอนุพันธ์ ของสมการที่ (1) เทียบกับเวลา และใช้วิธี Runge-Kutta

1.2 การคำนวณสภาวะอากาศหลังการอบแห้ง

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV1 ใน Figure 1 จากหลักการอนุรักษ์มวลได้ว่า ความชื้นของอากาศที่ เปลี่ยนแปลงไปเท่ากับน้ำที่ระเหยออกจากมะละกอ แช่เย็น เมื่อจัดเทอมต่าง ๆ จะได้

$$W_f = (M_{in} - M_f) R + W_{mix} \quad (7)$$

$$\text{โดยที่ } R = M_p / m_{mix} \Delta t$$

จากหลักการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า การ เปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศรวมกับการ เปลี่ยนแปลงพลังงานภายในของวัสดุอบแห้งเท่ากับ ผลรวมของความร้อนที่แลกเปลี่ยนระหว่างระบบและ สิ่งแวดล้อม เมื่อจัดเทอมต่าง ๆ จะได้

$$T_f = (C_a T_{mix} + W_{mix} (h_{fg} + C_v T_{mix}) + RC_{pw} \theta - W_p h_{fg} - Q_1) / (C_a + W_f C_v + RC_{pw}) \quad (8)$$

เมื่อ m คือ อัตราการไหลของมวลอากาศแห้ง, kg/h

h_{fg} คือ ความร้อนแฝงของการระเหย, kJ/kg
 C คือ ความร้อนจำเพาะ, kJ/kg °C
 q คือ อุณหภูมิของมะละกอแช่เย็นก่อนอบแห้ง, °C

Q_1 คือ ความร้อนที่สูญเสียระหว่างระบบและสิ่งแวดล้อม, kJ/kg dry air

M_p คือ มวลแห้งของผลิตภัณฑ์, kg

R คือ สัดส่วนของมวลแห้งมะละกอแช่เย็นต่อมวลอากาศแห้ง

T คือ อุณหภูมิ, °C

W คือ อัตราส่วนความชื้น, kg water/kg dry air

สัญลักษณ์กำกับล่าง

a คือ อากาศแห้ง

f คือ อากาศออกจากห้องอบแห้ง

pw คือ มะละกอแช่เย็น

v คือ ไอน้ำ

mix คือ อากาศผสมก่อนเข้าห้องอบแห้ง

1.3 การคำนวณอุณหภูมิของอากาศผสมและการนำอากาศมาใช้ใหม่

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV4 ใน Figure 1 จากหลักการอนุรักษ์มวลจะได้ว่า มวลของน้ำในลมร้อนก่อนอบแห้งเท่ากับผลรวมของมวลของน้ำในอากาศที่ผ่านการลดความชื้นจากเครื่องทำระเหยกับมวลของน้ำในอากาศร้อนที่เวียนกลับมาใช้ใหม่ เมื่อจัดเทอมแล้วจะได้

$$W_{mix} = RCW_f + (1-RC)W_{evo} \quad (9)$$

เมื่อ $RC = m_{bp}/m_{mix}$

W_{evo} คือ อัตราส่วนความชื้นของอากาศขาออกจาก เครื่องทำระเหย, kg water/kg dry air

จากหลักการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า เอนทัลปีของกระแสอากาศขาเข้าเท่ากับเอนทัลปีของกระแสอากาศขาออกจากปริมาตรควบคุมเมื่อไม่คิดการสูญเสียความร้อนระหว่างระบบและสิ่งแวดล้อม จัดเทอม

แล้วสามารถเขียนสมการความสมดุลได้ดังนี้

$$T_{cai} = [RC \{C_a T_f + W_f(h_{fg} + C_v T_f)\} + (1-RC)(T_{reo}(C_a + W_{evo}C_v) + W_{evo}h_{fg}) - W_{mix}h_{fg}] / (C_a + W_{mix}C_v) \quad (10)$$

เมื่อ T_{reo} คือ อุณหภูมิของอากาศขาออก recuperator, °C

T_{cai} คือ อุณหภูมิของอากาศขาเข้าเครื่องควบแน่น, °C

1.4 การคำนวณสัดส่วนความชื้นและอุณหภูมิของอากาศขาออกจากเครื่องทำระเหย

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV6 ใน Figure 1 จากหลักการอนุรักษ์มวลจะได้ว่า มวลของน้ำในลมร้อนหลังออกจากเครื่องทำระเหยมีค่าเท่ากับผลรวมของมวลของน้ำในอากาศหลังผ่านห้องอบแห้งที่สัมผัสกับชุดท่อและอากาศที่ไม่สัมผัสกับชุดท่อของเครื่องทำระเหย จัดเทอมแล้วจะได้

$$W_{evo} = BFW_f + (1-BF)W_{er} \quad (11)$$

จากหลักการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า เอนทัลปีของอากาศชื้นเท่ากับผลบวกของเอนทัลปีของอากาศแห้งและเอนทัลปีของไอน้ำในอากาศ สามารถแสดงสมการเพื่อหาผลรวมของเอนทัลปีของกระแสอากาศแห้งเพื่อคำนวณอุณหภูมิอากาศขาออกได้ดังนี้

$$T_{eo} = BFT_{ei} + (1-BF)T_e \quad (12)$$

เมื่อ BF คือ สัดส่วนของอากาศที่ไม่สัมผัสชุดท่อสารทำความเย็นมีค่าเท่ากับ 30 %

T_{ei} คือ อุณหภูมิขาเข้าเครื่องทำระเหย, °C

T_{eo} คือ อุณหภูมิขาออกเครื่องทำระเหย, °C

T_e คือ อุณหภูมิสารทำความเย็นที่เครื่องทำระเหย, °C

W_{er} คือ อัตราส่วนความชื้นอิ่มตัวของอากาศที่ผิวท่อเครื่องทำระเหย, kg water/kg dry air

1.5 ความสิ้นเปลืองไฟฟ้า

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV2 ใน Figure 1 จากหลักการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการ

เปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับกำลังงานเพลที่ขับเคลื่อนพัดลมหลัก แสดงได้ดังนี้ -

$$W_s = m_{\text{mix}}(C_a + W_{\text{mix}}C_v)(T_{\text{mix}} - T_{\text{cao}}) \quad (13)$$

เมื่อ T_{cao} คือ อุณหภูมิของอากาศออกจากเครื่องควบแน่น, °C

W_s คือ กำลังงานเพลขับเคลื่อนพัดลม, kJ/h

1.6 การถ่ายเทความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV3 ใน Figure 1 จากหลักการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับความร้อนที่เพิ่มขึ้นด้วยเครื่องควบแน่น เมื่อไม่คิดการสูญเสียความร้อนระหว่างระบบและสิ่งแวดล้อม จะได้

$$Q_{\text{in,cond}} = m_{\text{mix}}(C_a + W_{\text{mix}}C_v)(T_{\text{cao}} - T_{\text{cai}}) \quad (14)$$

เมื่อ T_{cai} คือ อุณหภูมิของอากาศเข้าเครื่องควบแน่น, °C

พิจารณาปริมาตรควบคุม CV5 จาก Figure 1

จากหลักการอนุรักษ์พลังงานจะได้ว่า อัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของกระแสอากาศเท่ากับความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (recuperator or air to air heat exchanger) ทำได้ เขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$\text{สายร้อน } Q_{\text{re}} = m_p(C_a + W_pC_v)(T_f - T_{\text{ei}}) \quad (15)$$

$$\text{สายเย็น } T_{\text{reo}} = [Q_{\text{re}} / m_p(C_a + W_{\text{ev}}C_v)] + T_{\text{eo}} \quad (16)$$

เมื่อ Q_{re} คือ ความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทำได้, kJ/h

T_{reo} คือ อุณหภูมิอากาศออกจาก recuperator, °C

T_{ei} คือ อุณหภูมิอากาศเข้าเครื่องทำระเหย, °C

T_{eo} คือ อุณหภูมิอากาศออกจากเครื่องทำระเหย, °C

m_p คือ อัตราการไหลของอากาศที่ผ่านเครื่อง

ทำระเหย, kg/h

จากสมมติฐาน ความแตกต่างของอุณหภูมิเข้าและออกจาก recuperator มีค่าเท่ากับ 4°C จะได้ว่า

$$T_{\text{ei}} = T_f - 4 \quad (17)$$

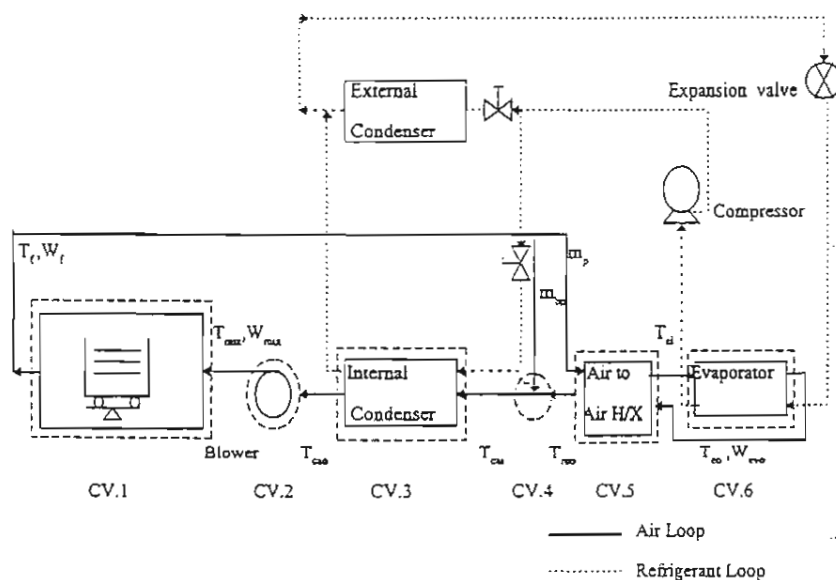


Figure 1 Control volumes of the heat pump drying system.

1.7 การคำนวณอุณหภูมิสารทำความเย็น

โดยใช้สมการการถ่ายเทความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเมื่อสารตัวกลางมีการเปลี่ยนเฟสดังนี้

$$\text{เครื่องควบแน่น} : T_c = [T_{cai} - T_{cao} \exp((T_{cao} - T_{cai}) UA_c / Q_{in,cond})] / [1 - \exp((T_{cao} - T_{cai}) UA_c / Q_{in,cond})] \quad (18)$$

$$\text{เครื่องทำระเหย} : T_e = [T_{eai} - T_{eao} \exp((T_{eai} - T_{eao}) UA_e / Q_{ev})] / [1 - \exp((T_{eai} - T_{eao}) UA_e / Q_{ev})] \quad (19)$$

เมื่อ T_c คือ อุณหภูมิสารทำความเย็นที่เครื่องควบแน่น, °C

T_e คือ อุณหภูมิสารทำความเย็นที่เครื่องทำระเหย, °C

1.8 การคำนวณในส่วนอุปกรณ์ทำความร้อน

โดยกำหนดให้สมรรถนะการทำงานของเครื่องอัด และสมรรถนะการทำงานของเครื่องทำระเหยมีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิของสารทำความเย็นที่เครื่องทำระเหย และอุณหภูมิการกลั่นตัวของสารทำความเย็นที่เครื่องควบแน่น กำหนดความสัมพันธ์ทางคณิตศาสตร์อยู่ในรูปโพลีโนเมียล

$$P = A_1 + A_2 T_e + A_3 T_e^2 + A_4 T_c + A_5 T_c^2 + A_6 T_e T_c + A_7 T_e^2 T_c + A_8 T_e T_c^2 + A_9 T_e^2 T_c^2 \quad (20)$$

$$Q_{ev} = B_1 + B_2 T_e + B_3 T_e^2 + B_4 T_c + B_5 T_c^2 + B_6 T_e T_c + B_7 T_e^2 T_c + B_8 T_e T_c^2 + B_9 T_e^2 T_c^2 \quad (21)$$

โดย ค่าคงที่ A และ B หาได้จากบริษัทผู้ผลิต

2. ขั้นตอนการคำนวณ

การคำนวณเริ่มต้นโดยสมมติค่า W_f และกำหนดค่า by-pass factor เพื่อคำนวณหา W_{ev} จากสมการที่ (11) แล้วนำค่า W_{ev} ที่ได้ไปคำนวณหา W_{mix} จากสมการที่ (9) นำค่า T_{mix} ที่ทราบแล้วไปคำนวณหา RH_f แล้วคำนวณค่า M_{eq} จากสมการที่ (4) จากนั้นคำนวณค่า M_f จากอนุพันธ์ที่เทียบกับเวลาของสมการที่ (1) คำนวณหา W_f ใหม่จากสมการที่ (7) และคำนวณหา T_f จากสมการที่ (8)

นำค่า T_{mix} และค่า W_f ใหม่ไปคำนวณหา ค่าความชื้นสัมพัทธ์ลมร้อนที่ออกจากเครื่องอบแห้ง (RH_f) แล้วตรวจสอบค่า RH_f ถ้าค่า RH_f ไม่เป็นจริง ($RH_f > 1$) จะไปคำนวณ subprogram for moisture condensation แต่ถ้า $RH_f < 1$ ก็นำค่า T_e , T_c ที่สมมติไปคำนวณ P จากสมการ (20) และคำนวณ Q_{ev} จากสมการ (21) แล้วคำนวณ Q_c จากนั้นนำค่า W_f สมมติและค่า W_{ev} ไปคำนวณหา T_{ei} , T_{eo} , T_{cai} , T_{cao} , Q_{incond} , Q_{re} และ T_{reo} จากสมการที่ (17), (12), (10), (13), (14), (15) และ (16) ตามลำดับ แล้วคำนวณค่า T_c , T_e ใหม่จากสมการ (18) และ (19) ตามลำดับ ตรวจสอบค่า W_f , T_c และ T_e ถ้าผลต่างระหว่าง W_f ใหม่กับ W_f ที่สมมติมากกว่าค่าที่ยอมรับได้ (0.00001) และผลต่าง T_c , T_e ใหม่กับ T_c , T_e ที่สมมติมีค่ามากกว่าค่าที่ยอมรับได้ (0.1) ก็กลับไปคำนวณใหม่ โดยใช้ค่า W_f , T_c และ T_e ใหม่แทนค่าที่สมมติ แต่ถ้าน้อยกว่าก็ไปคำนวณขั้นตอนต่อไปคือ คำนวณการสิ้นเปลืองพลังงานที่พัดลมหลัก และพลังงานที่ป้อนให้กับเครื่องอัด แล้วจึงตรวจสอบความชื้นสุดท้ายของมะละกอแช่อิ่มว่าน้อยกว่าค่าความชื้นสุดท้ายที่กำหนดหรือไม่ ถ้ามากกว่าค่าที่กำหนดไว้ จะกลับไปคำนวณเริ่มต้นจากข้อ 1. ลงมาใหม่ ถ้ามีค่าน้อยกว่าหรือเท่ากับค่าที่กำหนดไว้ก็จบการคำนวณ block diagram การคำนวณแสดงไว้ใน Figure 2 และ computer simulation flow chart แสดงไว้ใน Figure 3

ผลและวิจารณ์

1. การเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งจากการทดลองและแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

จากการเปรียบเทียบผลที่ได้จากการคำนวณโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับผลจากการทดลองที่อุณหภูมิ 50°C ขนาดชิ้น 1.1x1.2x1.3 ลูกบาศก์เซนติเมตร ความชื้นเริ่มต้น 38.3 %db. ให้มี

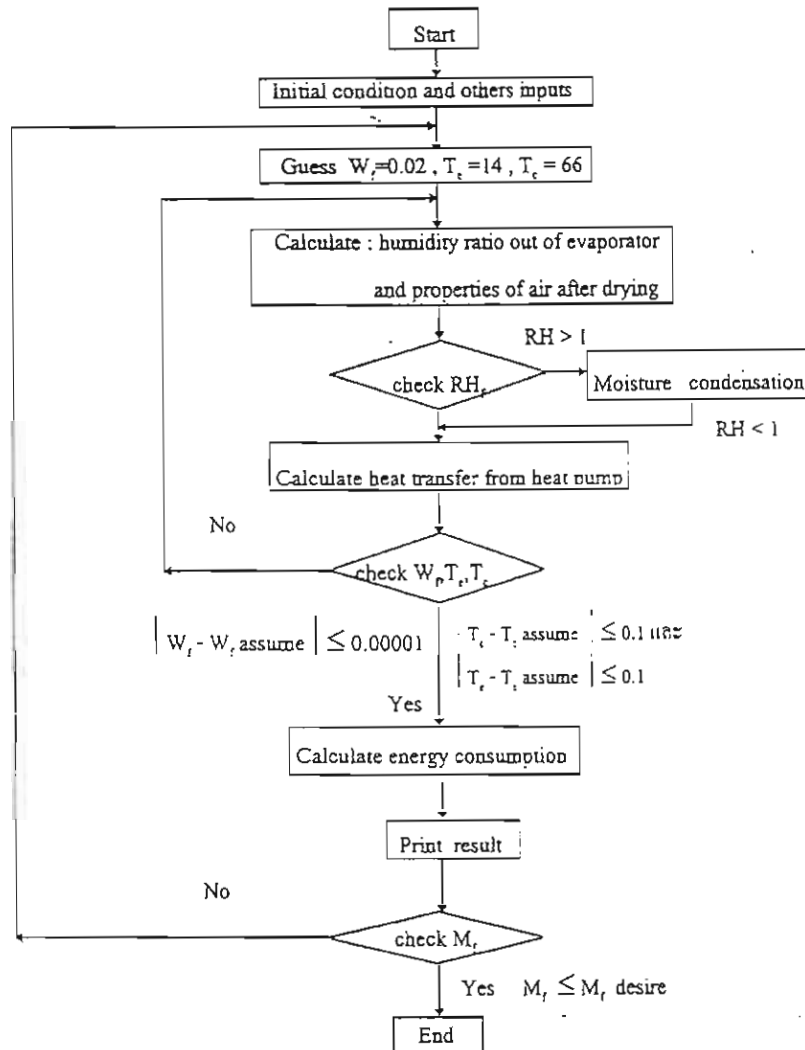


Figure 3 Computer simulation flow chart

ระเหยเพิ่มขึ้นทำให้เครื่องทำระเหยรับภาระมากขึ้น การกำจัดความชื้นออกจากอากาศทำได้ไม่ดี ดังนั้น เมื่อนำมาผสมเพื่อใช้เป็นอากาศอบแห้งจึงมีความชื้นสูง ทำให้ต้องใช้เวลารอบแห้งนาน ส่งผลให้มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะสูงขึ้น ในทางตรงกันข้ามเมื่อ ปรับสัดส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องทำระเหยเพิ่มขึ้น ทำให้มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะสูงเช่นเดียวกัน เพราะอากาศที่ไปผ่านเครื่องทำระเหยมีปริมาณน้อย การกำจัดความชื้นออกจากอากาศก็มีค่าน้อยตาม ขณะ

เดียวกันอากาศที่ผ่านเครื่องทำระเหยก็ไม่ได้สัมผัสกับ ผิวท่อทั้งหมดยังมีอากาศบางส่วนที่ไม่ได้สัมผัสอีกด้วย ทำให้การกำจัดความชื้นออกจากอากาศไม่ได้ทั้งหมด แม้ว่าปริมาณอากาศที่ผ่านเครื่องทำระเหยจะน้อยก็ตาม ผลที่ตามมาคือ เมื่อนำไปผสมกับปริมาณอากาศส่วน ใหญ่ที่ไม่ได้ผ่านเครื่องทำระเหยซึ่งมีความชื้นสูงจะ ทำให้ใช้เวลาการอบแห้งยาวนานขึ้น จึงมีค่าความสิ้น เปลืองพลังงานสูง

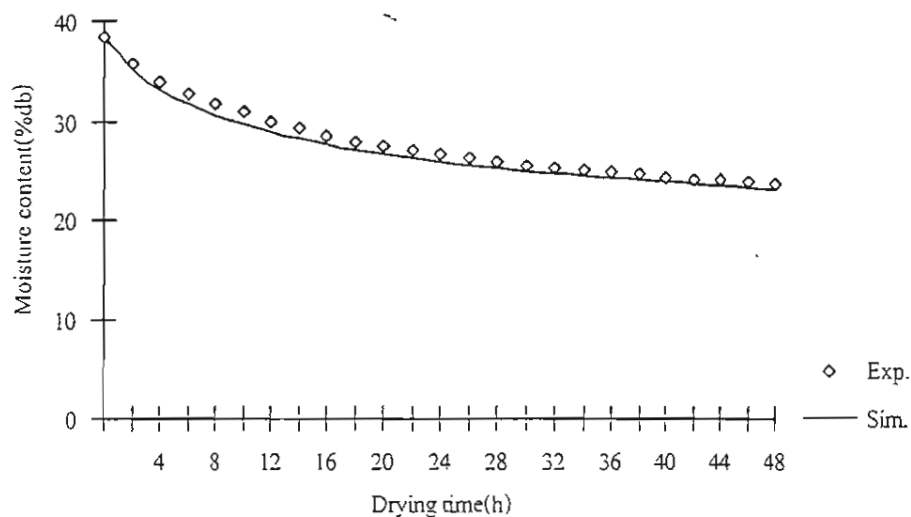


Figure 4 Evolution of simulated and experimental moisture content [Test 3/2]
[By-pass air ratio = 63%. Temperature = 50°C. Specific air flow rate = 29.83 kg/h-kg dry papaya
glace].

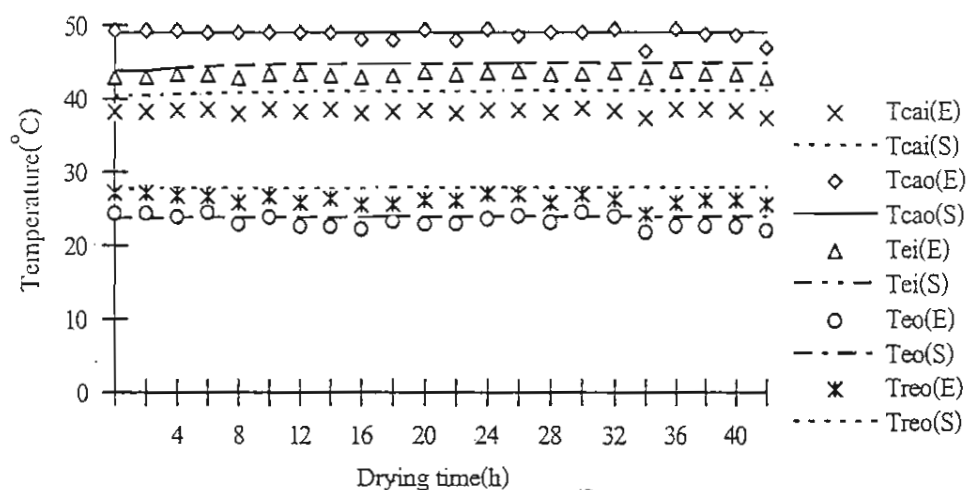


Figure 5 Evolution of air temperature at various parts in system [Test 3/2]
[By-pass air ratio = 63%, Temperature = 50°C, Specific air flow rate = 29.83 kg/h-kg dry papaya
glace].

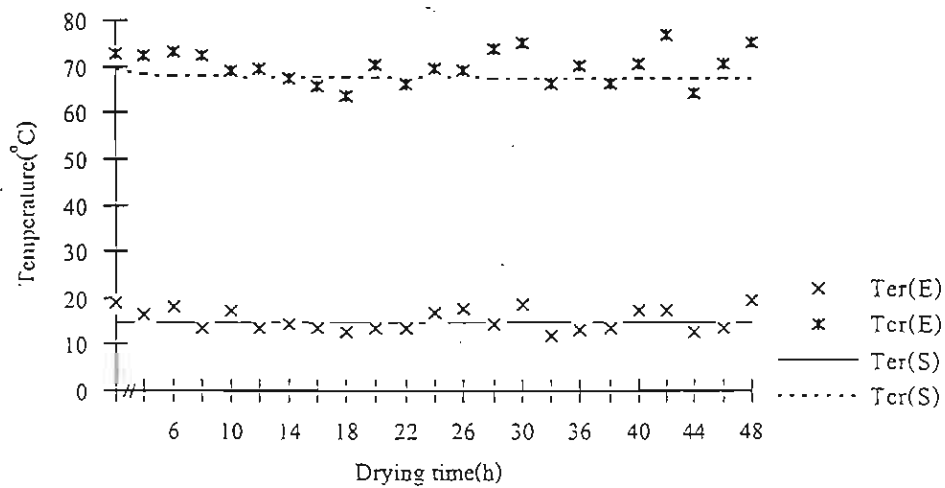


Figure 6 Temperature of refrigerant at condenser and evaporator [Test 3/2]
[By-pass air ratio = 63%, Temperature = 50°C. Specific air flow rate = 29.83 kg/h-kg dry papaya glaze].

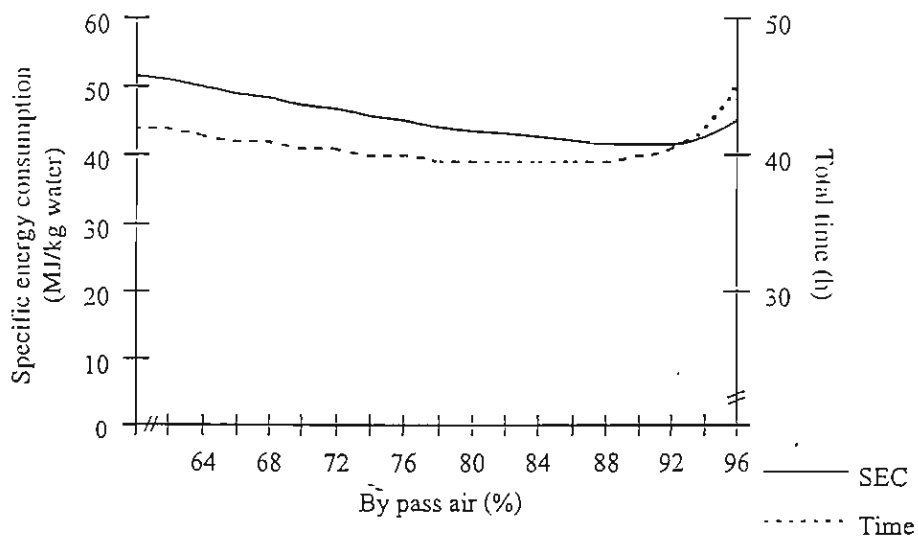


Figure 7 Effect of by-pass air ratio on specific energy consumption, papaya glaze' 56.5 kg
[Temperature = 50°C, size = 1.1×1.2×1.3 cm³, initial moisture content = 38.3 %db. Final moisture content = 23.6 %db.].

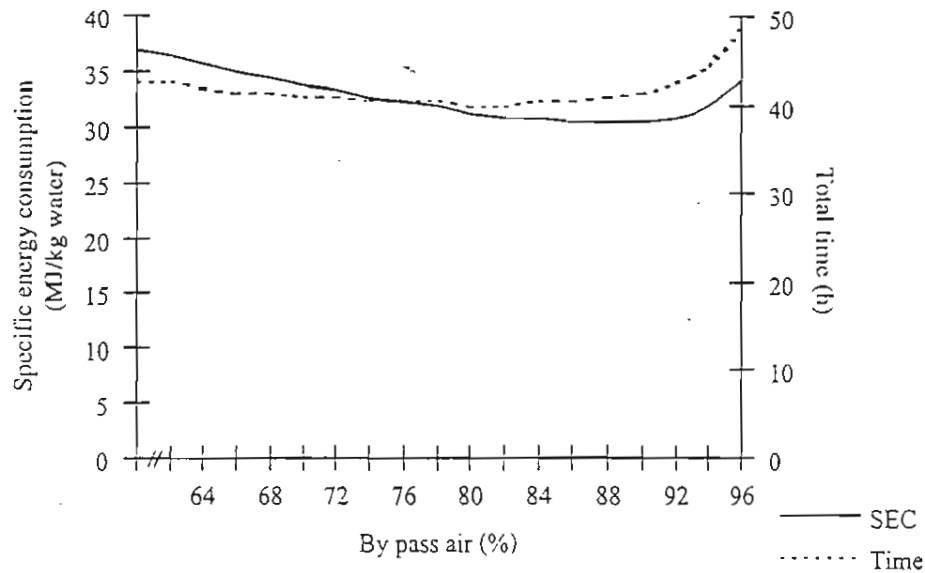


Figure 8 Effect of by-pass air ratio on specific energy consumption. papaya glaze' 80.1 kg
 [Temperature = 50°C, size = 1.1×1.2×1.3 cm³, initial moisture content = 38.3 %db. Final moisture content = 23.6 %db.].

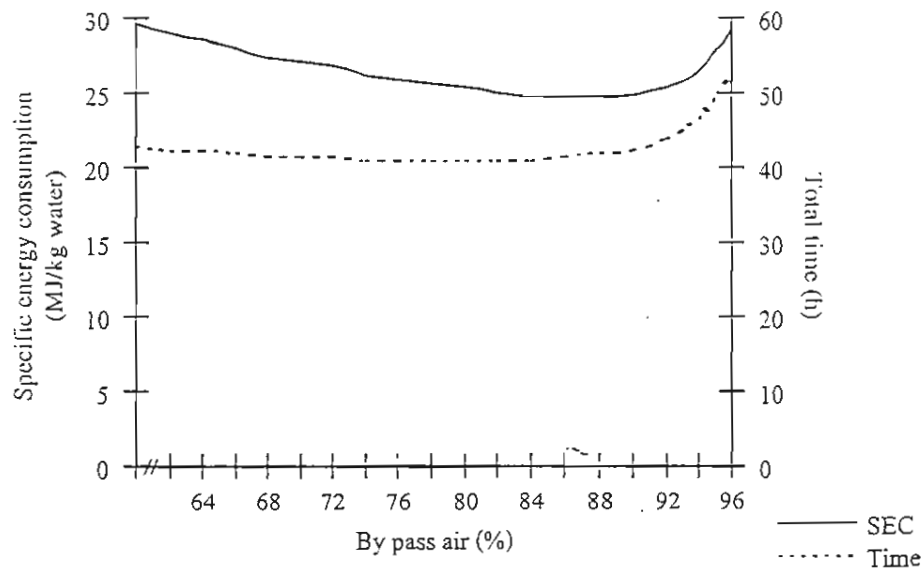


Figure 9 Effect of by-pass air ratio on specific energy consumption. papaya glaze' 101.1 kg
 [Temperature = 50°C, size = 1.1×1.2×1.3 cm³, initial moisture content = 38.3 %db. Final moisture content = 23.6 %db.].

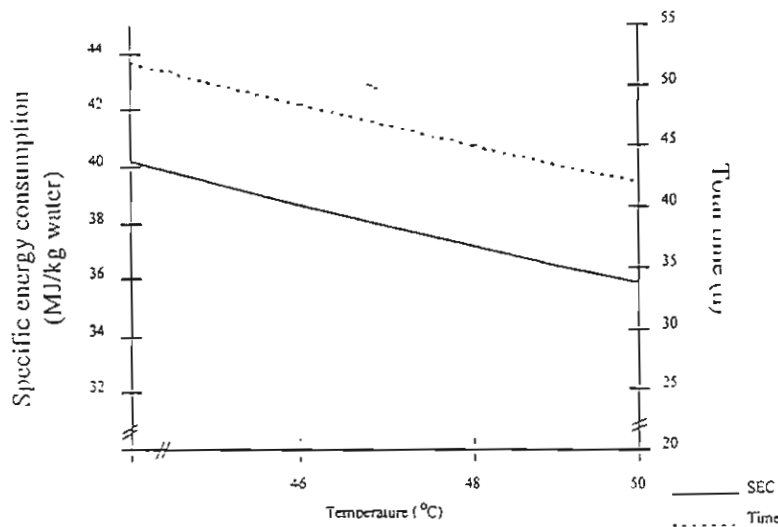


Figure 10 Effect of drying air temperature on specific energy consumption

[Temperature = 50°C. size = 1.1×1.2×1.3 cm³. initial moisture content = 38.3 %db. Final moisture content = 23.6 %db. By-pass air ratio = 30%].

จากการคำนวณโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อหาค่าอุณหภูมิที่เหมาะสมในการอบแห้งเมื่อมะละกอแช่เย็นมีขนาด 1.2×1.3×1.1 ลูกบาศก์เซนติเมตร พบว่า เมื่ออุณหภูมิอบแห้งมีค่าสูงขึ้นเวลาในการอบแห้งจะสั้นลง และค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจะมีค่าต่ำลงด้วย ทั้งนี้เนื่องจากเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งที่มีค่าสูงจะส่งผลให้อากาศอบแห้งมีความชื้นสัมพัทธ์ต่ำ ทำให้สภาวะอากาศอบแห้งที่ไปผ่านมะละกอแช่เย็นมีสภาพค่อนข้างแห้งสามารถดึงดูดความชื้นจากผลิตภัณฑ์ได้ดี จึงสามารถลดความชื้นของมะละกอแช่เย็นได้เร็ว และมีความสิ้นเปลืองพลังงานต่ำโดยอุณหภูมิที่เหมาะสมอยู่ที่ 50 องศาเซลเซียส ดังแสดงใน Figure 10

สรุป

1. จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบแห้งมะละกอแช่เย็นโดยใช้ไ้มความร้อน สามารถทำนายการอบแห้งได้ดีในช่วงที่ความชื้นเริ่มต้นของมะละกอแช่เย็นมีค่าค่อนข้างต่ำ นอกจากนี้ยังสามารถทำนายอุณหภูมิของอากาศที่ตำแหน่งต่าง ๆ ของระบบได้ค่อนข้างดี

2. ในการอบแห้งนั้นควรคำนึงถึงเวลาที่ใช้ในการอบแห้งและความสิ้นเปลืองพลังงาน ซึ่งจากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่า แนวโน้มของการปรับค่าอัตราส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องทำระเหยที่เหมาะสม ซึ่งทำให้ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะต่ำสุดนั้นจะขึ้นอยู่กับปริมาณของมะละกอแช่เย็นที่ใช้ในการอบแห้ง ถ้าจำนวนมะละกอแช่เย็นที่ใช้อบแห้งมากขึ้น จะส่งผลให้สัดส่วนอากาศที่ไม่ผ่านเครื่องทำระเหย (by-pass air) มีค่าลดลง โดยค่าที่เหมาะสมอยู่ในช่วง

86-90 %

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้การสนับสนุนกลุ่มวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง ในการดำเนินการวิจัยด้านการอบแห้งผลไม้โดยใช้ปั๊มความร้อน

เอกสารอ้างอิง

ศิริเว อัจฉริยวิริยะ และ สมชาติ ไสภณรณฤทธิ์. 2533. การศึกษาพารามิเตอร์สำหรับวิเคราะห์การอบแห้งมะละกอแช่เย็น. ว.เกษตรศาสตร์ (วิทย์) 24: 196-207.

Brimell, P., S. Birchall, S. Fitz-Payne, G. Young, R. Mason, and A. Wood. 1994. The application of

heat pump dryers in the Australian food industry. Drying Technol. 12: 897-904.

Clements, S., X. Jia, and P. Jolly. 1993. Experimental verification of a heat pump assisted continuous dryer simulation model. Int. J. Energ. Res. 17: 19-28.

Meyer, J.P. and G.P. Greyvenstein. 1992. The drying of grain with heat pump in south Africa: A techno-economic analysis. Int. J. Energ. Res. 14: 397-406.

Soponronnarit, S., A. Nathakaranakule, P. Noosuk, and T. Yoovidhya. 1997. Strategies for papaya glaze drying in tunnel. Drying Technol. 15: 151-168.

วันรับเรื่อง : 20 ม.ค. 41

วันรับตีพิมพ์ : 1 ก.ย. 41

การอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ ด้วยเครื่องอบแห้งแบบถาดหมุน

Cashew Kernel Drying with Rotating Tray Dryer

ธนิต สวัสดิ์เสวี สมชาติ โสภณรณฤทธิ์
อดิศักดิ์ นาถกรณกุล และ เปี่ยมศิลป์ ทองทิพย์

Thanit Swasdisevi, Somchart Soponronnarit,
Adisak Nathakaranakule, and Pieamsin Thongthip

ABSTRACT

The objective of this research is to investigate a suitable condition for drying cashew kernel with rotating tray dryer. Criterion used to consider are as follows: quality of product after drying, drying time and specific energy consumption.

Experimental results showed that the drying time decreased when drying air temperature increased. The appropriate drying condition is at drying air temperature of 90°C, recycled air fraction of 0.45 and specific air flow rate of 70 kg dry air/h-kg dry cashew kernel (air velocity 0.07 m/s). The product quality after drying is acceptable while drying time is low. The specific energy consumption is 68.22 MJ/kg water evap. or 6.85 MJ/kg cashew kernel. Drying cost analysis is reported at 260 baht/kg water evap. or 26.13 bath/kg cashew kernel.

Key words : cashew kernel, drying, rotating tray dryer

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาและหาแนวทางในการอบแห้งที่เหมาะสมของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ด้วยเครื่องอบแห้งแบบถาดหมุน

โดยทำการทดลองอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ที่สถานะต่าง ๆ เพื่อหาสถานะที่เหมาะสมในการอบแห้งเกณฑ์ที่ใช้ในการพิจารณาเป็นดังนี้ คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในการอบแห้ง

คณะพลังงานและวัสดุ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี กรุงเทพฯ 10140

School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140, Thailand.

จากการทดลองพบว่าเมื่ออุณหภูมิของอากาศที่ใช้อบแห้งเพิ่มขึ้น จะทำให้เวลาที่ใช้ในการอบแห้งลดลงและในสภาวะที่เหมาะสมในการอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ คือที่อุณหภูมิอากาศที่ใช้อบแห้ง 90°C สัดส่วนเวียนกลับของอากาศที่ใช้อบแห้ง 0.45 โดยใช้อัตราการไหลเฉพาะของอากาศ 70 กิโลกรัม/อากาศแห้งต่อชั่วโมง-กิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์แห้ง (ความเร็วของลม 0.07 เมตรต่อวินาที) ผลผลิตที่ได้จากการอบแห้งมีคุณภาพดี เวลาที่ใช้ในการอบแห้งน้อย โดยพลังงานที่ใช้ในการอบแห้งมีค่า 68.22 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย หรือ 6.85 เมกะจูลต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ และต้นทุนที่ใช้ในการอบแห้งสำหรับการระเหยน้ำออกจากเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ มีค่าเท่ากับ 260 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย หรือ 26.13 บาทต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์

คำนำ

เมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ จัดเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของภาคใต้ และเป็นที่ต้องการของผู้บริโภคเป็นอย่างมาก เกษตรกรปลูกมะม่วงหิมพานต์เพื่อเก็บผล (nut) แล้วนำมากระเทาะเปลือกออกซึ่งจะได้เนื้อในเมล็ดมะม่วงหิมพานต์ ที่สามารถขายเป็นสินค้าส่งออกนอกประเทศในรูปแบบอุตสาหกรรม แต่เนื่องจากปริมาณของเมล็ดมะม่วงหิมพานต์ที่มีมากน้อยตามฤดูกาล และมีไม่สม่ำเสมอตลอดทั้งปี ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีการแปรรูปเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ให้อยู่ในรูปแบบต่าง ๆ เพื่อยืดอายุในการเก็บให้ยาวนาน ซึ่งการอบแห้งเป็นวิธีหนึ่งที่นำมาใช้เพื่อเก็บเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ กระบวนการอบแห้งที่ดีต้องคำนึงถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ โดยผลิตภัณฑ์ต้องเป็นที่ยอมรับของผู้บริโภค และมีความสิ้นเปลืองของพลังงานที่ใช้ในกระบวนการอบแห้งต่ำในกระบวนการ

อบแห้งปัญหาที่พบคือ ผู้ผลิตยังไม่ทราบเงื่อนไขและสภาวะที่เหมาะสมในการอบแห้ง จึงทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์เมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ไม่ได้มาตรฐานตามที่ตลาดต้องการและค่าใช้จ่ายในการผลิตค่อนข้างสูง การศึกษาอิทธิพลของพารามิเตอร์ต่างๆ ที่มีผลกระทบต่อกระบวนการอบแห้งจึงมีความสำคัญเป็นอย่างยิ่ง เนื่องจากพารามิเตอร์เหล่านี้จะเป็นข้อมูลพื้นฐานในการหาเงื่อนไข และสภาวะที่เหมาะสมในกระบวนการอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์

กิตติวัฒน์ (2537) ศึกษาการอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบถาดอยู่กับที่ซึ่งแบ่งการทดลองออกเป็น 2 ส่วนคือ 1. การทดลองหาตัวแปรต่าง ๆ ที่มีผลต่อการอบแห้งได้แก่ อุณหภูมิของลมร้อนในช่วง $70-90^{\circ}\text{C}$ ความเร็วของลมร้อนในช่วง 0.8-2.0 เมตรต่อวินาที ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ในช่วง 13-20 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จำนวนของถาดที่ใช้ในการอบแห้งคือ 1-3 ถาด และใช้วิธีการเปลี่ยนความเร็วของลมร้อนขณะอบแห้ง 2. การทดลองเพื่อกำหนดสภาวะและเงื่อนไขที่เหมาะสมโดยใช้เกณฑ์ที่พิจารณา คือ คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง และความสิ้นเปลืองพลังงานทั้งหมดในการอบแห้ง จากการทดลองพบว่า อุณหภูมิของลมร้อน และ ความเร็วลมที่ใช้ในการอบแห้ง มีผลต่ออัตราการอบแห้ง การเพิ่มจำนวนถาดในการอบแห้งไม่มีผลต่ออัตราการอบแห้ง การอบแห้งที่อุณหภูมิของลมร้อนสูง จะสิ้นเปลืองพลังงานน้อยกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิของลมร้อนต่ำ การอบแห้งที่ความเร็วของลมร้อน หรือค่าความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์สูง จะสิ้นเปลืองพลังงานสูง และผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีสีเข้มกว่าผลิตภัณฑ์จากการอบแห้งที่อุณหภูมิของลมร้อนหรือความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ต่ำ และผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งที่อุณหภูมิของลมร้อน $70-80^{\circ}\text{C}$ จะมี

รสาขามันกว่าที่ได้จากการอบแห้งที่อุณหภูมิของลมร้อน 85-90°C สมควร (2532) ศึกษาการอบแห้งเมล็ดมะม่วงหิมพานต์โดยสร้างตู้อบแห้งเมล็ดมะม่วงหิมพานต์ขึ้น 2 แบบ คือ แบบแรกเป็นตู้อบแห้งไฟฟ้าที่มีความจุ 40 กิโลกรัม ใช้อุณหภูมิภายในตู้อบแห้งระหว่าง 90-100°C มีการติดตั้งพัดลมเพื่อระบายความชื้น ใช้เวลาทั้งหมดในการอบแห้ง 12-16 h และมีความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าสูง ส่วนแบบที่สองเป็นตู้อบแห้งซึ่งมีความจุ 200 กิโลกรัม ใช้อุณหภูมิภายในตู้อบแห้งระหว่าง 50-70°C ทางด้านบนของตู้อบแห้งติดตั้งท่อระบายความชื้น ใช้เวลาทั้งหมดในการอบแห้ง 24-35 ชั่วโมง และใช้เชื้อเพลิงเป็นเชื้อเพลิง

สุกวรรณ และ ยุทธนา (2537) ได้สร้างอุปกรณ์อบแห้งเมล็ดพืชชั้นบางและศึกษาพารามิเตอร์ของการอบแห้งชั้นบางของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ อุณหภูมิของอุปกรณ์อบแห้งถูกควบคุมด้วยระบบให้ความร้อนกึ่งอัตโนมัติในช่วง 30-75°C โดยควบคุมอัตราการไหลของอากาศด้วยวาล์วผีเสื้อ (butterfly valve) ในช่วงความเร็ว 1.0-2.0 เมตรต่อวินาที จากการทดลอง พบว่า ค่าความชื้นสมดุลสอดคล้องกันกับแบบจำลองของ Henderson (1952) และแบบจำลองในทางคณิตศาสตร์ที่ทำนายผลการทดลองการอบแห้งได้ดีที่สุดเป็นแบบเอมไพริคัล (Page, 1949) สมการอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ชั้นบางแบบเอมไพริคัลสามารถทำนายผลการอบแห้งได้ดีที่สุดในช่วงอุณหภูมิของลมร้อนที่ใช้ออบแห้ง 45-60°C ที่ความเร็วลม 2.19 เมตรต่อวินาที ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์อยู่ในช่วงร้อยละ 19-38 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง โดยค่าคงที่ p และ ค่าคงที่ n อยู่ในรูปแบบการที่เป็นฟังก์ชันกับความชื้นสัมพัทธ์และอุณหภูมิ สมการมีรูปแบบดังนี้

$$MR = \exp(-pt^n) \quad (1)$$

$$\text{เมื่อ } p = 6.93 - 1.29 \times 10^{-1} RH - 1.84 \times 10^{-1} T + 7.18 \times$$

$$10^{-4} RH^2 + 1.25 \times 10^{-3} T^2 + 2.09 \times 10^{-3} RHT$$

$$n = -9.04 + 2.29 \times 10^{-1} RH + 2.37 \times 10^{-1} T - 1.34 \times 10^{-3} RH^2 - 1.43 \times 10^{-3} T^2 - 2.87 \times 10^{-3} RHT$$

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อหาเงื่อนไข และสภาวะที่เหมาะสมในการอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ด้วยเครื่องอบแห้งแบบถาดหมุน โดยคำนึงถึงเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ และคุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์แบบถาดหมุน (Figure 1) มีส่วนประกอบที่สำคัญ ดังนี้ ตู้อบแห้งเป็นตู้รูปทรงสี่เหลี่ยมมีขนาด 0.40 × 0.45 × 0.93 ลูกบาศก์เมตร (Figure 2) ภายในมีชุดโช้สั่นกำลัง และ ที่วางถาดอบแห้ง จำนวน 8 ถาด โดยที่ถาดอบแห้งสามารถเคลื่อนที่ไปตามชุดโช้สั่นกำลัง (Figure 3, 4) ถาดอบแห้งมีขนาด 0.15 × 0.30 × 0.03 ลูกบาศก์เมตร ทำด้วยสแตนเลสโปร่งทุกด้าน ด้านหน้าของตู้อบแห้งมีประตูสำหรับนำถาดวัสดุ เข้า - ออก จากตู้อบแห้ง ท่อลมเข้าตู้อบแห้ง มีลักษณะเป็นท่อกลม และเป็นกรวยสี่เหลี่ยมเพื่อช่วยในการกระจายลมเข้าตู้อบแห้ง ท่อลมออกจากตู้อบแห้งคอกับท่อลมเวียนกลับและมีลิ้นแบบผีเสื้อ (butterfly damper) เพื่อใช้ปรับปริมาณลมร้อนที่เวียนกลับเข้าตู้อบแห้ง พัดลมเป่าอากาศเป็นพัดลมแบบเหวี่ยงใบพัดโค้งหลัง (backward-curved blade centrifugal fan) ขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ไฟฟ้าขนาด 0.5 แรงม้า ขดลวดความร้อน (electric heater) ติดตั้งอยู่ภายในท่อลมก่อนเข้าตู้อบแห้งมีขนาด 2.0 กิโลวัตต์ อัตราการไหลของอากาศควบคุมโดยการปรับความเร็วรอบมอเตอร์ อุณหภูมิของอากาศที่ใช้ออบแห้งควบคุมโดยเทอร์โมสตัท ความเร็วรอบของถาดอบแห้งควบคุมโดยชุดทรอบ

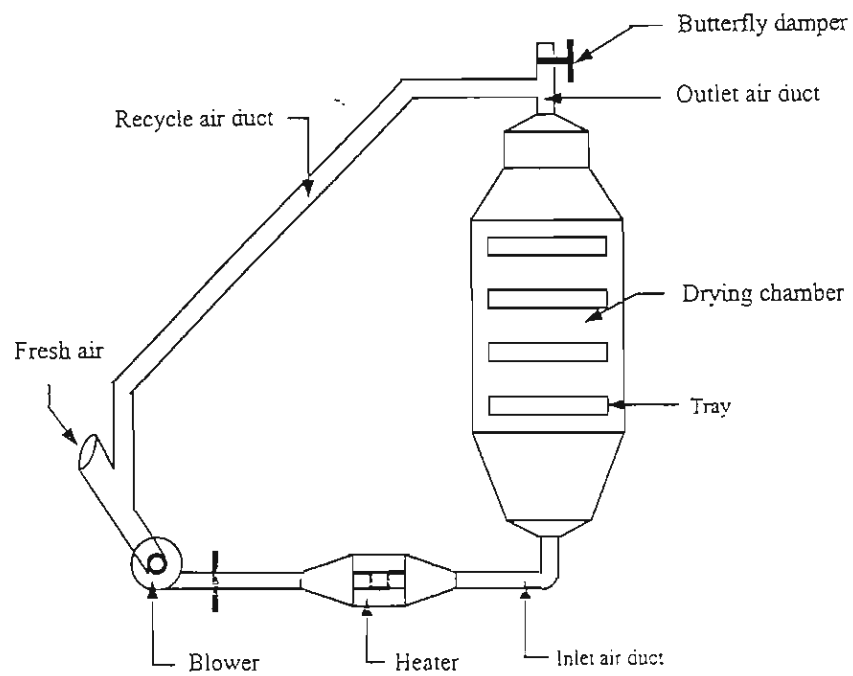


Figure 1 Schematic of rotating tray dryer showing the principal components.

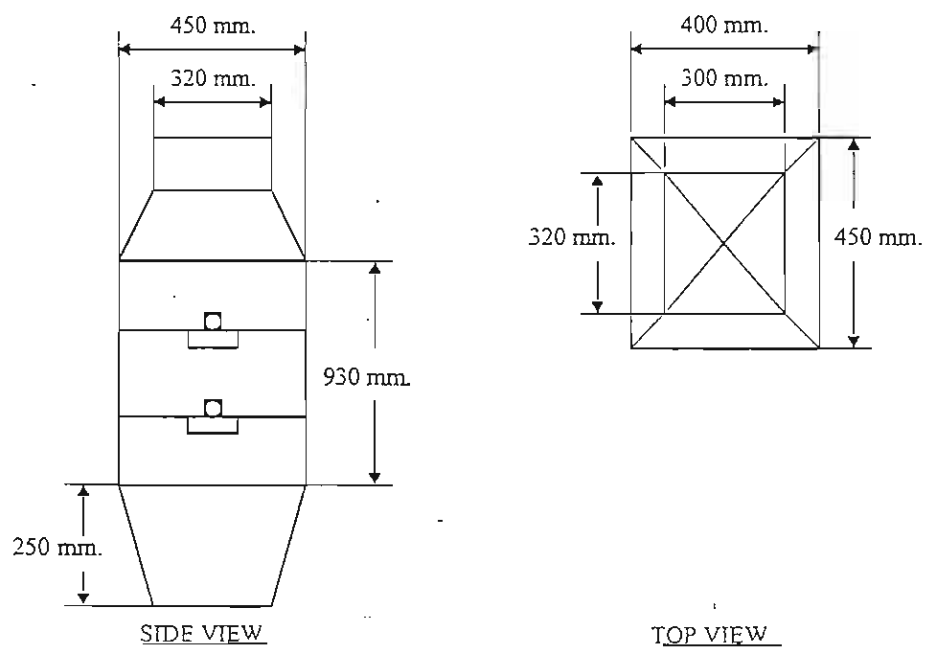


Figure 2 Dimension of a drying chamber.

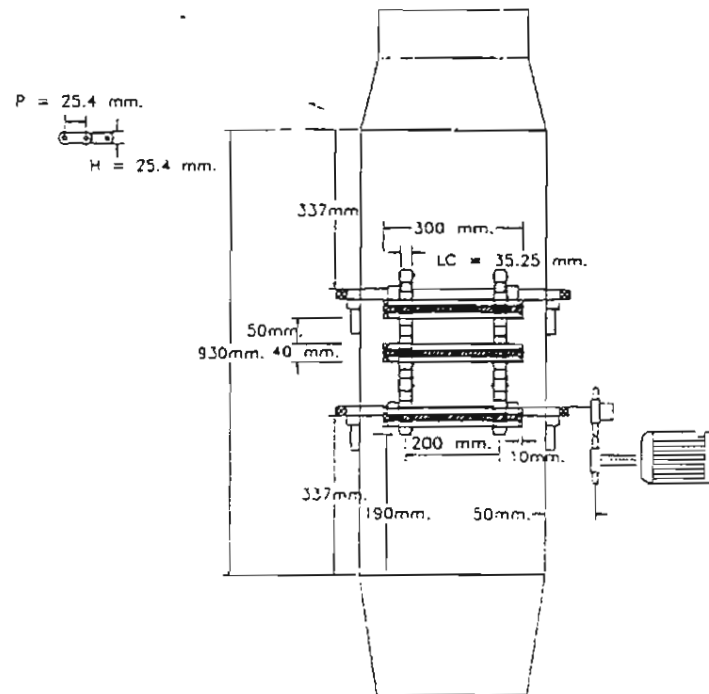


Figure 3 Mechanical of shaft power in drying chamber.

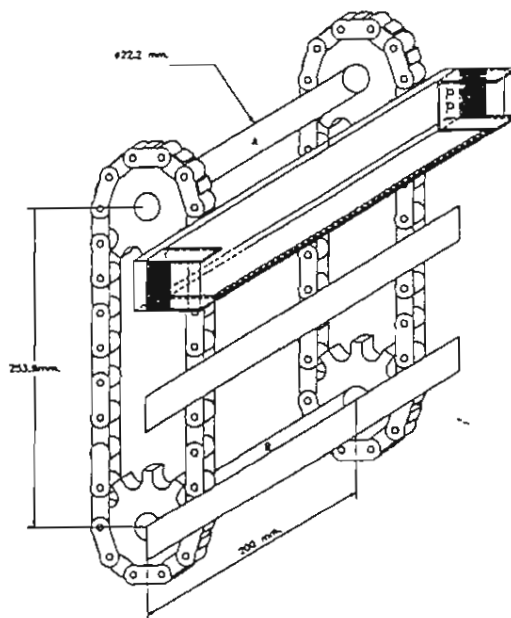


Figure 4 Chain conveyor of power.

ซึ่งประกอบด้วย มอเตอร์ ตัวปรับความเร็ว และ เกียร์ทดรอบ ซึ่งมีอัตราทดรอบที่ 60:1 จำนวนรอบที่ได้จากชุดทดรอบ อยู่ในช่วง 0 - 60 รอบต่อนาที

ก่อนการทดลองนำเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ มาหาความชื้นเริ่มต้น จากนั้นนำเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์บรรจุลงในถาดอบแห้งที่วางอยู่บนชุดส่งกำลัง ซึ่งขับเคลื่อนให้ถาดเคลื่อนที่ในแนวตั้ง โดยสามารถวางถาดอบแห้งได้ 8 ถาด ทำการอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิของลมร้อน 80°C และ 90°C ทำการปรับเปลี่ยนอัตราส่วนอากาศเวียนกลับเป็น 45%, 55%, 65%, 75% และ 85% โดยใช้ลิ้นแบบมีเส้นสำหรับการวัดความเร็วของอากาศที่เข้าและอากาศที่ออกจากเวียนกลับ โดยใช้ hot wire anemometer ค่าความถูกต้อง $\pm 2\%$ วัดอุณหภูมิของอากาศที่เข้า และอุณหภูมิอากาศภายในห้องอบแห้ง โดยใช้เทอร์โมคัปเปิล type K

ต่อเข้ากับเครื่อง data logger ค่าความถูกต้อง $\pm 1^{\circ}\text{C}$ (Figure 5) โดยบันทึกค่าอุณหภูมิทุก ๆ ชั่วโมงตลอดการทดลอง บันทึกค่าความสิ้นเปลืองพลังงานโดยใช้กิโลวัตต์-ชั่วโมงมิเตอร์ (Kilowatt-hour meter) หลังจากอบแห้ง เก็บตัวอย่างเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์เพื่อนำมาหาความชื้นสุดท้าย นอกจากนี้ยังได้ทำการศึกษาคุณภาพของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์หลังการอบแห้ง โดยการตรวจสอบสีของผลิตภัณฑ์ซึ่งใช้แถบสีมาตรฐานของ The Royal Horticultural Society London ทั้งนี้เพื่อให้ได้คุณภาพตามเกณฑ์มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมของเมล็ดมะม่วงหิมพานต์

ผลและวิจารณ์

1. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศที่ส่วนต่าง ๆ ของเครื่องอบแห้ง

จากผลการทดลองอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ซึ่งแสดงใน Table 1 เมื่อนำอุณหภูมิ

ที่ตำแหน่งต่าง ๆ ของเครื่องอบแห้ง และเวลาที่ใช้ในการอบแห้งมาเขียนกราฟ พบว่า อุณหภูมิอบแห้งที่ตำแหน่งต่าง ๆ ของเครื่องอบแห้งมีค่าค่อนข้างคงที่ (Figure 6)

2. การเปรียบเทียบแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และผลการทดลอง

จากการเปรียบเทียบผลที่ได้จากการคำนวณโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ กับผลที่วัดได้จากการทดลอง พบว่า ความสัมพันธ์ระหว่าง อัตราส่วนความชื้น (MR) กับ เวลาที่ใช้อบแห้ง (drying time) ของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ที่คำนวณได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มีค่าใกล้เคียงกับผลการทดลอง (Figure 7)

สมการเอมไพริคัลของ Page (1949) ที่ได้จากการทดลอง ในช่วงอุณหภูมิของลมร้อนที่ใช้อบแห้ง $80-90^{\circ}\text{C}$ ความเร็วลม 0.07 เมตรต่อวินาที ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์อยู่ในช่วง 13-15

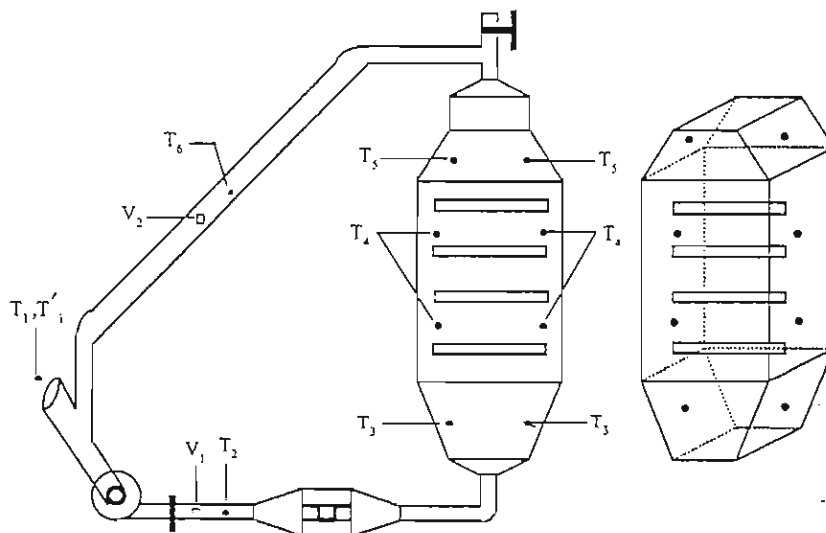


Figure 5 Positions for measuring air temperature and air speed in rotating tray dryer.

- Temperature, dry basis ($T_1, T_2, T_3, T_4, T_5, T_6$)
- Temperature, wet basis (T'_1)
- Air speed (V_1, V_2)

เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง เป็นดังนี้

$$MR = \exp(-pt^n) \quad (2)$$

$$\text{เมื่อ } p = -2.20935 - 0.48434 RH + 0.06043 T -$$

$$0.05370 RH^2 + 0.00009 T^2 - 1.1414 RHT$$

$$n = -2.24092 - 0.48978 RH + 0.07659 T -$$

$$0.05444 RH^2 - 0.00074 T^2 + 0.0890 RHT$$

สำหรับ $80^\circ\text{C} \leq T \leq 90^\circ\text{C}$

$$0.23 \leq RH \leq 0.27$$

$$45\% \leq \text{Recycled air (RC)} \leq 85\%$$

3. การหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสม

ในการศึกษาหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมพบว่า ที่อุณหภูมิอบแห้ง 90°C ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 80°C ทางด้าน

Table 1 Experimental results of cashew kernel drying at the same final moisture content.

Description	Test no.					
	1	2	3	4	5	6
Drying air condition						
Average temperature ($^\circ\text{C}$)	80.9	80.9	80.1	90.9	90.4	90.3
Initial weight (kg)	4.13	4.14	4.17	4.07	4.31	4.27
Specific mass flow rate (kg dry air/h·kg dry cashew kernel)	70	70	70	70	70	70
Fraction of air recycled (%)	65	75	85	65	55	45
Ambient condition						
Average temperature ($^\circ\text{C}$)	31.1	32.1	32.9	31.5	31.2	30.5
Average relative humidity (%)	64.3	58.7	61.1	61.7	65.8	70.1
Condition of cashew kernel						
Average moisture before drying (% db)	13.02	13.99	13.27	13.27	13.10	13.95
Average moisture after drying (% db)	3.50	3.50	3.50	3.50	3.50	3.50
Final weight (kg)	3.78	3.76	3.81	3.72	3.94	3.88
Energy consumption						
Motor 1 for blower (kW·h)	1.83	2.00	2.00	1.74	1.70	1.59
Motor 2 for transmission (kW·h)	0.66	0.72	0.72	0.62	0.61	0.57
Heater (kW·h)	4.27	4.18	4.26	4.55	5.58	5.23
Total (kW·h)	6.76	6.90	6.98	6.91	7.89	7.39
Specific energy consumption						
Motor 1 for blower (MJ/kg-H ₂ O evap.)	18.82	18.95	20.00	17.90	16.54	14.68
Motor 2 for transmission (MJ/kg-H ₂ O evap.)	6.79	6.82	7.20	6.38	5.93	5.26
Heater (MJ/kg-H ₂ O evap.)	43.92	39.60	42.60	46.80	54.29	48.28
Total (MJ/kg-H ₂ O evap.)	69.53	65.37	69.80	71.08	76.76	68.22
Drying time (h)	8.45	9.21	9.24	8.01	7.82	7.34

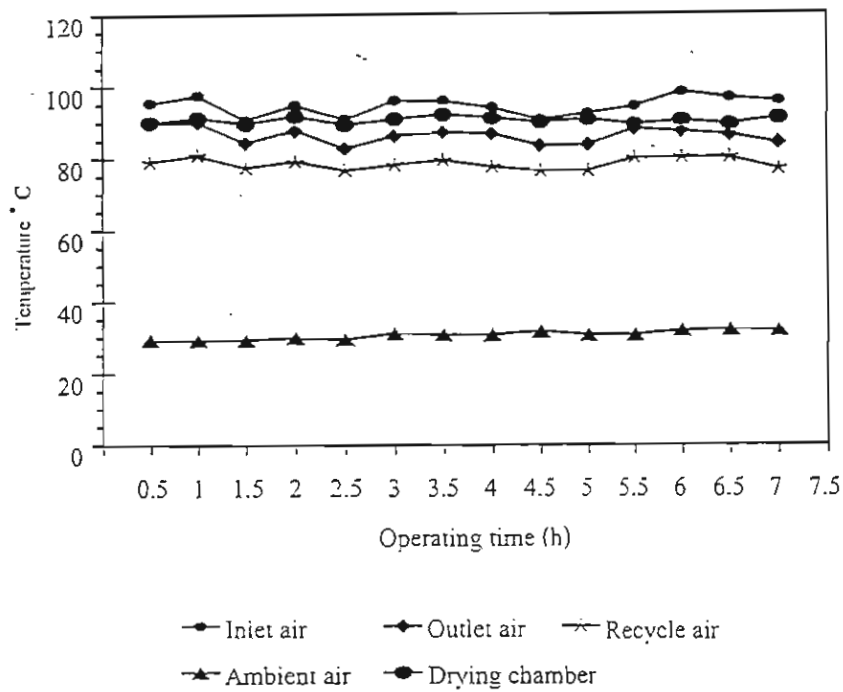


Figure 6 Temperature profile at various positions (drying air temperature of 90°C and recycled air of 45 %).

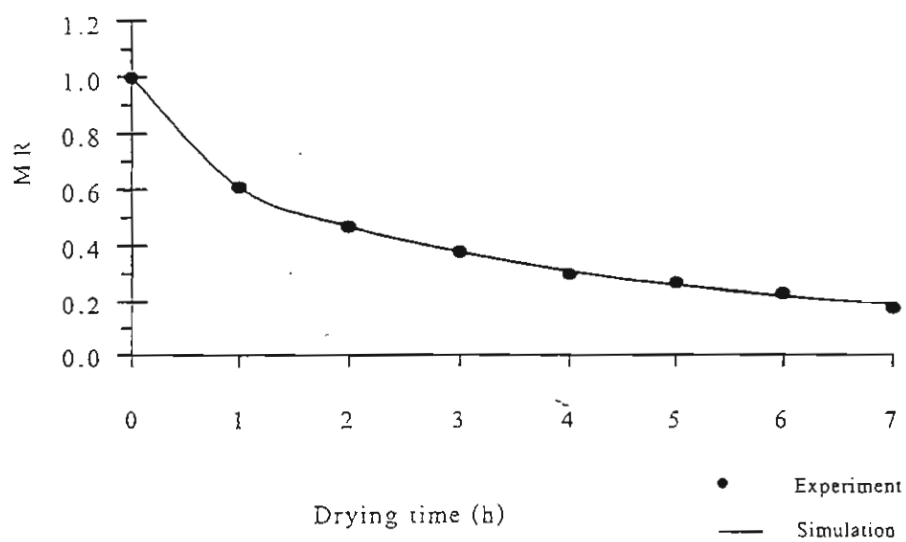


Figure 7 Comparison between experimental and simulation results (drying air temperature 90°C, recycled air 45%, specific air flow rate 70 kg/h-kg dry cashew kernel).

ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะคิดแยกเป็น ในส่วนของมอเตอร์ ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะที่อุณหภูมิอบแห้ง 90°C จะน้อยกว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 80°C เพราะที่อุณหภูมิอบแห้ง 90°C มอเตอร์จะทำงานน้อยกว่าเนื่องจากใช้เวลาในการอบแห้งน้อยกว่าในส่วนของการให้ความร้อน(heater) ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะที่อุณหภูมิอบแห้ง 90°C จะมากกว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 80°C เพราะการให้ความร้อนต้องทำงานมากขึ้นเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงขึ้นเมื่อพิจารณาถึงพลังงานรวมทั้งหมดพบว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 90°C มีแนวโน้มความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะสูงกว่าที่อุณหภูมิอบแห้ง 80°C ทางด้านสัดส่วนอากาศเวียนกลับพบว่าทั้ง 2 ช่วงอุณหภูมิเมื่อสัดส่วนเวียนกลับของอากาศลดลงเวลาในการอบแห้งจะลดลง ทางด้านความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนเวียนกลับของอากาศ และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะพบว่ามีความสัมพันธ์กันน้อยมาก ดังนั้นเมื่อพิจารณาเวลาที่ใช้ในการอบแห้งเป็นเกณฑ์ พบว่าสถานะในการอบแห้งที่เหมาะสมคือ สถานะที่ใช้เวลาในการอบแห้งน้อยที่สุดซึ่งเป็นดังนี้ อุณหภูมิที่ใช้ออบแห้ง 90°C อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ 70 กิโลกรัมอากาศแห้งต่อชั่วโมง-กิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์แห้งสัดส่วนอากาศเวียนกลับ 45% ใช้เวลาในการอบแห้ง 7.34 ชั่วโมง มีค่าความสิ้นเปลืองพลังงานทั้งหมด 68.22 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย (6.85 เมกะจูลต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์) โดยแยกเป็น ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจาก มอเตอร์ตัวที่ 1 สำหรับพัดลม 14.68 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย (1.47 เมกะจูลต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์) มอเตอร์ตัวที่ 2 สำหรับชุดส่งกำลัง 5.26 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย (0.53 เมกะจูลต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์) และขดลวดทำความร้อน 48.28 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย (4.85 เมกะจูลต่อกิโลกรัมเมล็ดใน

มะม่วงหิมพานต์) ตามลำดับ Figure 8 แสดงค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะในการอบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ (จากความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 13 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จนถึง ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ย 3.5 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) ที่อุณหภูมิ 80°C โดยมีสัดส่วนอากาศเวียนกลับ 65%, 75%, 85% และ ที่อุณหภูมิ 90°C โดยมีสัดส่วนอากาศเวียนกลับ 45%, 55%, 65% ตามลำดับ

4. คุณภาพของผลิตภัณฑ์

คุณภาพของผลิตภัณฑ์เมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ที่มีปริมาณความชื้นเริ่มต้น 13 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จากการอบที่อุณหภูมิ 90°C จะมีคุณภาพดีที่สุดคือสีไม่เข้มมากเกินไป สีของผลิตภัณฑ์ที่วัดได้อยู่ในเกณฑ์มาตรฐานผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมของเมล็ดมะม่วงหิมพานต์ (วัดโดยใช้แถบสีมาตรฐานของ The Royal Horticultural Society London) จากเกณฑ์มาตรฐาน สีที่วัดได้ของผลิตภัณฑ์ต้องเป็นสีขาวนวลอยู่ในเกณฑ์ Code 158 ระดับ A-D, 161 ระดับ A-D และ 164 ระดับ A-D หลังการอบแห้งที่อุณหภูมิ 90°C สัดส่วนอากาศเวียนกลับ 45% ได้สีของผลิตภัณฑ์อยู่ในเกณฑ์ 158 ระดับ A (YELLOW-WHITE) ใน Table 2

5. การประเมินค่าใช้จ่าย

การประเมินค่าใช้จ่ายประเมินที่สถานะในการอบแห้งที่เหมาะสมโดยมีเงื่อนไขที่ใช้ดังนี้กำลังการผลิต 4.27 กิโลกรัมต่อขวด เครื่องอบแห้งทำงานวันละ 2 ขวด เวลาอบแห้ง 7 ชั่วโมงต่อขวด และในหนึ่งปีเครื่องอบแห้งทำงาน 3 เดือน อบแห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ได้ปีละ 698 กิโลกรัม ราคาต้นทุนในการสร้างเครื่องอบแห้ง 70,776 บาท อายุการใช้งาน 10 ปี ค่าบำรุงรักษารายปีคิดเป็น 5 เปอร์เซ็นต์ของต้นทุนการสร้างเครื่องอบแห้ง มูลค่าซากคิดเป็น 10 เปอร์เซ็นต์ ของต้นทุนการสร้างเครื่องอบแห้ง ความ

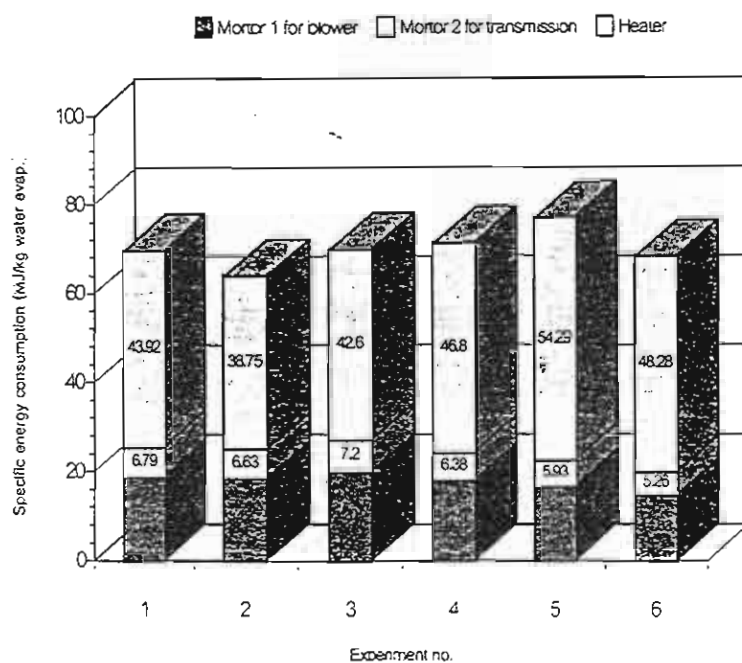


Figure 8 Specific energy consumption of cashew kernel drying (average initial moisture content of 13% db. and average final moisture content of 3.5 % db.).

Test No.1.Temperature 80°C. Fraction of air recycled = 0.65

Test No.2.Temperature 80°C. Fraction of air recycled = 0.75

Test No.3.Temperature 80°C. Fraction of air recycled = 0.85

Test No.4.Temperature 90°C. Fraction of air recycled = 0.65

Test No.5.Temperature 90°C. Fraction of air recycled = 0.55

Test No.6.Temperature 90°C. Fraction of air recycled = 0.45

Table 2 Quality of cashew kernel product compared to standard color (The Royal Horticultural Society London).

Test No.	Fraction of air recycled (%)	Temperature (°C)	Color (R.H.S. chart)
1	65	80	158 B
2	75	80	158 B
3	85	80	158 B
4	65	90	158 B
5	55	90	158 B
6	45	90	158 A

สามารถในการระเหยน้ำ 0.38 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อ
กิโลวัตต์-ชั่วโมง อัตราการใช้ไฟฟ้า
1.01 กิโลวัตต์-ชั่วโมง อัตราดอกเบี้ยเงินกู้ 18
เปอร์เซ็นต์ต่อปี จากการประเมินค่าใช้จ่ายได้ค่าใช้จ่าย
รายปีรวมทั้งหมด 18,251 บาทต่อปี หรือคิดเป็น 26.13
บาทต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ แยกเป็นค่า
ใช้จ่ายในการสร้างเครื่อง 18.24 บาทต่อกิโลกรัม
เมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ ค่าไฟฟ้า 2.82 บาทต่อ
กิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ และค่าบำรุงรักษา
5.07 บาทต่อกิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์

สรุป

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการอบ
แห้งเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์ด้วยเครื่องอบแห้งแบบ
ถาดหมุน สามารถทำนายการอบแห้งได้ดี โดยที่อัตรา
การอบแห้งจะใกล้เคียงกับการทดลอง ในการอบแห้ง
ควรคำนึงถึงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ เวลาที่ใช้ในการ
อบแห้งและความสิ้นเปลืองพลังงาน ซึ่งจากผลการ
ทดลองพบว่า สภาวะที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้ง
เมล็ดในมะม่วงหิมพานต์คือที่ อุณหภูมิอบแห้ง 90°C
อัตราการไหลเฉพาะของอากาศ 70 กิโลกรัมอากาศ
แห้งต่อชั่วโมง-กิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์แห้ง
สดส่วนอากาศเวียนกลับ 45 เปอร์เซ็นต์ เวลาที่ใช้ใน
การอบแห้งเป็น 7.34 ชั่วโมง และความสิ้นเปลือง
พลังงานจำเพาะทั้งหมดในการอบแห้ง 68.22 เมกะ
จูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย หรือ 6.85 เมกะจูลต่อก
กิโลกรัมเมล็ดในมะม่วงหิมพานต์

ข้อเสนอแนะ

1. ในการทดสอบคุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ได้
จากการอบแห้งควรมีการทำ panel test ของ
ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการอบแห้งในแต่ละสภาวะด้วย

เพื่อความต้องการในการสรุปหาสภาวะการอบแห้งที่
เหมาะสม

2. ศึกษาชนิดของเชื้อเพลิงที่จะนำมาใช้
ทดแทนไฟฟ้าเพื่อลดต้นทุนในการผลิต

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณ สำนักงานกองทุน
สนับสนุนงานวิจัย ที่ให้การสนับสนุนกลุ่มวิจัย
เทคโนโลยีการอบแห้ง สถาบันเทคโนโลยีพระจอม
เกล้าธนบุรี

เอกสารอ้างอิง

- กิตติวัฒน์ วงศ์พิศาล. 2537. การอบแห้งเนื้อในเมล็ด
มะม่วงหิมพานต์ในเครื่องอบแห้งแบบถาด.
วิทยานิพนธ์ปริญญาโท สาขาวิศวกรรมเคมี,
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์, สงขลา.
- สมควร อินทรพาณิชย์. 2532. การแปรรูป
มะม่วงหิมพานต์. วารสารแก่นเกษตร 4 : 201-
206.
- สุวรรณ ภูริระวินัยกุล และยุทธนา ภูริระวินัยกุล.
2537. อุปกรณ์อบแห้งเมล็ดพืชชั้นบาง : พารามิ
เตอร์ของการอบแห้งชั้นบางของเนื้อในเมล็ด
มะม่วงหิมพานต์. วารสารสงขลานครินทร์ 16: 381-
392.
- Henderson, S.M. 1952. A basic concept of equilibrium.
Agricultural Engineering 33: 29-31.
- Page, G.E. 1949. Factor influencing the maximum
rate of drying shell corn in layers. MSc. Thesis,
Purdue Univ. West Lafayette, Indiana.

วันรับเรื่อง : 10 มิ.ย. 41

วันรับตีพิมพ์ : 15 ม.ค. 42

การอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนในระดับอุตสาหกรรม

Industrial - Scale Heat Pump Drying

ฐานิตย์ เมธิยานนท์ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์

และ ธนิต สวัสดิ์เสวี¹

Thanid Madhiyanon, Somchart Soponronnarit,
and Thanit Swasdisevi

ABSTRACT

The prototype of an industrial-scale heat pump dryer (HPD) is designed, constructed and evaluated performance. Drying chamber contains four trolleys with product capacity of 600-700 kg. In the experiments, papaya glaccé is dried in closed system at an average temperature of 55°C, specific air flow rates of 25-32 kg dry air / h - kg dry papaya glaccé and the evaporator by-pass air of 81%. The papaya glaccé with initial moisture content of 83-86% dry basis is dried to final moisture content of 12-14% dry basis within approximately 32 hours. No significant value of the average final moisture gradient along horizontal and vertical of dryer is observed due to uniform air distribution within drying chamber. The results of experiment indicates that drying rate decreases rapidly with time, while total power consumption remains nearly constant. At high initial moisture content, the moisture removal is higher than that at low initial moisture content. The maximum average drying rate and SMER are 9.34 kg water evap/h and 0.782 kg water evap/kWh, respectively. The maximum average MER is 9.21 kg water cond/h, and the relative lowest average specific energy consumption is 4.92 MJ/kg water evap. The $(COP_{hp})_{sys}$ varies from 4.2 to 4.9 which is higher than $(COP_{hp})_{used}$ obtained by the internal condenser load which varies from 3.3 to 3.8. This attributes to the excess heat rejected to atmosphere through the external condenser. The quality of dried papaya glaccé in terms of color is acceptable due to low drying temperature. In conclusion, HPD achieves high energy efficiency, and it is feasible to be commercialized, particularly in food drying industry.

Key words : Heat pump dryer, Industrial scale drying, Papaya glaccé drying, Energy consumption

¹ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

School of Energy and materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawas, Bangkok 10140, Thailand

บทคัดย่อ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนได้ถูกออกแบบ สร้าง และประเมินสมรรถนะเพื่อใช้เป็นเครื่องต้นแบบในระดับอุตสาหกรรม ส่วนของห้องอบแห้งบรรจุได้ 4 คัน รวมน้ำหนักผลิตภัณฑ์ 600-700 กิโลกรัม การทดลองเป็นแบบระบบปิด โดยอบแห้งมะละกอแช่อิ่ม อุณหภูมิอบแห้งโดยเฉลี่ย 55 °C อัตราการไหลเชิงมวลจำเพาะของอากาศ 25 ถึง 32 กิโลกรัมอากาศแห้งต่อชั่วโมง-กิโลกรัมมะละกอแห้ง สัดส่วน evaporator by-pass air 81% ความชื้นเริ่มต้น 83-86% มาตรฐานแห้ง อบแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้าย 12-14% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาอบแห้งประมาณ 32 ชั่วโมง พบว่าความแตกต่างของค่าความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยตามแนวยาวและขวางของตู้อบแห้งมีค่าไม่มากนัก เนื่องจากผลของการกระจายอุณหภูมิร้อนที่สม่ำเสมอตลอดทั้งตู้อบแห้ง นอกจากนี้ยังพบว่าอัตราการอบแห้งลดลงอย่างรวดเร็วเมื่อเทียบกับเวลาอบแห้ง ในขณะที่พลังงานทั้งหมดที่ใช้ก่อนข้างจะคงที่ตลอดช่วงเวลาการอบแห้ง ที่ความชื้นเริ่มต้นสูงการระเหยน้ำออกจากมะละกอแช่อิ่มจะดีกว่าที่ความชื้นเริ่มต้นต่ำ อัตราการอบแห้ง และ SMER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.34 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.732 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ อัตราการควบแน่นน้ำที่เครื่องทำระเหย (MER) เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.21 กิโลกรัมน้ำควบแน่นต่อชั่วโมง ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ยต่ำสุดเท่ากับ 4.92 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ($COP_{hp,sys}$) มีค่าระหว่าง 4.2 ถึง 4.9 มากกว่า ($COP_{hp,used}$) ซึ่งคำนวณจากภาระความร้อนของเครื่องควบแน่นชุดใน โดยมีค่าระหว่าง 3.3 ถึง 3.8 ความแตกต่างของค่า COP_{hp} ทั้งสองมาจากมี ความร้อนส่วนหนึ่งถูกทิ้งสู่บรรยากาศโดยผ่านทางเครื่องควบแน่นชุดนอก การใช้อุณหภูมิอบแห้งที่สูง ทำให้คุณภาพของมะละกอแช่อิ่มอบแห้งในด้านของสีอยู่ในเกณฑ์ดี จากที่กล่าวมาข้างต้นการใช้ปั๊มความร้อนร่วมกับเครื่องอบแห้งทำให้การใช้พลังงานมีประสิทธิภาพสูง จึงมีโอกาที่จะถูกนำมาใช้ในเชิงพาณิชย์ได้ โดยเฉพาะอุตสาหกรรมอบแห้งอาหาร

คำนำ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนประกอบไปด้วยสองส่วนหลัก ๆ คือส่วนห้องอบแห้งซึ่งต้องออกแบบให้มีการกระจายลมร้อนที่ดี และระบบปั๊มความร้อน ซึ่งก็คือระบบทำความเย็นนั่นเอง เพียงแต่นำด้านความร้อนมาใช้งานแทนที่จะเป็นด้านความเย็น รูปแบบของเครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนสามารถแบ่งออกเป็น 1) เครื่องอบแห้งที่มีการดึงความชื้นออกจากอากาศก่อนอบแห้ง (dehumidifying dryer) ซึ่งจะมีลักษณะเป็นระบบปิด (closed system) หรือเปิดบางส่วน (partially open system) 2) เครื่องอบแห้งที่มีการปรับคืนความร้อนเพียงอย่างเดียว (heat recovery dryer) โดยไม่มีการดึงความชื้นออกจากอากาศก่อนอบแห้ง ซึ่งมีลักษณะเป็นระบบเปิด (open system) โดยอากาศที่ออกจากห้องอบแห้งจะผ่านเครื่องทำระเหยก่อนทิ้งสู่บรรยากาศ สมรรถนะของ HPD สามารถกำหนดได้ด้วยความสามารถในการอบแห้ง โดยพิจารณาในเทอมของอัตราการอบแห้ง (drying rate) มีหน่วยเป็นกิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง และการสิ้นเปลืองพลังงานในเทอมของ specific moisture extraction rate, SMER หน่วยเป็นกิโลกรัมน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง หรือการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ (specific energy consumption, SEC) หน่วยเป็นเมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย

Clemenis *et al.* (1993) ศึกษาการอบแห้งต่อเนื่องในระบบเปิด โดยใช้ยางแผ่นเป็นวัสดุอบแห้ง พบว่า ปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อค่า MER และ SMER โดยตรงก็คือความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศก่อนเข้าเครื่องทำระเหย ซึ่งหากมีค่าสูงจะได้ MER และ SMER สูง นอกจากนี้สัดส่วน evaporator air by-pass ที่เหมาะสมมีค่าระหว่าง 60 ถึง 70% โดยสามารถทำค่า SMER ได้ระหว่าง 1.5 ถึง 2.5 kg/kWh เนื่องจากระบบปั๊มความร้อนใช้ไฟฟ้าซึ่งเป็นพลังงานเกรดสูง ดังนั้นจึงเหมาะสมที่จะใช้อุปกรณ์ผลิตก๊าซทางการเกษตรที่มีมูลค่า งานวิจัยของ Prasertsan *et al.* (1998) ได้เปรียบเทียบทางด้านเศรษฐศาสตร์ในแง่ของค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ พบว่า HPD ให้ค่าใช้จ่ายต่ำสุดเทียบกับเครื่องอบแห้งที่ใช้ขดลวดไฟฟ้า และใช้น้ำมันเป็นเชื้อเพลิง ในงานวิจัยนี้ได้อบแห้งไม้ยางพาราและกล้วย แบบกะ (batch) โดยทดลองทั้งระบบเปิดบางส่วน และระบบเปิด พบว่าความสิ้นเปลืองพลังงานทั้งสองระบบค่อนข้างจะคงที่ ค่า MER และ SMER เฉลี่ยสูงสุด เท่ากับ 2.854 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.572 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับการอบแห้งไม้ยาง และเท่ากับ 2.710 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.540 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ สำหรับการอบแห้งกล้วย Pendyala *et al.* (1990) ได้ทดสอบสมรรถนะของ HPD โดยใช้สารทำความเย็น R-11 และ R-12 พบว่าถ้าใช้ R-11 ค่า COP และ SEC มีค่า 3.5 และ 3.5 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ตามลำดับ สำหรับ R-12 ค่า COP และ SEC มีค่า 2.5 และ 1.8 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ตามลำดับ จะเห็นว่าค่า SEC เมื่อใช้ R-12 สูงกว่าเมื่อใช้ R-11 ถึงแม้ว่า COP จะต่ำกว่าก็ตาม เพราะว่าเมื่อใช้ R-12 เครื่องอบแห้งสามารถทำอุณหภูมิอบแห้งได้สูงโดยไม่ต้องใช้ขดลวดไฟฟ้า Rossi *et al.* (1992) ศึกษาการอบแห้งในระบบปิดโดยใช้ HPD พบว่าในการอบแห้งหัวหอมขึ้นบาง การสิ้นเปลืองพลังงานน้อยกว่าเครื่องอบแห้งโดยทั่วไปประมาณ 30 ถึง 40% และคุณภาพของผลิตภัณฑ์ดีกว่า เนื่องจากระยะเวลาการอบแห้งที่สั้น Young *et al.* (1995) ศึกษาการอบแห้งโดยใช้ HPD ระบบปิด แบบกะ (batch) พบว่าอุณหภูมิ และความเร็วของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งมีผลโดยตรงต่อการสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ ที่อุณหภูมิและความเร็วของอากาศสูง ระยะเวลารอบแห้งจะสั้น ทำให้การสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะต่ำ ในทำนองเดียวกันกับการอบแห้งวัสดุขนาดเล็ก พลังงานที่ใช้จะน้อย Strommen and Kramer (1994) ศึกษาการใช้ระบบปั๊มความร้อนร่วมกับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด วัสดุอบแห้งได้แก่ กุ้งฝอย และปลาป่น อุณหภูมิอบแห้งสามารถทำได้ระหว่าง -20 ถึง 50°C ที่ความดันบรรยากาศ พบว่าผลิตภัณฑ์หลังอบแห้งมีคุณสมบัติในด้านของสี และความสามารถในการคืนรูปเมื่อละลายน้ำได้ดีเท่ากับวิธีการอบแห้งแบบแช่แข็งในสุญญากาศ แต่การสิ้นเปลืองพลังงานต่ำกว่า

จากงานวิจัยที่ผ่านมาจะเห็นได้ว่า HPD สามารถใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพสูงเนื่องจากมีการปรับคืนความร้อนจากอากาศที่ออกจากห้องอบแห้ง โดยผ่านทางเครื่องทำระเหย และเครื่องควบแน่น แทนที่จะทิ้งออกสู่บรรยากาศ การอบแห้งมีทั้งอบแห้งในระบบปิด, เปิดบางส่วน และระบบเปิด โดยอาจเป็นการอบแห้งในลักษณะที่เป็นกะ หรือแบบต่อเนื่องก็ได้ ปัจจัยที่มีผลต่ออัตราการอบแห้งได้แก่ อุณหภูมิอบแห้ง, อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศที่เข้าเครื่องทำระเหย การอบแห้งในระบบปิดหรือเปิดบางส่วน ความชื้นในอากาศจะถูกควบแน่นโดยผ่านเครื่องทำระเหย ก่อนที่จะหมุนเวียนกลับไปใช้ในการอบแห้งต่อไป อากาศแวดล้อมภายนอกจะไม่มีอิทธิพลต่อการอบแห้งในระบบปิด งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบ สร้าง และประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งต้นแบบระบบปั๊มความร้อน เพื่อใช้ในระดับอุตสาหกรรม โดยเน้นการอบแห้งมะละกอแช่แข็ง

อุปกรณ์และวิธีการ

เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนที่ใช้ในงานวิจัยถูกสร้างขึ้นมาเพื่อใช้ในระดับอุตสาหกรรม ดังแสดงใน Figure 1 ซึ่งสามารถทำงานได้ทั้งระบบปิด (closed system) และระบบเปิดบางส่วน (partially open system) แต่ในงานวิจัยนี้ได้ทดลองอบแห้งเฉพาะระบบปิด เครื่องอบแห้งมีส่วนประกอบที่สำคัญ ดังนี้ 1) ห้องอบแห้งขนาด 1.0 ม (ก) x 4.0 ม (ข) x 1.5 ม (ส) บรรจุถาดขึ้นได้ 4 ชั้น แต่ละถาดวางถาดได้ 17 ถาด แต่ละถาดมีขนาด 0.90 x 0.70 ตารางเซนติเมตร 2) ระบบปั๊มความร้อน ประกอบด้วย เครื่องอัดไอแบบลูกสูบ (Hermetic reciprocating compressor) พิกัดมอเตอร์ 6.7 กิโลวัตต์ ใช้ R-22 เป็นสารทำความเย็น เครื่องควบแน่นตัวในระบายนความร้อนได้ 25 กิโลวัตต์ ขนาด 4 x 25 (row by column), มีครีบน้ำวน 512 ครีบน้ำวนต่อเมตร เครื่องควบแน่นตัวนอกระบายนความร้อนได้ 10.5 กิโลวัตต์ ขนาด 2 x 18 (row by column) มีครีบน้ำวน 512 ครีบน้ำวนต่อเมตร เครื่องทำระเหยทำความเย็นได้ 25 กิโลวัตต์ มีครีบน้ำวน 551 ครีบน้ำวนต่อเมตร วาล์วขยายตัวแบบเทอร์โมสตติก และพัดลมชนิดแรงเหวี่ยงใบโค้งหน้า พิกัดมอเตอร์ 5.5 กิโลวัตต์ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศ 2.8 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที ที่ความดัน 750 kPa ส่วนพัดลมสำหรับเครื่องควบแน่นตัวนอกเป็นชนิดใบพัดไหลตามแกน พิกัดมอเตอร์ 200 วัตต์ จำนวน 2 ชุด

งานวิจัยนี้ได้ทดลองที่โรงงานหลวงอาหารสำเร็จรูปที่ 4 จ. บุรีรัมย์ โดยใช้มะละกอแช่แข็งเป็นวัสดุอบแห้ง มีน้ำหนักเริ่มต้นอยู่ระหว่าง 600-700 กิโลกรัม ตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิอากาศกระเปาะแห้ง, กระเปาะเปียก และ อุณหภูมิสารทำความเย็นได้แสดงไว้ใน Figure 1 สำหรับวงจรอากาศ ใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger ความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$ สำหรับวงจรน้ำยาใช้วิธีสอดปลายเทอร์โมคัปเปิล เข้าไปในท่อทองแดงขนาดเล็กที่ฝังอยู่ในท่อน้ำยา การวัดความดันของสารทำความเย็นใช้บรูคิงเกจ ตำแหน่งที่วัดแสดงใน Figure 1 การวัดความเร็วลมของอากาศ จะวัดที่ท่ออากาศไหลกลับ และท่อลม by-pass โดยใช้ Hot wire anemometer การวัดพลังงานไฟฟ้าใช้กิโลวัตต์เอวาร์-มิเตอร์ และเครื่อง clip-on meter การหามวลเริ่มต้นและสุดท้ายของมะละกอแช่แข็งใช้ตราชั่งทางกล เช่นเดียวกันกับน้ำหนักของน้ำที่ควบแน่นจากเครื่องทำระเหย

การอบแห้งแบ่งออกเป็นสามช่วง ช่วงแรก อบแห้งมะละกอชิ้นใหญ่ขนาดประมาณ 11.5 x 6.5 x 1.7 ลูกบาศก์เซนติเมตร จากความชื้นเริ่มต้นประมาณ 83 ถึง 86% มาตรฐานแห้ง จนเหลือความชื้นสุดท้ายอยู่ในช่วง 31 ถึง 37% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาอบแห้งในช่วงนี้ประมาณ 19 ชั่วโมง ช่วงที่ 2 นำมะละกอแช่แข็งจากช่วงแรก มาลดขนาดลงเป็น 1.0 x 1.0 x 1.0 ลูกบาศก์เซนติเมตร โดยมีการพรมน้ำลงบนมะละกอ เพื่อความสะดวกในการหั่นมะละกอ และเนื่องจากพื้นที่ถาดมีจำกัด จำเป็นต้องนำมะละกอแช่แข็งมาเรียงซ้อนกันหลาย ๆ ชั้น เพื่อให้สามารถบรรจุมะละกอแช่แข็งได้หมด แล้วนำไปอบแห้งต่อจนความชื้นลดลงเหลือ 17 ถึง 22% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาประมาณ 9 ชั่วโมง จากนั้นนำไปคลุกกับน้ำตาลทรายบดละเอียด ก่อนที่จะนำไปอบแห้งในช่วงที่ 3 จนความชื้นสุดท้ายมีค่า 12 ถึง 14% มาตรฐานแห้ง ใช้เวลาประมาณ 4 ชั่วโมง รวมเวลาอบแห้งทั้งสิ้นประมาณ 32 ชั่วโมง

การบันทึกผลของอุณหภูมิ ความดัน มวลของน้ำที่ควบแน่นที่เครื่องทำระเหย และพลังงานเปลี่ยนแปลง จะบันทึกทุก 1 ชั่วโมง สำหรับการอบแห้งช่วงแรก และทุก $\frac{1}{2}$ ชั่วโมง ในการอบแห้งช่วงที่ 2 และ 3 สำหรับการหาความชื้นของมะละกอแช่แข็ง เก็บตัวอย่างมาหั่นเป็นชิ้นเล็ก ๆ ชั่งน้ำหนักด้วยเครื่องชั่งดิจิตอล

(อ่านค่าได้ละเอียด 0.01 กรัม) แล้วนำเข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 103°C เวลา 72 ชั่วโมง โดยเก็บตัวอย่างที่ชั่วโมงเริ่มต้น, 5, 15 และ ชั่วโมงสุดท้าย ในการอบแห้งช่วงแรก และเก็บตัวอย่างเฉพาะช่วงเริ่มต้น และสุดท้ายสำหรับการอบแห้งช่วงที่ 2 และ 3 ตัวอย่างสุ่มมาจากบริเวณกึ่งกลางถาดที่ 1, 5, 9, 13 และ 17 ของรถเข็นแต่ละคัน โดยจะปิดเครื่องอบแห้งทุกครั้งก่อนเก็บตัวอย่าง ก่อนการอบแห้งจะทำการปรับบานปรับลมเพื่อให้ลมร้อนกระจายสม่ำเสมอตลอดหน้าตัดของตู้อบแห้ง และให้ได้อัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศประมาณ 2.8 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที โดยอัตราการไหลเฉพาะของอากาศจะมีค่าอยู่ระหว่าง 25-32 กิโลกรัมอากาศแห้งต่อกิโลกรัมมวลแห้งของมะละกอแช่อิ่ม ซึ่งขึ้นอยู่กับมวลเริ่มต้นของมะละกอแช่อิ่ม ตั้งค่าอุณหภูมิอบแห้งในช่วง 53 ถึง 55°C ในการ ควบคุมปริมาณลมที่ไหลข้ามเครื่องทำระเหย (evaporator by-pass air) ทำได้โดยปรับบานปรับลมที่ท่อลม by-pass โดยในการทดลองที่ 2 และ 3 ใช้สัดส่วน evaporator by-pass air เท่ากับ 81%

การวิเคราะห์ค่า COP_{hp} จะใช้ข้อมูลทั้งจากทางด้านวงจรอากาศ และวงจรน้ำยาเพื่อเปรียบเทียบกัน ค่า COP_{hp} จะแบ่งออกเป็น 1) $(COP_{hp})_{sys}$ ซึ่งคำนวณจากความร้อนที่ได้จากเครื่องควบแน่นตัวในและตัวนอกรวมกัน 2) $(COP_{hp})_{used}$ ได้จากความร้อนที่ระบายโดยเครื่องควบแน่นตัวในเท่านั้น ซึ่งเป็นส่วนที่นำมาใช้ประโยชน์ในการอบแห้ง

ผลและวิจารณ์

1. การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของอากาศและความชื้นของมะละกอแช่อิ่ม

Table 1 แสดงผลการทดลองอบแห้งมะละกอแช่อิ่ม เมื่อนำมาเขียนกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิอากาศ ณ ตำแหน่งต่าง ๆ ของรถเข็นในห้องอบแห้งกับเวลาอบแห้งดังแสดงใน Figures 2 (ช่วง 1), 4 (ช่วง 2) และ 6 (ช่วง 3) พบว่าอุณหภูมิของลมร้อนลดลงตามระยะทางของห้องอบ แต่ในตอนท้ายของการอบแห้งแต่ละช่วง พบว่ามีความแตกต่างกันเพียงเล็กน้อยประมาณ 1°C ระหว่างอุณหภูมิอากาศที่เข้าและออกจากห้องอบแห้ง เนื่องมาจากความชื้นในมะละกอแช่อิ่มเหลืออยู่น้อย ดังนั้นจึงใช้ความร้อนในการระเหยความชื้นต่ำ อย่างไรก็ตามผลของอุณหภูมิอากาศที่ลดลงตามแนวยาวของห้องอบแห้ง ทำให้ความชื้นสุดท้ายของมะละกอแช่อิ่มใน รถเข็นที่ห่างออกไปมีค่าสูงขึ้น โดยความแตกต่างของค่าความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยมีค่าประมาณ 5.6% และ 4.6% มาตรฐานแห่งสำหรับการอบแห้งช่วงแรก และช่วงที่ 2 ตามลำดับ และลดเหลือเพียง 1.4% ในการอบแห้งช่วง สุดท้าย ดังแสดงใน Figures 12 (ช่วง 1) และ 13 (ช่วง 2 และ 3) สำหรับการกระจายอุณหภูมิของอากาศตามแนวขวางของห้องอบแห้ง พบว่ามีความสม่ำเสมอ ซึ่งเป็นผลจากมีการกระจายลมที่ดีตลอดหน้าตัดห้องอบแห้ง ดังแสดงใน Figures 3 (ช่วง 1), 5 (ช่วง 2) และ 7 (ช่วง 3) ส่งผลให้ค่าเฉลี่ยความชื้นสุดท้ายของมะละกอแช่อิ่มระหว่างถาดในรถเข็นทั้ง 4 คัน มีค่าใกล้เคียงกัน โดยเฉพาะในช่วงที่ 2 และ 3 มีค่าความแตกต่างของความชื้น สุดท้ายเฉลี่ยระหว่างถาดประมาณ 1.2% ดังแสดงใน Figures 14 (ช่วง 1), 15 (ช่วง 2) และ 16 (ช่วง 3)

2. สมรรถนะของเครื่องอบแห้ง

จากผลการทดลองพบว่า อัตราการอบแห้ง (drying rate) ลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงต้นการอบแห้ง ซึ่งสามารถพิจารณาได้จากการเปลี่ยนแปลงความชื้นเฉลี่ยของมะละกอแช่อิ่ม หรืออัตราการควบแน่นน้ำจากเครื่องทำระเหย (moisture extraction rate, MER) เทียบกับเวลา ดังแสดงใน Figures 8 และ 9 สำหรับช่วงแรก และ Figures 10 และ 11 สำหรับช่วงที่ 2 และ 3 ที่น่าสนใจก็คือ ความสิ้นเปลืองพลังงานทั้งหมดมีค่าค่อนข้างคงที่ตลอดช่วงเวลาอบแห้ง ถึงแม้กระบวนการอบแห้งจะดำเนินไปในลักษณะสถานะไม่คงที่ (non steady state process) ก็ตาม (ความชื้นมะละกอเปลี่ยนแปลงตามเวลาอบแห้ง) ซึ่งพิจารณาได้จาก Figures 9 และ 11 ในขณะที่พลังงานที่ให้กับพัดลมมีค่าค่อนข้างคงที่เพราะอัตราการไหลของอากาศและความดันตกในระบบไม่เปลี่ยนแปลงตลอดช่วงเวลาอบแห้ง ซึ่งหมายความว่าพลังงานที่เครื่องอัดไอใช้ค่อนข้างคงที่ด้วย สาเหตุมาจากมีการระบายความร้อนส่วนเกินจากภายในระบบออกสู่อากาศแวดล้อมภายนอกเป็นระยะ ๆ ตลอดช่วงเวลาอบแห้ง โดยผ่านทางเครื่องควบแน่นตัวนอก เพราะต้องการควบคุมไม่ให้อุณหภูมิภายในตู้อบแห้งสูงจนเกินไป ผลคืออุณหภูมิ สารทำความเย็นตลอดจนความดันที่เข้าและออกจากเครื่องทำระเหยเปลี่ยนแปลงอยู่ในช่วงที่แน่นอนในระยะเวลาสั้น ๆ มีลักษณะที่เป็นวัฏจักร หรืออาจกล่าวได้ว่าอัตราการไหลเชิงมวลของสารทำความเย็นตลอดจนสถานะของสารทำความเย็นที่เข้าและออกจากเครื่องอัดไอ มีการเปลี่ยนแปลงในลักษณะเดียวกัน ผลก็คืองานที่ป้อนให้กับเครื่องอัดไอ (ซึ่งก็ขึ้นอยู่กับอัตราไหลเชิงมวล, ความดันและอุณหภูมิของสารทำความเย็น ซึ่งสองปัจจัยหลังแสดงถึงค่าเอนทัลปีของสารทำความเย็น) มีค่าค่อนข้างจะคงที่ในคาบเวลาที่พิจารณา เช่น ทุก $\frac{1}{2}$ ชั่วโมง เป็นต้น

นอกจากนี้ผลการทดลองที่แสดงใน Table 1 ยังพบว่าปริมาณน้ำที่ดึงออกจากมะละกอแช่อิ่มจะมีค่าน้อย ถ้าความชื้นเริ่มต้นมีค่าต่ำ ซึ่งพิจารณาได้จากการอบแห้งในช่วง 2 เปรียบเทียบกับช่วง 3 ของทุกการทดลอง (สังเกตว่าความชื้นเริ่มต้นในช่วง 2 เพิ่มขึ้นมาจากความชื้นสุดท้ายของช่วง 1 เป็นผลจากการพรมน้ำลงบนมะละกอแช่อิ่มในขั้นตอนการเตรียมมะละกอแช่อิ่มในช่วง 2) ซึ่งความชื้นเริ่มต้นในช่วงที่ 3 มีค่าประมาณครึ่งหนึ่งของช่วงที่ 2 ในขณะที่ปริมาณน้ำที่ดึงออกจากมะละกอแช่อิ่มในช่วงที่ 2 มากกว่าช่วง 3 ถึงประมาณ 4 เท่า แม้ว่าน้ำหนักรีดเริ่มต้นในช่วงที่ 2 จะมากกว่าในช่วงที่ 3 แต่ก็ไม่เกิน 20% ซึ่งสาเหตุมาจากขณะที่มะละกอแช่อิ่มมีความชื้นสูง บริเวณผิวของมะละกออืดตัวด้วยน้ำ ทำให้ค่าอัตราการแพร่ความชื้นสูง แต่เมื่อมีความชื้นลดต่ำลง การแพร่ความชื้นจะมาจากด้านในของมะละกอแช่อิ่ม ทำให้การแพร่ความชื้นลดลง ส่งผลให้อัตราการอบแห้งและ SMER ในช่วงที่ 3 ลดลงอย่างมาก ในขณะที่ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะมีค่าสูงขึ้น นอกจากนี้ อาจกล่าวได้ว่า ค่า $SMER_{avg}$ และความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ย (average specific energy consumption, SEC_{avg}) ซึ่งก็คืออัตราส่วนระหว่างมวลของน้ำที่ระเหยจากมะละกอแช่อิ่มและพลังงานที่ใช้สัมพันธ์โดยตรงกับปริมาณน้ำที่ระเหยออกจากมะละกอแช่อิ่ม เพราะว่าพลังงานที่ใช้มีค่าค่อนข้างคงที่ดังที่กล่าวมาข้างต้น จากผลการทดลองโดยเฉลี่ยตัวเลขจากทั้งสามการทดลองพบว่าเครื่องอบแห้งสามารถทำอัตราการอบแห้ง และ SMER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.34 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.732 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ และ MER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.21 กิโลกรัมน้ำควบแน่นต่อชั่วโมง สาเหตุที่ MER แดกต่างจากอัตราการอบแห้ง เนื่องจากมีอากาศรั่วไหลเข้าและออกจากระบบ ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ และระยะเวลาอบแห้งเปรียบเทียบในช่วงเดียวกันของแต่ละการทดลองมีค่าที่ไม่แตกต่างกันมากนัก เนื่องมาจากความชื้นเริ่ม

ต้น, น้ำหนักเริ่มต้น ตลอดจนขนาดของมะละกอแช่อิ่มที่มีค่าใกล้เคียงกัน จากการทดลองทั้งหมด การทดลองที่ 3 ให้ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ยต่ำสุด (SEC) โดยมีค่า 4.92 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย

ค่า COP_{hp} วิเคราะห์จากทั้งวงจรอากาศและสารทำความเย็น พบว่าแตกต่างกันประมาณ 15% (ไม่ได้แสดงรายละเอียดไว้ในรายงานฉบับนี้) สาเหตุจากการทดลองไม่สามารถวัดอัตราการไหลเชิงมวลของสารทำความเย็นได้โดยตรง แต่คำนวณจากพลังงานที่เครื่องอัดไอใช้ นอกจากนี้ยังมีความคลาดเคลื่อนในการวัดปริมาณลมและสุดท้ายการวัดอุณหภูมิของสารทำความเย็นปลายสายเทอร์โมคัปเปิลไม่ได้สัมผัสโดยตรงกับสารทำความเย็น ทำให้ค่าที่วัดได้คลาดเคลื่อนได้ ส่งผลต่อการหาค่าเอนทัลปีของสารทำความเย็น อย่างไรก็ตาม โดยวิเคราะห์ วงจรอากาศ พบว่า $(COP)_{sys}$ มีค่าระหว่าง 4.2 ถึง 4.9 และ $(COP_{hp})_{uscd}$ ซึ่งคำนวณมาจากการระความร้อนของเครื่องควบแน่นตัวใน มีค่าระหว่าง 3.3 ถึง 3.8 สังเกตว่าค่า $(COP_{hp})_{sys}$ มีค่ามากกว่า $(COP_{hp})_{uscd}$ สาเหตุจากมีความร้อนส่วนเกินถูกระบายทิ้งสู่บรรยากาศ เพื่อควบคุมอุณหภูมิในห้องอบแห้งไม่ให้สูงเกินความต้องการ คุณภาพของมะละกอแช่อิ่มในด้านของสีพบว่าอยู่ในเกณฑ์ดี โดยมีสีส้มปนแดงค่อนข้างอ่อน (code 34-C ตามมาตรฐานเทียบสีของ R.H.S. color) ซึ่งเป็นเพราะการใช้อุณหภูมิอบแห้งที่ไม่สูง

สรุป

อุณหภูมิของอากาศร้อนภายในห้องอบแห้งจะลดลงไปตามแนวยาวของตู้อบแห้ง ทำให้ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของมะละกอแช่อิ่มในรถเข็นคันสุดท้ายสูงสุด แต่ความแตกต่างของความชื้นสุดท้ายจะลดเหลือเพียง 1.4% ในการอบแห้งช่วงสุดท้าย สำหรับการกระจายความชื้นระหว่างถาดอยู่ในเกณฑ์ดี ทำให้ความแตกต่างของความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยระหว่างถาดของรถเข็นทั้ง 4 คัน มีค่าประมาณ 1.2% ในการอบแห้งช่วง 2 และ 3 ที่น่าสนใจก็คือการจัดเรียงของมะละกอแช่อิ่มในช่วงที่ 2 และ 3 จะวางซ้อนกันหลาย ๆ ชั้น เพื่อให้สามารถบรรจุมะละกอ แช่อิ่มให้ได้มากที่สุด แต่ก็สามารถที่จะลดความชื้น ตลอดจนการกระจายของความชื้นอยู่ในระดับที่น่าพอใจ ในการทดลองจะพบว่าอัตราการดึงความชื้นออกจากมะละกอแช่อิ่มจะเป็นไปอย่างรวดเร็ว ในช่วงต้นของการอบแห้ง และจะค่อย ๆ ลดลงในเวลาต่อมา ซึ่งก็เป็นไปในทำนองเดียวกับค่า MER ดังเหตุได้ว่าค่า MER จะต่างจากอัตราการอบแห้ง การสิ้นเปลืองพลังงานตลอดช่วงเวลาอบแห้งค่อนข้างจะคงที่ถึงแม้ว่ากระบวนการอบแห้งจะดำเนินไปในลักษณะสภาวะไม่คงที่ก็ตาม ซึ่งเป็นผลสืบเนื่องมาจากการพยายามทำให้เกิดสภาวะคงที่ในแง่ของความร้อน (ไม่ใช่ความชื้น) ภายในห้องอบแห้ง การอบแห้งมะละกอแช่อิ่มที่มีความชื้นเริ่มต้นต่ำจะค่อนข้างยากทำให้ได้อัตราการอบแห้งและ SMER ต่ำซึ่งจะตรงกันข้ามอย่างเห็นได้ชัดกับการอบแห้งมะละกอแช่อิ่มที่มีความชื้นเริ่มต้นสูง ๆ ปริมาณน้ำที่ถูกดึงออกจากมะละกอแช่อิ่มส่งผลโดยตรงต่อค่า SMER และความสิ้นเปลือง พลังงานจำเพาะ จากการเฉลี่ยตัวเลขของทั้งสามการทดลอง พบว่าเครื่องอบแห้งสามารถทำอัตราการอบแห้ง และ SMER เฉลี่ยสูงสุดเท่ากับ 9.34 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อชั่วโมง และ 0.732 กิโลกรัมน้ำระเหยต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ตามลำดับ ค่า MER เฉลี่ยสูงสุด 9.21 กิโลกรัมน้ำควบแน่นต่อชั่วโมง ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเฉลี่ยต่ำสุดในการทดลองที่สามมีค่าเท่ากับ 4.92 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย เวลาอบแห้งรวมทั้งสิ้นประมาณ 32 ชั่วโมง และ $(COP_{hp})_{sys}$ มีค่าระหว่าง 4.2 ถึง 4.9 ในขณะที่ $(COP_{hp})_{uscd}$ มีค่าน้อยกว่าโดยมีค่าอยู่ระหว่าง 3.3 ถึง 3.8 นอกจากนี้ยังพบว่า คุณภาพของมะละกอแช่อิ่มในด้านของสีออกมาอยู่ในเกณฑ์ดี จากที่

กล่าวมาข้างต้นทั้งหมด โดยเฉพาะปัจจัยด้านพลังงานทำให้เครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อนมีโอกาสดูงที่จะถูกนำไปใช้ในอุตสาหกรรมอบแห้งอาหาร

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัย บริษัทไรซ์เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ที่ให้ความช่วยเหลือในด้านสร้างเครื่อง และโรงงานหลวงอาหารสำเร็จรูปที่ 4 อำเภอโนนดินแดง จังหวัดบุรีรัมย์ ที่ให้ความร่วมมือระหว่างการศึกษาทดสอบ

เอกสารอ้างอิง

1. Clements, S., Jia, X., and Jolly, P. 1993. Experimental Verification of a Heat Pump Assisted Continuous Dryer Simulation Model. International Journal of Energy Research. 17:19-28.
2. Pendyala, V.R., Devotta, S., and Patwardhan, V.S. 1990. Heat Pump Assisted Dryer, part 2 : Experimental Study. International Journal of Energy Research. 14:493-507.
3. Prasertsan, S. and Saen-saby, P. 1998. Heat Pump Drying of Agricultural Materials, Drying Technology-an International Journal. 16:235-250;1&2.
4. Rossi, S.J., Neves, L.C., and Kieckbusch, T.G. 1992. Thermodynamic and Energetic Evaluation of a Heat Pump Applied to the Drying Vegetables. Drying Technology-an International Journal. 10:1475-1484.
5. Young, G.S., Birchall, S., and Mason, R.L. 1995. Heat Pump Drying of Food Products-Prediction of Performance and Energy Efficiency. In Proc. Fourth ASEAN Conference on Energy Technology, Bangkok, August 28-29:240-247.
6. Strommen, I. and Kramer, K. 1994. New Applications of Heat Pumps in Drying Processes. Drying Technology-an International Journal. 12:889-901;4.

Table 1. Experimental results of papaya glaze' drying

Description	Test No. 1			Test No. 2			Test No. 3		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Ambient condition									
Average temperature (°C)	28.4	28.5	28.2	28.55	27.97	28.25	29.70	27.50	34.70
Average relative humidity (%)	70	72	73	75	72	75	65	75	46
Condition of fruit glaze'									
Average moisture before drying (%d.b.)	83.48	44.11	22.20	86.29	42.39	19.47	86.95	40.88	16.93
Average moisture after drying (%d.b.)	37.39	22.29	14.23	31.56	19.47	14.70	33.60	16.93	12.00
Initial weight (kg)	711.5	^a 515.2	^a 439.7	602.5	^b 587.9	495.3	670.2	505.7	420.7
Final weight (kg)	532.5	437.2	410.7	425.6	493.3	475.5	479.6	419.7	403
Moisture removed (kg)	179	78	29	176.9	94.6	19.8	190.6	86.0	17.7
Drying air condition									
Drying temperature (°C)	53	52.5	53.4	53.4	52.90	54.35	55.0	54.2	55.8
Specific air flow rate (kg dry air / h - kg dry papaya glaze')	27.0	31.56	30.67	32.3	25.30	25.20	29.1	29.1	29.1
Evaporator by - pass air (%)	81.0	82.0	85.9	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7	81.7
Drying time (h)	19.5	8.5	9.5	19	9.5	3	19	8	4.5
Performance of heat pump									
Drying rate _{avg} (kg water evap / h)	9.18	9.18	3.05	9.31	9.96	6.6	10.03	10.75	3.93
MER _{avg} (kg water condensate / h)	7.39	9.93	3.99	8.73	11.80	4.06	8.61	9.43	3.73
SMER _{avg} (kg water evap / kWh)	.7649	0.7572	0.2265	0.728	0.618	0.495	0.781	0.860	0.305
Specific energy consumption (MJ / kg water evap) _{avg}	4.70	4.75	15.88	4.95	5.82	7.27	4.61	4.19	11.80
(COP) _{hp,sys}	4.49	4.60	3.40	4.42	4.57	4.24	4.58	4.62	4.90
(COP) _{hp,cond}	3.68	3.79	2.73	3.25	3.45	3.60	3.36	3.50	3.81

^aNot the same batch of Papaya glaze' dried in 1st stage.

^bIncluding approx. 130 kg of papayas glaze' dried with an existing steam dryer

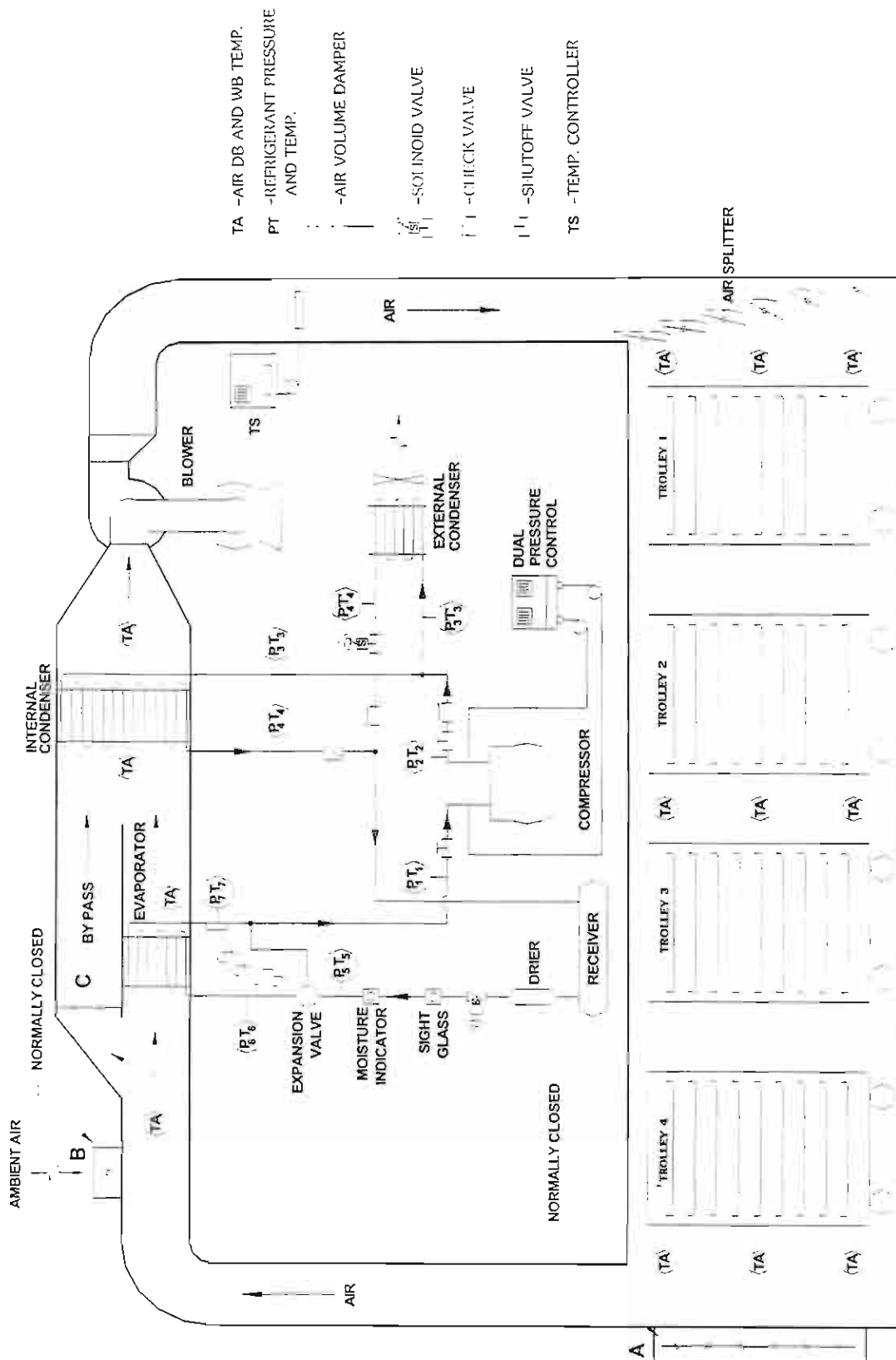


Figure 1. Schematic diagram of a heat pump dryer and locations of measuring temperature and pressure

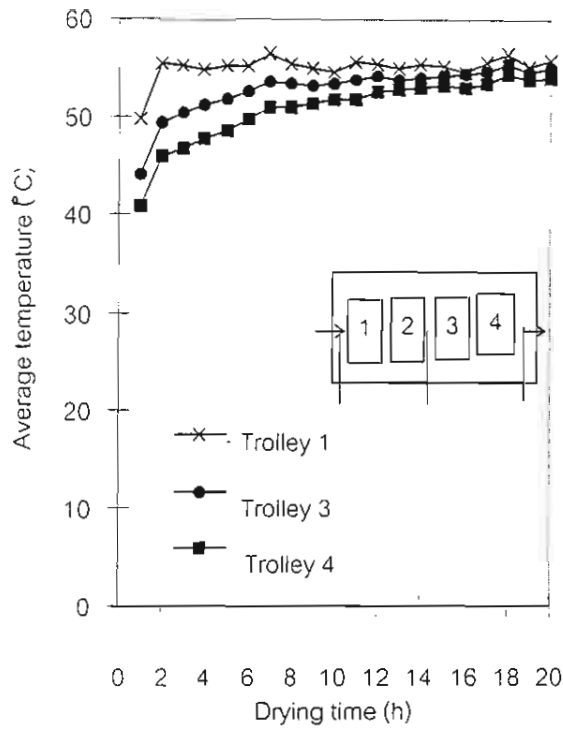


Figure 2. Variations of average air temperature along position of trolleys with time(3rd test, 1st stage)

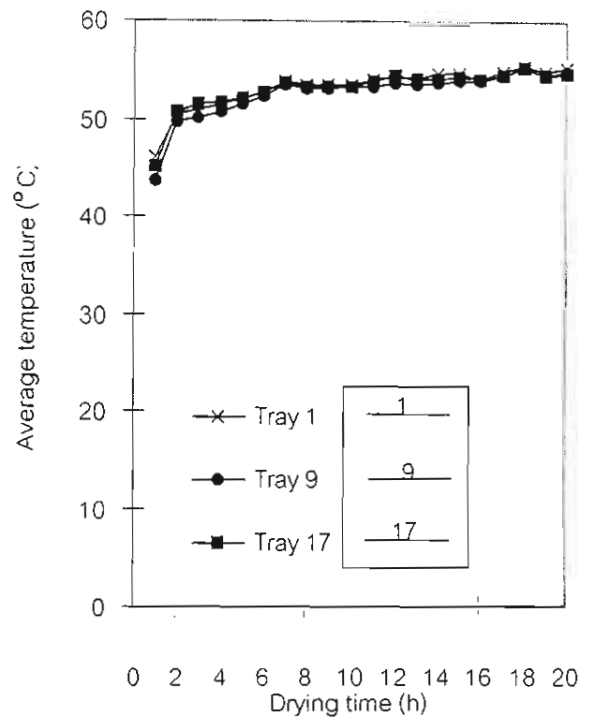


Figure 3. Variations of average air temperature of all trolleys along tray position with time (4th test, 1st stage)

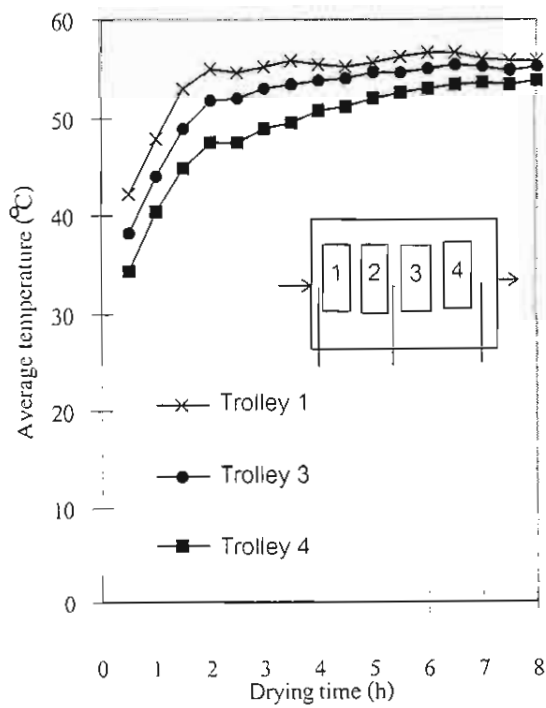


Figure 4. Variations of average air temperature along position of trolleys with time(3rd test, 2nd stage)

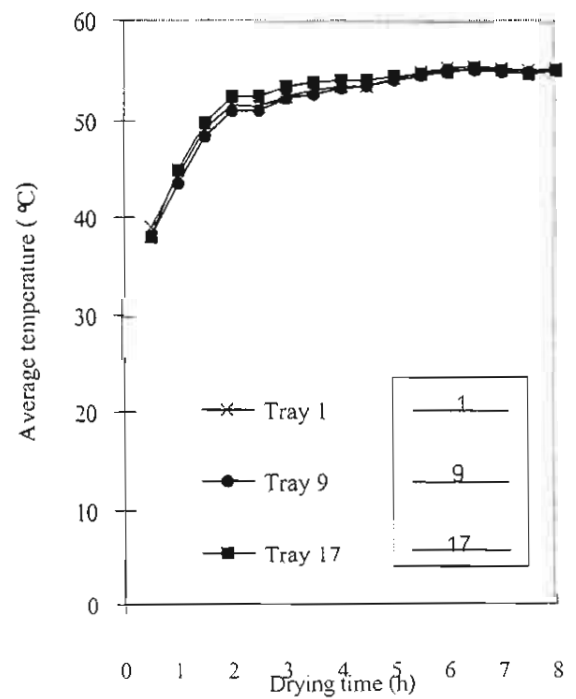


Figure 5. Variations of average air temperature of all trolleys along tray positions with time (3rd test, 2nd stage)

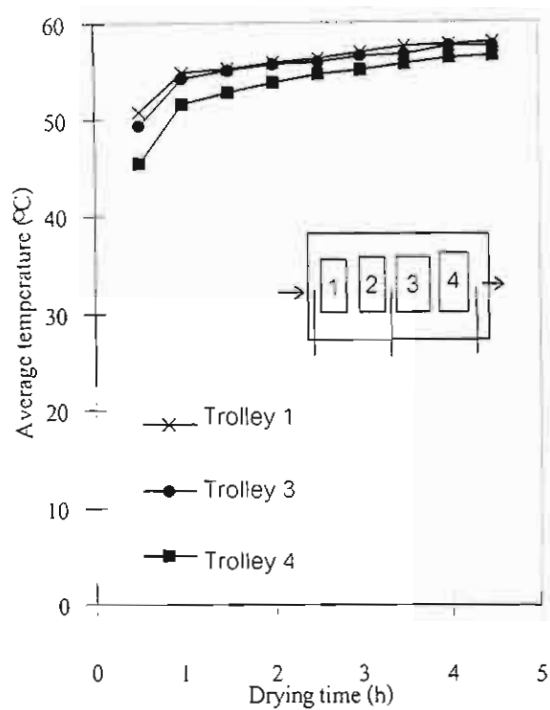


Figure 6. Variations of average air temperature along position of trolleys with time (3rd test, 3rd stage)

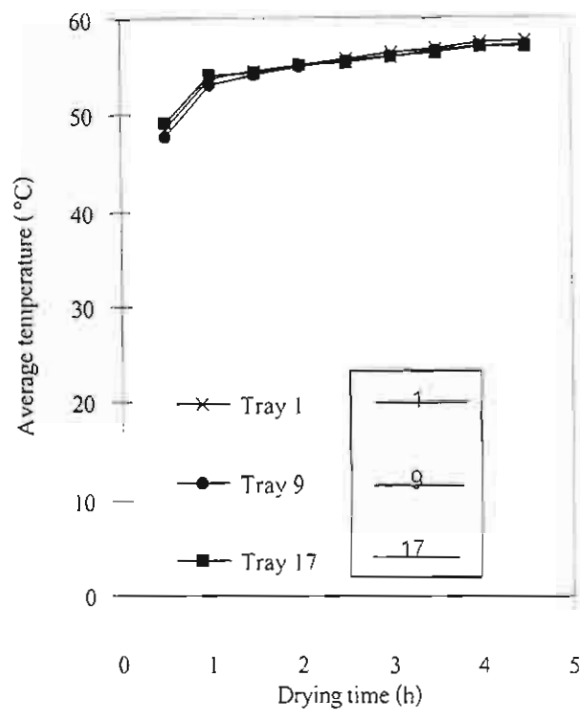


Figure 7. Variations of average air temperature of all trolleys along tray position with time (3rd test, 3rd stage)

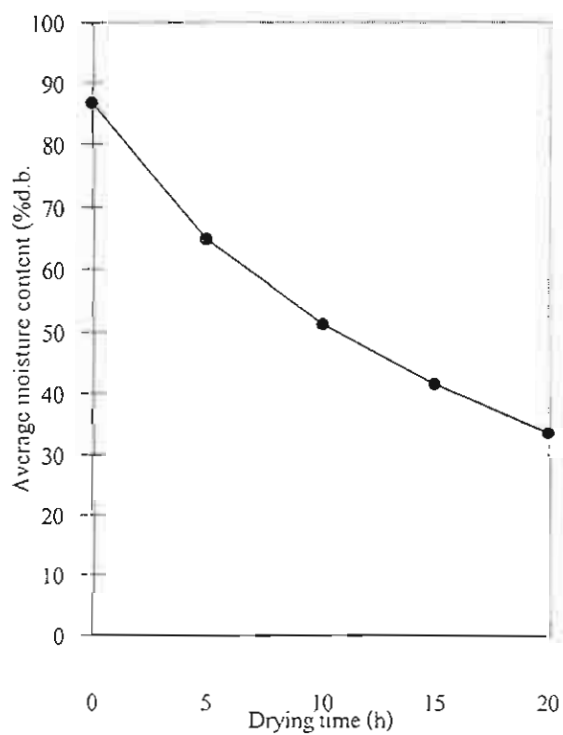


Figure 8. Variations of average moisture content with time (3rd test, 1st stage)

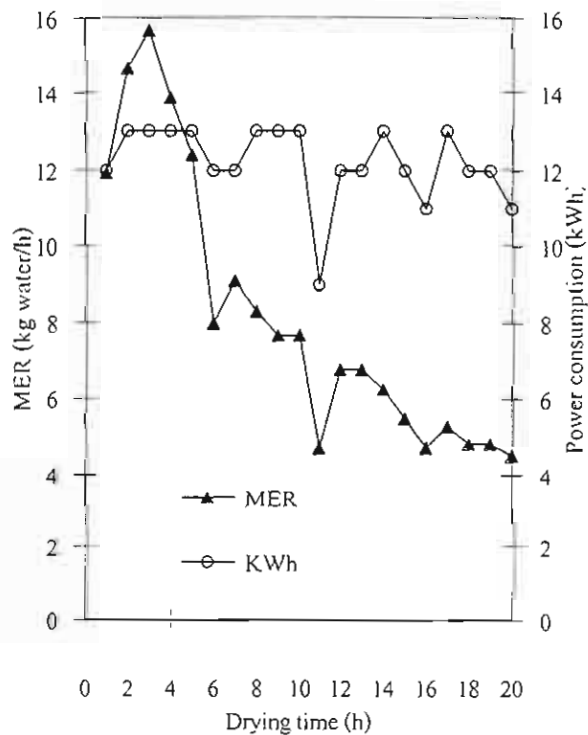


Figure 9. Variations of MER and power consumption with time (3rd test, 1st stage)

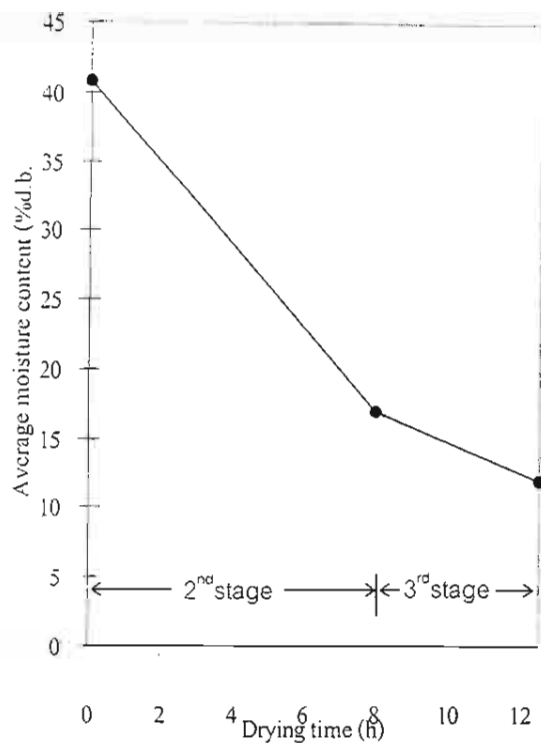


Figure 10. Variations of average moisture content with time (3rd test, 2nd & 3rd stage)

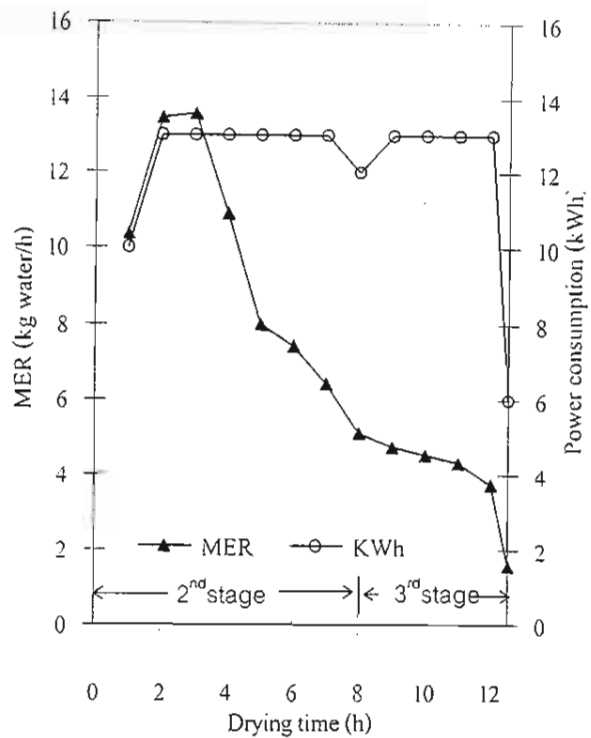


Figure 11. Variations of MER and power consumption with time (3rd test, 2nd & 3rd stage)

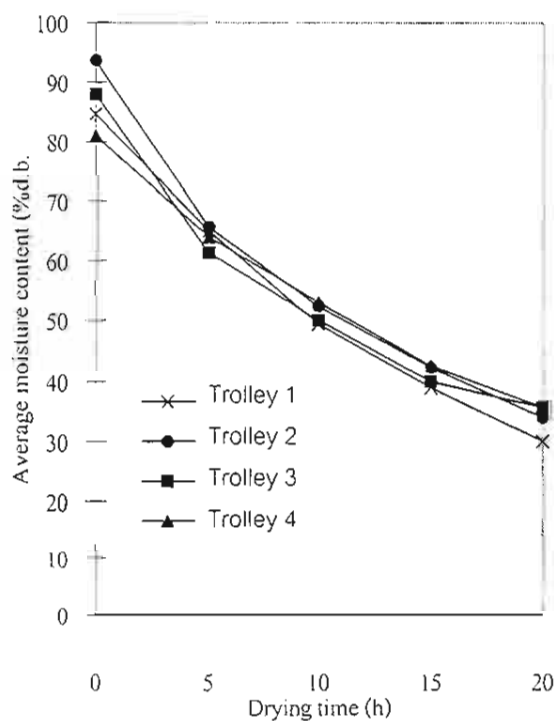


Figure 12. Variations of average moisture content along position of trolleys with time (3rd test, 1st stage)

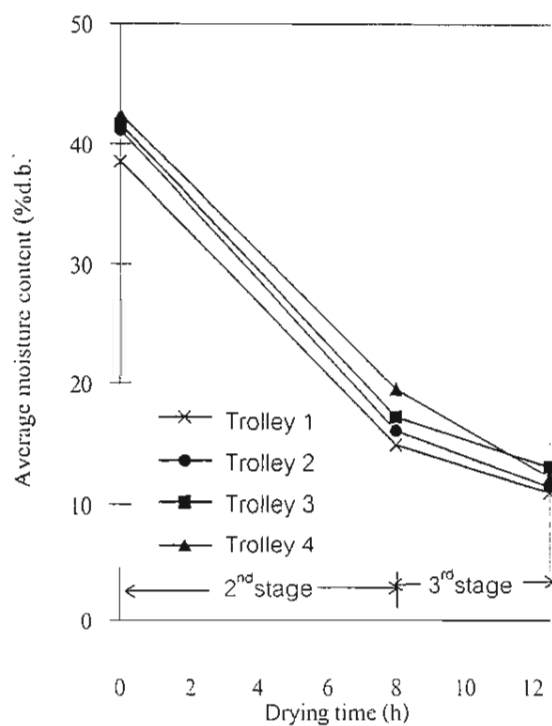


Figure 13. Variations of average moisture content along position of trolleys with time (3rd test, 2nd & 3rd stage)

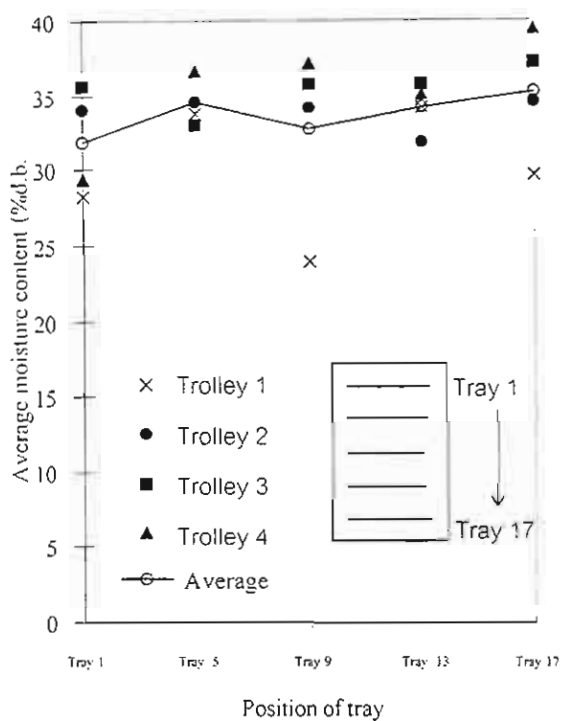


Figure 14. Effect of tray positions on the average moisture content (3rd test, 1st stage)

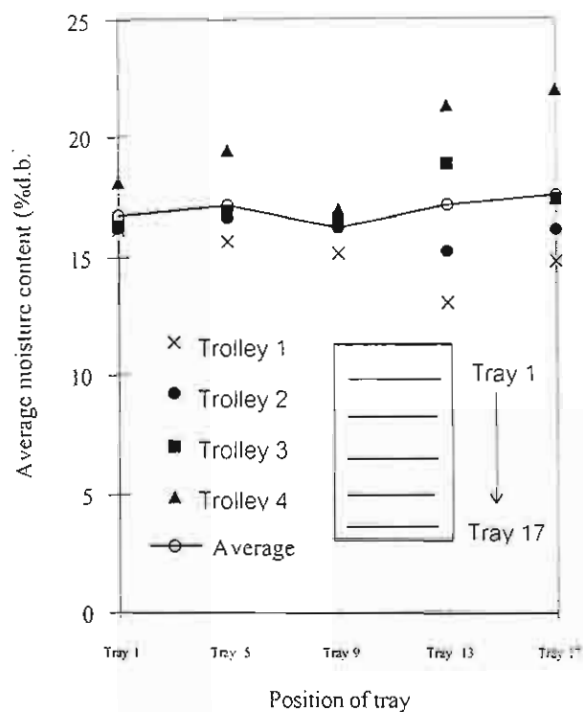


Figure 15. Effect of tray positions on the average moisture content (3rd test, 2nd stage)

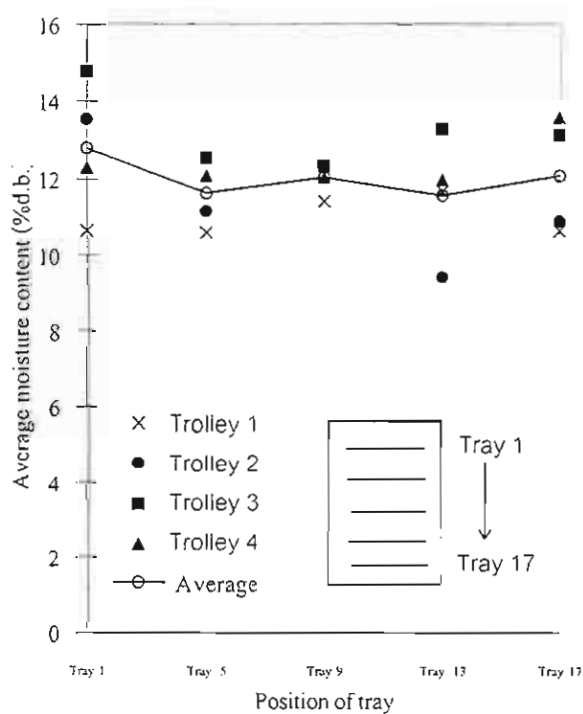


Figure 16. Effect of tray positions on the average moisture content (3rd test, 3rd stage)

การอบแห้งผักและผลไม้ด้วยปั๊มความร้อน

ศิวะ อัจฉริยวิริยะ¹ และ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์²

บทคัดย่อ

บทความนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาชนิดผักและผลไม้ที่มีศักยภาพในการทำแห้ง ตลอดจนศึกษาข้อมูลการออกแบบระบบปั๊มความร้อนที่นำมาใช้เป็นแหล่งพลังงานความร้อนและลดความชื้นอากาศสำหรับการอบแห้ง โดยพิจารณาสารทำงาน R-22, R-123, R-124, R-134a, และ R-152a โดยมีพารามิเตอร์สำหรับการออกแบบที่สำคัญคืออัตราส่วนการอัด อุณหภูมิควบแน่น อุณหภูมิแตกต่างรวม และสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันทางทฤษฎี นอกจากนี้ยังได้ทำการศึกษาค้นคว้าความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัด, สัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันทางทฤษฎี กับอุณหภูมิแตกต่างรวมที่อุณหภูมิควบแน่น 70 °C และ 85 °C

Drying of Vegetables and Fruits by Heat Pumps

Siva Achariyaviriya and Somchart Soponronnarit

Abstract

The objectives of this study are to investigate some vegetables and fruits which have drying potential and to determine theoretically some design parameters for dryer using heat pump systems operating on R-22, R-123, R-124, R-134a, and R-152a. The essential design parameters are the compression ratio (CR), the condensing temperature (T_{cond}), the gross temperature lift ($T_{gc}-T_{ev}$), and the theoretical Rankine coefficient of performance (COP_R). The relationship between compression ratio, the theoretical Rankine coefficient of performance, and the gross temperature lift for this group of working fluids for condensing temperature 70 °C and 85 °C were determined.

¹ นักศึกษาปริญญาเอก คณะพลังงานและวัสดุ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพมหานคร

² ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพมหานคร

บทนำ

ประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมมีการปลูกผักและผลไม้มานานานิด ผักและผลไม้บางชนิดมีศักยภาพในการทำแห้งเพื่อเพิ่มคุณค่า และเป็นที่ยินยอมของผู้บริโภคทั้งภายในประเทศและต่างประเทศ ผักและผลไม้อบแห้งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้รับการส่งเสริมในช่วงไม่กี่ปีที่ผ่านมา นับว่าเป็นผลิตภัณฑ์ค่อนข้างใหม่เมื่อเทียบกับอุตสาหกรรมผักและผลไม้กระป๋อง ปัจจุบันนี้ตลาดต่างประเทศมีความต้องการผักและผลไม้สูงขึ้น หากได้รับการส่งเสริม และพัฒนาด้านการอบแห้งผักและผลไม้ ก็จะมีประโยชน์ต่อเกษตรกรโดยตรง เนื่องจากปัญหาของเกษตรกรคือ เมื่อมีผลผลิตออกมาจำหน่ายมากๆ ราคาจะถูก การแปรรูปผักและผลไม้ นอกจากจะบรรจุกระป๋องแล้วยังสามารถนำมาอบแห้งเพื่อเก็บไว้รอการบริโภค หรือเพื่อเป็นส่วนประกอบในการทำอาหารสำเร็จรูปอื่นๆ

การผลิตผักและผลไม้อบแห้งในอดีตใช้วิธีตากแดด ซึ่งเป็นอุตสาหกรรมในครัวเรือนและเป็น การถนอมอาหารไว้ใช้ตลอดปี ตัวอย่างเช่น หัวหอม กระเทียม และพริกต่างๆ เป็นต้น ปัจจุบันมีความต้องการ ผักและผลไม้อบแห้งเพื่อใช้เป็นเครื่องปรุงรสในอุตสาหกรรมอาหารสำเร็จรูปมาก หรือเป็นส่วนประกอบในเครื่อง แกงผงแห้ง และอื่นๆ จึงมีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งเพื่อทำแห้งผักและผลไม้ต่างๆ มากขึ้น

ปัญหาสำคัญอย่างหนึ่งของการทำแห้งคือ คุณภาพของผลิตภัณฑ์ไม่ได้คุณภาพ เช่น สีคล้ำ เหนียวข้น เป็นต้น ดังนั้นจึงเป็นจุดเริ่มต้นของการนำเครื่องอบแห้งปั๊มความร้อนมาใช้ในระบบการอบแห้ง สภาพของลมร้อนที่ใช้ในการทำแห้งของระบบปั๊มความร้อนนี้ มีความชื้นในลมร้อนต่ำ จึงไม่จำเป็นต้องอบแห้งที่ อุณหภูมิสูงมากนัก ซึ่งอุณหภูมิลมร้อนสูงเป็นสาเหตุที่ทำให้สี และผิวไม่ได้คุณภาพตามความต้องการของตลาด ข้อดีอีกประการหนึ่งสำหรับการอบแห้งโดยใช้ระบบปั๊มความร้อน คืออาจสามารถช่วยลดการใช้พลังงานได้อีก ด้วย เครื่องอบแห้งโดยใช้ระบบปั๊มความร้อนมีสารทำงานเป็นสื่อกลางที่ส่งผ่านความร้อนให้กับห้องอบแห้ง ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่จะต้องศึกษาการเลือกสารทำงานให้เหมาะสมกับช่วงอุณหภูมิที่ทำการอบแห้ง ตลอดจน ต้องคำนึงถึงคุณสมบัติ และคุณลักษณะของสารทำงานด้วย

บทความวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษานิตของผักและผลไม้ที่มีศักยภาพในการทำแห้ง กรรมวิธีการผลิตผักและผลไม้อบแห้ง และเพื่อศึกษาให้ทราบถึงชนิดของสารทำงานที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้ง โดยให้ปั๊มความร้อนสำหรับช่วงอุณหภูมิลมร้อนต่างๆ ผลที่ได้จากการศึกษานี้จะเป็นประโยชน์ต่อการ พัฒนาเครื่องอบแห้งโดยใช้ระบบปั๊มความร้อน ตลอดจนทราบถึงข้อมูลทางเทอร์โมไดนามิกส์ของสารทำงาน เพื่อนำไปเป็นข้อมูลเบื้องต้นสำหรับการออกแบบระบบปั๊มความร้อนทั่วไป

ผักและผลไม้อบแห้ง

ผักที่นำมาทำการอบแห้งที่มีศักยภาพได้แก่ หัวหอม ต้นหอม หัวกระเทียม พริก ชিং เห็ด กระหล่ำปี ผักกอบแห้งบางชนิดนำส่งจำหน่ายต่างประเทศ เช่น พริกแห้ง ซึ่งมีมูลค่าส่งออก(พ.ศ. 2539) 176.3 ล้านบาท^[1] และมีผักกอบแห้งบางชนิดจำหน่ายภายในประเทศ เช่น หอมแบ่ง กระหล่ำปลีซอย หัวหอมซอย ซึ่งใช้เป็นส่วนประกอบ หรือปรุงรสในบะหมี่ ก๋วยเตี๋ยวสำเร็จรูป ส่วนกรรมวิธีการผลิตผักกอบแห้งแบ่งได้ออกเป็น 2 ลักษณะคือ คงสภาพเดิม เช่น พริกทั้งเม็ด ชিংทั้งแ่ง และมีการลดขนาดก่อนทำแห้ง เช่น หอมแบ่ง กระหล่ำปลีซอย ผลิตภัณฑ์ผักแห้งในลักษณะแรกอาจตากแดดหรือใช้เครื่องอบแห้งก็ได้ ส่วนผลิตภัณฑ์ในลักษณะหลังใช้เป็นส่วนประกอบอาหารโดยตรง และมักจะผลิตในระดับอุตสาหกรรม จึงใช้เครื่องอบแห้งเพื่อควบคุมสภาวะการอบ มีกรรมวิธีในการผลิตคือ ล้างทำความสะอาด อาจมีการแช่ในสารละลายโซเดียมคลอไรด์ 0.1% เพื่อช่วยป้องกันการเปลี่ยนสีเนื่องจากความร้อน ตัดหรือหั่นตามแบบและขนาดที่ต้องการ แล้วอบที่อุณหภูมิช่วง 60-70 °C จนแห้ง (กรมส่งเสริมอุตสาหกรรมการเกษตร)^[2]

สำหรับผลไม้ที่มีศักยภาพสูงในการทำแห้งได้แก่ ลำไย สับปะรด จากข้อมูลปริมาณและมูลค่าสินค้าส่งออกของผลไม้แห้ง^[3] พบว่ามีแนวโน้มการส่งออกสูงขึ้นทุกปี โดยเฉพาะอย่างยิ่งในปี พ.ศ. 2539 ลำไยแห้งมีมูลค่าส่งออก 1046.1 ล้านบาท ซึ่งมีปริมาณสูงกว่าปี พ.ศ. 2538 ถึง 5 เท่า ส่วนกรรมวิธีการผลิตผลไม้แห้งแบ่งได้ออกเป็น 2 ลักษณะคือ ผลไม้อบแห้งที่มีการปรุงแต่งรสหวานโดยการแช่ในน้ำเชื่อมก่อนทำแห้ง ผลไม้ที่นิยมผลิตในลักษณะนี้คือ สับปะรด มะละกอ มะม่วง ขนุน มะพร้าวและฝรั่ง เป็นต้น ผลไม้อบแห้งอีกลักษณะหนึ่งคือ ผลไม้ที่ไม่มีการปรุงแต่งรส เช่น ลำไย ลิ้นจี่ และผลไม้ที่มีการปรุงแต่งรสเพียงเล็กน้อยเช่น กัลย

ผลไม้อบแห้งปรุงแต่งรสหวานทุกชนิดทำมาจากผลไม้กึ่งดิบถึงสุก มีวิธีทำเช่นเดียวกัน คือ ปอกเปลือก สับปะรดหั่นเป็นแว่นตามขวางของผลไม้ มะละกอหั่นตามยาวของผล มะม่วงหั่นเป็นชิ้นตามยาวของผล และขนุนผ่าซีกทั้งชิ้น อาจมีการแช่ในสารละลายแคลเซียมคลอไรด์ให้เนื้อผลไม้แข็ง ไม่เละง่าย ลวกน้ำร้อนเพื่อทำลายเอนไซม์และทำลายผนังเซลล์ของเนื้อผลไม้ทำให้การดูดซึมน้ำตาลและการคายน้ำเกิดขึ้นได้เร็ว แช่ชิ้นผลไม้ในสารละลายน้ำตาลความเข้มข้น 30 ถึง 40 บริกซ์ ซ้ำมึน เพิ่มความเข้มข้นของสารละลายน้ำตาลวันละ 10 บริกซ์ จนถึง 70 บริกซ์ หรือได้ความหวานตามความต้องการ จากนั้นนำเอาชิ้นผลไม้ไปอบแห้งในตู้อบลมร้อนอุณหภูมิไม่เกิน 65 °C อาจมีการเคลือบผิวผลไม้ด้วยน้ำตาลทรายละเอียด

ผลไม้อบแห้งไม่ปรุงแต่งรสหวานที่นิยมนำมาทำแห้ง คือ กัลยน้ำว่า โดยทำจากกัลยที่มี ความสูงอมเพื่อให้รสหวานโดยธรรมชาติ ในอดีตใช้การตากแดดแต่ปัจจุบันมีการใช้ตู้อบลมร้อนอุณหภูมิที่แนะนำคือ 60 °C อบนาน 24 ชั่วโมง ทับให้แน่นแล้วอบต่ออีก 24 ชั่วโมง ทับให้แบนอีกครั้งหนึ่งแล้วอบต่อจนแห้ง ผู้ผลิตบางรายนิยมจุ่มกัลยในสารละลายน้ำผึ้งก่อนการอบครั้งสุดท้าย เพื่อให้มีกลิ่นรสน้ำผึ้ง

ผลิตภัณฑ์อบแห้งที่มีมูลค่าส่งออกสูงสุดคือ ลำไยอบแห้งแต่เดิมมาการอบแห้งลำไยใช้วิธีการตากแดด ซึ่งพบว่าใช้เวลามากและไม่แน่นอนขึ้นอยู่กับสภาพอากาศ มีการสูญเสียสูงและไม่ถูกสุขอนามัย ต่อมาจึงมีการนำเครื่องอบลำไยมาใช้ โดยลำไยอบแห้งมี 3 ชนิด คือ ลำไยอบแห้งทั้งเปลือก(ทั้งลูก) ลำไยอบแห้ง

เฉพาะเนื้อ และลำไยอบแห้งทั้งเปลือกคว้านเมล็ดออก อัตราส่วนของลำไยสดเฉพาะเนื้อต่อลำไยแห้งประมาณ 10:1 และประมาณ 10:3 สำหรับอบทั้งลูก ลำไยอบแห้งสามารถเก็บไว้ได้ประมาณ 2 ปี ขั้นตอนการอบลำไยทั้งเปลือกคือ นำลำไยที่คัดขนาดและพันธุ์แล้วมาใส่เครื่องอบแห้ง ใช้อุณหภูมิประมาณ 60°C ถึง 80°C ใช้เวลาประมาณ 34-48 ชั่วโมงซึ่งขึ้นอยู่กับพันธุ์ของลำไย และจะมีการใช้กัมมะถันรมควันโดยใช้สัดส่วน 0.5 % ของน้ำหนักลำไยเพื่อป้องกันเชื้อราและแมลง ส่วนขั้นตอนการอบลำไยเฉพาะเนื้อ คือ นำลำไยมาแกะเปลือกและคว้านเมล็ดออก แล้วนำไปแช่สารละลายโซเดียมคลอไรด์ 0.3 % ประมาณ 10 นาที แล้วจึงนำไปตากแห้งแล้วเข้าเครื่องอบแห้ง ใช้อุณหภูมิประมาณ 60°C ถึง 80°C ใช้เวลาประมาณ 8-15 ชั่วโมง ซึ่งขึ้นอยู่กับพันธุ์ของลำไย สำหรับการอบแห้งลำไยทั้งเปลือกคว้านเมล็ดออก นำลำไยมาคว้านเมล็ดออก แล้วนำไปรมควันกำมะถัน จากนั้นจึงนำไปอบแห้งเหมือนกับการอบลำไยทั้งลูก (พนอรรัตน์ สิทธิปราณี)⁽⁴⁾

ในการอบแห้งผักและผลไม้บางชนิดยังประสบปัญหาด้านคุณภาพ ตัวอย่างเช่น สับปะรดแปรรูปใช้น้ำตาล บางประเทศมีความต้องการเปอร์เซ็นต์น้ำตาลในสับปะรดต่ำ ซึ่งปัญหาคือ ถ้าปริมาณน้ำตาลในสับปะรดต่ำเมื่ออบแห้งจะมีการหดตัวสูง ทำให้ไม่ได้คุณภาพตามความต้องการของตลาด สาเหตุที่มีการหดตัวสูงน่าจะมาจากการทำแห้งที่อุณหภูมิสูงนั่นเอง

ปั๊มความร้อน

ระบบปั๊มความร้อนมีศักยภาพในการที่นำมาใช้เป็นแหล่งพลังงานความร้อนและลดความชื้นของอากาศที่ใช้ออบแห้ง ระบบปั๊มความร้อนมีศักยภาพในการประหยัดพลังงานสูงและเป็นระบบเดียวที่สามารถเพิ่มอุณหภูมิของความร้อนทั้งให้มีระดับอุณหภูมิที่สูงขึ้นได้ ระบบปั๊มความร้อนประกอบด้วยเครื่องควบแน่น (Condenser) เครื่องทำระเหย (evaporator) คอมเพรสเซอร์ (Compressor) วาล์วขยายตัว (expansion valve) และสารทำงาน (Working fluids) การออกแบบระบบปั๊มความร้อนจะต้องมีความรู้เกี่ยวกับคุณสมบัติทางฟิสิกส์ เทอร์โมไดนามิกส์ เคมี และอื่นๆ ของสารทำงาน ตลอดจนความเหมาะสมกับช่วงอุณหภูมิที่นำไปใช้งานของสารทำงานแต่ละชนิด

สารทำงาน

ก่อนที่จะรู้จักใช้สารประเภท chlorofluorocarbons (CFCs) ในปี ค.ศ. 1930 สารทำงานที่นิยมใช้คือ อากาศ แอมโมเนีย ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ หลังจากนั้นสารทำงาน halogenated hydrocarbons ก็ถูกพัฒนานำมาใช้กันอย่างกว้างขวาง สารประเภท chlorofluorocarbons (CFCs) hydrochlorofluorocarbons (HCFCs) และ hydrofluorocarbons (HFCs) คือ สาร halogenated hydrocarbons ทั้งสิ้นหรือเรียกง่าย ๆ ว่า halocarbons ซึ่งสามารถจำแนกเป็น 5 กลุ่ม ดังนี้

1 Chlorofluorocarbons (CFCs) และสารผสม CFCs สาร CFCs ประกอบด้วย คาร์บอน (C) คลอรีน (Cl) และฟลูออไรด์ (F) สารเหล่านี้ถูกคิดค้นเมื่อ ค.ศ. 1930 ซึ่งมีคุณลักษณะพิเศษคือ ไม่เป็นพิษ ไม่ทำให้อากาศเสีย และไม่ติดไฟ ซึ่งใช้กันอย่างแพร่หลายในอดีต ปัจจุบันนี้สารทำงานเหล่านี้ได้ถูกยกเลิกการผลิตไป

ตามพิธีสารมอนทรีออลตั้งแต่วันที่ 1 มกราคม พ.ศ. 2539 (Jan 1, 1996) เนื่องจากเป็นสารที่มีศักยภาพในการทำลายโอโซน (Ozone Depletion Potential, ODP) สูงและยังเป็นสารที่มีศักยภาพทำให้อุณหภูมิบรรยากาศโลก (Global Warming Potential, GWP) สูงขึ้นด้วย (Wang)^[2]

2. *Hydrochlorofluorocarbons (HCFCs)* สาร HCFCs ประกอบด้วย ไฮโดรเจน (H) คลอรีน (Cl) ฟลูออไรด์ (F) และคาร์บอน (C) สารเหล่านี้มีค่า ODP และ GWP ต่ำกว่าสาร CFCs มาก ซึ่งสาร HCFCs นี้เป็นที่นิยมใช้อยู่ในปัจจุบัน อย่างไรก็ตามสาร HCFCs เหล่านี้ก็ถูกจำกัดการผลิตตามพิธีสารมอนทรีออล เช่นกัน

3. *Hydrofluorocarbons (HFCs)* สาร HFCs ประกอบด้วย ไฮโดรเจน (H) ฟลูออไรด์ (F) และคาร์บอน (C) สารนี้ไม่มีส่วนประกอบของอะตอมคลอรีน ดังนั้นค่าของ ODP จึงเป็นศูนย์ ขณะนี้สาร HFCs จึงได้รับการสนใจที่จะพัฒนาเพื่อนำมาทดแทนสาร CFCs และ HCFCs

4. *Inorganic compounds* สารเหล่านี้ยังคงใช้ในระบบทำความเย็น ค่าของ ODP เป็นศูนย์และยังมีคุณลักษณะตามความต้องการอยู่ ถึงแม้ว่า สาร inorganic บางชนิดจะเป็นพิษและติดไฟง่ายก็ตาม

5. *Halon (BFCs)* สาร Halon ประกอบด้วย โบรอน (B) ฟลูออไรด์ (F) และคาร์บอน (C) ซึ่งสารประเภทนี้ถูกยกเลิกการผลิตไปตั้งแต่วันที่ 1 มกราคม พ.ศ. 2539 (Jan 1, 1996)

พิธีสารมอนทรีออล (Montreal Protocol)

เนื่องจากการที่มนุษย์ใช้สารที่มีตัวทำลายชั้นโอโซนโดยปราศจากการควบคุมและค้นคว้าวิจัยเพื่อป้องกันการทำลายชั้นโอโซน ตัวการสำคัญที่ทำให้โอโซนถูกทำลาย ได้แก่ สาร CFCs และสาร Halon โดยมีการนำไปใช้ในอุตสาหกรรมเครื่องปรับอากาศ เครื่องทำความเย็น และอื่นๆ ในปี พ.ศ. 2528 (1985) นานาประเทศได้มาประชุมที่กรุงเวียนนา ประเทศออสเตรีย เพื่อร่วมกันจัดทำข้อตกลงว่าด้วยการป้องกันชั้นโอโซนขึ้น เรียกว่า อนุสัญญาเวียนนา ในปี พ.ศ. 2530 (1987) นานาประเทศได้มาประชุมกันอีกครั้งที่นครมอนทรีออล ประเทศแคนาดา ซึ่งจัดโดยโครงการสิ่งแวดล้อมแห่งสหประชาชาติ โดยที่ประชุมได้จัดทำพิธีสารมอนทรีออล หรือพิธีสารว่าด้วยการเลิกใช้สารทำลายชั้นโอโซน พิธีสารนี้มีผลบังคับใช้เมื่อวันที่ 1 มกราคม พ.ศ. 2532 (1989) โดยประเทศไทยร่วมลงนามในพิธีสารนี้เมื่อวันที่ 15 กันยายน พ.ศ. 2531 (1988) และให้สัตยาบันเมื่อวันที่ 7 กรกฎาคม พ.ศ. 2532 (1989)

ในปี พ.ศ. 2533 (1990) ได้มีการประชุมที่ลอนดอน ประเทศอังกฤษ เพื่อยกเลิกการผลิตและใช้สาร CFCs และสาร Halon ในประเทศที่พัฒนาแล้วภายในปี พ.ศ. 2543 (2000) และการประชุมครั้งล่าสุดที่กรุงโคเปนเฮเกน ประเทศเดนมาร์กเมื่อปี พ.ศ. 2535 (1992) เพื่อยกเลิกการผลิตและใช้สาร CFCs ให้เร็วขึ้นเป็นปี พ.ศ. 2539 (1996) นอกจากนี้การประชุมยังได้กำหนดการปรับปรุงการลดการผลิตของสาร HCFCs โดยจำกัดการผลิตใน พ.ศ. 2539 (1996) กำหนดให้ปริมาณการผลิตเท่ากับปี พ.ศ. 2532 (1989) และจะลดการผลิตลง 35 % ใน พ.ศ. 2547 (2004) ในปี พ.ศ. 2553 (2010) จะลดการผลิตลง 65 % อีก 5 ปีต่อมาคือ พ.ศ. 2558 (2015) จะลดการ

ผลิตลง 90 % หลังจากนั้นในปี พ.ศ. 2563 (2020) จะลดการผลิตลง 99.5 % และในที่สุดจะยกเลิกการผลิตในปี พ.ศ. 2573 (2030) (Fisher et al.)⁽⁶⁾

สำหรับประเทศไทยได้ร่วมลงนามเป็นภาคีสมาชิกของพิธีสารมอนทรีออล และประเทศไทยได้เริ่มปฏิบัติตามพันธกรณีของพิธีสารมอนทรีออลตั้งแต่วันที่ 5 ตุลาคม พ.ศ. 2532 โดยมีหน่วยงานหลักที่รับผิดชอบคือ กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม ซึ่งได้ดำเนินการจัดทำแผนแห่งชาติว่าด้วยการลดและการเลิกใช้สารทำลายโอโซนในชั้นบรรยากาศ โดยกำหนดเลิกใช้สาร CFCs ในสินค้าใหม่ปี พ.ศ. 2541 และเลิกใช้สาร CFCs ในการซ่อมบำรุงปี พ.ศ. 2553 (สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย)⁽⁷⁾

แนวทางการเลือกสารทำงาน

การออกแบบปั๊มความร้อนเพื่อใช้งานที่มีช่วงอุณหภูมิแตกต่างกัน การเลือกสารทำงานให้เหมาะสมสำหรับใช้งานแต่ละช่วงของอุณหภูมิจึงมีความจำเป็น อุณหภูมิวิกฤต (critical temperature) ของสารทำงานเป็นตัวบ่งชี้ถึงข้อจำกัดของอุณหภูมิสูงสุดที่จะทำให้เอของสารทำงานควบแน่นเพื่อที่จะถ่ายเทพลังงานความร้อนไปใช้งาน สารทำงานควรมีการควบแน่นที่อุณหภูมิต่ำกว่าอุณหภูมิวิกฤตอย่างเหมาะสม เพื่อให้มีปริมาณความร้อนแฝงสูงเพียงพอและความดันควบแน่นไม่สูงเกิน ระบบปั๊มความร้อนมีพารามิเตอร์ที่สำคัญสำหรับการออกแบบเบื้องต้นคือ 1. อัตราส่วนการอัด (compression ratio, CR) 2. อุณหภูมิควบแน่น (condensing temperature, T_{CO}) 3. อุณหภูมิแตกต่างรวม (gross temperature lift, $T_{CO} - T_{EV}$) เมื่อ T_{EV} คือ อุณหภูมิระเหย 4. สัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดัน (Rankine coefficient of performance, COF) พารามิเตอร์ทั้ง 4 ตัวนี้มีความสัมพันธ์กันตามสมการที่ (1), (2) และ (3) คือ

$$\text{อัตราส่วนการอัด} = \frac{P_{CO}}{P_{EV}} \quad (1)$$

$$\text{อุณหภูมิแตกต่างรวม} = T_{CO} - T_{EV}$$

$$\text{สัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดัน} = \frac{Q_{CO}}{W} \quad (3)$$

โดยที่ P_{CO} คือ ความดันควบแน่นซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิควบแน่น (T_{CO}) : P_{EV} คือ ความดันระเหยซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิระเหย (T_{EV}) : Q_{CO} คือ ความร้อนที่ได้จากเครื่องควบแน่นซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิควบแน่น : W คือ งานซึ่งเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิควบแน่นและอุณหภูมิระเหย

จากสมการทั้งสามข้างต้นจะเห็นว่าถ้ากำหนดพารามิเตอร์ 2 ตัว ก็จะสามารถคำนวณหาพารามิเตอร์อีก 2 ตัวที่เหลือได้ โดยการใช้สมการที่ (1), (2) และ (3) ประกอบกับคุณสมบัติของสารทำงานชนิดนั้นๆ ตัวอย่างเช่น ถ้ากำหนดอัตราส่วนการอัดและอุณหภูมิควบแน่น จะมีขั้นตอนการคำนวณหาอุณหภูมิแตกต่างรวม และสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันดังนี้ คือ นำอุณหภูมิควบแน่นไปหาความดันควบแน่นจากตารางคุณสมบัติของสารทำงาน แล้วนำมาคำนวณหาความดันระเหยโดยใช้สมการที่ (1) จากนั้นจึงนำไปหาอุณหภูมิระเหยจากตารางคุณสมบัติของสารทำงาน ต่อมาใช้สมการที่ (2) คำนวณหาอุณหภูมิแตกต่างรวม สำหรับ

สัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันคำนวณได้จากการใช้สมการที่ (3) โดยที่ความร้อนได้จากเครื่องควบแน่นคือการเปลี่ยนแปลงของเอนทาลปีที่อุณหภูมิควบแน่นคงที่ ซึ่งสามารถเปิดค่าได้จากตารางคุณสมบัติของสารทำงาน และงานคือการเปลี่ยนแปลงของเอนทาลปีของสารทำงานเมื่อเปลี่ยนจากอุณหภูมิระเหยไปเป็นอุณหภูมิควบแน่น โดยมีค่าเอนโทรปีคงที่ ซึ่งสามารถเปิดค่านี้ได้จากตารางคุณสมบัติของสารทำงาน

จากการศึกษานี้ได้ทำการคำนวณเพื่อหาความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม และความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงาน R-22, R-123, R-124, R-134a, และ R-152a ที่อุณหภูมิควบแน่น 70°C และ 85°C ได้ผลตามรูปที่ 1, 2, 3, และ 4

พิจารณารูปที่ 1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่างๆ ที่อุณหภูมิควบแน่น 70°C พบว่าอัตราส่วนการอัดสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น สารทำงาน R-22 มีอัตราส่วนการอัดต่ำที่สุด และอัตราส่วนการอัดจะต่ำกว่าสารทำงานอื่นๆ มากขึ้นเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น แต่อย่างไรก็ตามสารทำงาน R-22 เป็นสารในกลุ่ม HCFC ซึ่งจะต้องถูกยกเลิกการผลิตในอนาคต สำหรับสารทำงาน R-134a และ R-152a จะมีอัตราส่วนการอัดใกล้เคียงกัน ซึ่งสูงกว่า R-22 เล็กน้อย แต่สาร R-152a เป็นสารที่ติดไฟได้จึงไม่นิยมใช้ สำหรับ R-123 อัตราส่วนการอัดสูงที่สุดและจะสูงมากขึ้นที่อุณหภูมิแตกต่างรวมสูงๆ

พิจารณารูปที่ 2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่างๆ ที่อุณหภูมิควบแน่น 70°C พบว่า สัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันลดลงเมื่ออุณหภูมิแตกต่างรวมสูงขึ้น สารทำงาน R-123 ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันสูงที่สุด สำหรับสารทำงาน R-134a ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันสูงกว่า R-22 เล็กน้อยในช่วงอุณหภูมิแตกต่างรวม 10°C ถึง 30°C และจะให้ค่าใกล้เคียงกันในช่วง 30°C ถึง 40°C แต่ถ้าอุณหภูมิแตกต่างรวมสูงกว่า 40°C ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันของสารทำงาน R-134a จะต่ำกว่า R-22 เล็กน้อย

พิจารณารูปที่ 3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่างๆ ที่อุณหภูมิควบแน่น 85°C พบว่าให้ผลทำนองเดียวกันกับรูปที่ 1 และจากการพิจารณาเปรียบเทียบรูปที่ 1 กับรูปที่ 3 พบว่า อัตราส่วนการอัดลดลงเมื่ออุณหภูมิควบแน่นสูงขึ้น

พิจารณารูปที่ 4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงานต่างๆ ที่อุณหภูมิควบแน่น 85°C พบว่า ให้ผลทำนองเดียวกันกับรูปที่ 2 และจากการพิจารณาเปรียบเทียบรูปที่ 2 กับรูปที่ 4 พบว่า สารทำงาน R-22, R-134a และ R-152a ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะลดลงเมื่ออุณหภูมิควบแน่นสูงขึ้น แต่สารทำงาน R-123 ให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิควบแน่นสูงขึ้น ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่า อุณหภูมิวิกฤตของ R-22, R-134a และ R-152a มีค่าใกล้เคียงกัน (อุณหภูมิวิกฤตของ R-22, R-134a, และ R-152a คือ 96°C , 101°C , 113°C ตามลำดับ) ซึ่งเมื่อเพิ่มอุณหภูมิควบแน่นสูงขึ้นใกล้เคียงกับอุณหภูมิวิกฤต ทำให้การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีที่เครื่องควบแน่นลดลง ซึ่งเป็นผลให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะลดลง แต่สารทำงาน R-123 มีอุณหภูมิวิกฤตเท่ากับ 185°C ซึ่งสูงกว่าสารทำงาน R-22, R-134a และ

R-152a มากซึ่งอุณหภูมิควบแน่นช่วง 70°C ถึง 85°C ห่างจากอุณหภูมิวิกฤตมาก ทำให้การเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีที่เครื่องควบแน่นเพิ่มขึ้นซึ่งเป็นผลให้ค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะเพิ่มขึ้นด้วย

การอบแห้งด้วยปั๊มความร้อน

การเลือกสารทำงานมาใช้ในเครื่องอบแห้งโดยใช้ปั๊มความร้อน นอกจากจะต้องพิจารณาพารามิเตอร์สำหรับการออกแบบ คุณสมบัติ และคุณลักษณะของสารทำงานแล้ว ยังต้องพิจารณาถึงวงจรของลมร้อน อุณหภูมิของลมร้อน ผลิตภัณฑ์ที่ใช้ในการอบแห้ง และอื่นๆ ยกตัวอย่างเช่น ต้องการเลือกสารทำงานเพื่อใช้กับเครื่องอบแห้งปั๊มความร้อน โดยมีวงจรลมร้อนเป็นระบบปิดดังรูปที่ 5 กำหนดให้ อุณหภูมิลมร้อนเท่ากับ 60°C ดังนั้นอุณหภูมิควบแน่นของสารทำงานต้องมากกว่า 60°C ถ้าประมาณอุณหภูมิที่แตกต่างระหว่างสารทำงานกับอุณหภูมิลมร้อนที่ผ่านเครื่องควบแน่นเท่ากับ 10°C เพราะฉะนั้นต้องกำหนดให้อุณหภูมิควบแน่นเท่ากับ 70°C และถ้ากำหนดให้ อัตราส่วนการอัดเท่ากับ 4 ก็จะสามารถหาค่าอุณหภูมิแตกต่างรวมได้จากรูปที่ 1 ซึ่งจะได้ค่าอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงาน R-22, R-123, R-124, R-134a, และ R-152a คือ 56.7, 44.0, 51.0, 52.4, และ 52.6°C ตามลำดับ ต่อจากนั้น สามารถหาค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันของสารทำงานต่างๆ ได้จากรูปที่ 2 โดยใช้ค่าอุณหภูมิแตกต่างรวมของสารทำงาน R-22, R-123, R-124, R-134a, และ R-152a อ่านค่าสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันจากรูปที่ 2 ได้เท่ากับ 4.2, 6.4, 4.6, 4.4, และ 4.8 ตามลำดับ ต่อจากนั้นสามารถทำการหาค่าอุณหภูมิระเหยได้จากการคำนวณโดยใช้สมการที่ 2 ได้อุณหภูมิระเหยของสารทำงาน R-22, R-123, R-124, R-134a, และ R-152a เท่ากับ 13.3, 26.0, 19.0, 17.6, และ 17.4°C ตามลำดับ

พิจารณารูปที่ 6 แสดงกระบวนการต่างๆ บนแผนภูมิอากาศชื้นของวงจรลมร้อนของเครื่องอบแห้งปั๊มความร้อนระบบปิด (รูปที่ 5) ตำแหน่ง 1 คือลมร้อนก่อนเข้าห้องอบแห้ง เมื่อผ่านกระบวนการอบแห้ง มีการแลกเปลี่ยนความร้อนและมวลไปยังตำแหน่ง 2 ที่ซึ่งอุณหภูมิลมร้อนจะต่ำลง แต่ความชื้นสัมพัทธ์จะสูงขึ้นที่ตำแหน่ง 2 นี้ลมร้อนแยกออกเป็น 2 ส่วน โดยที่ส่วนแรกลมร้อนผ่านเครื่องทำระเหย ทำให้ลมร้อนเย็นลงจนถึงจุดน้ำค้างแล้วเกิดการควบแน่นของไอน้ำในลมร้อนและอุณหภูมิก็ต่ำลงจนถึงตำแหน่ง 3 จากนั้นเป็นกระบวนการผสมกระแสลมร้อนที่ออกจากเครื่องทำระเหยกับกระแสลมร้อนที่ออกจากห้องอบแห้งส่วนที่ 2 จากกระบวนการผสมลมร้อนสองกระแสจะได้ลมร้อนตำแหน่งที่ 4 จากนั้นลมร้อนผ่านเครื่องควบแน่นมีการแลกเปลี่ยนความร้อนทำให้อุณหภูมิลมร้อนสูงขึ้นเป็นตำแหน่ง 1

ถ้าสมมติให้อุณหภูมิลมร้อนก่อนเข้าห้องอบแห้งตำแหน่ง 1) มีอุณหภูมิ 60°C และออกจากห้องอบแห้งตำแหน่งที่ 2) มีอุณหภูมิ 40°C จากแผนภูมิอากาศชื้นรูปที่ 6 พบว่าอุณหภูมิลมร้อนที่ออกจากเครื่องทำระเหยตำแหน่ง 3) จะต้องต่ำกว่าหรือเท่ากับ 23°C ถ้าประมาณอุณหภูมิที่แตกต่างระหว่างสารทำงานกับอุณหภูมิลมร้อนที่ผ่านเครื่องทำระเหยเท่ากับ 5°C ดังนั้นอุณหภูมิระเหยของสารทำงานจะต้องต่ำกว่า 18°C จึงจะเป็นไปได้ หากกำหนดอุณหภูมิควบแน่นเท่ากับ 70°C และอัตราส่วนการอัดเท่ากับ 4 จากข้อมูลหาคำนวณได้ข้างบนนี้สารทำงานที่ให้ค่าอุณหภูมิระเหยต่ำกว่า 18°C คือ สารทำงาน R-22, R-134a, และ R-152a เป็นต้น

บทสรุป

จากการศึกษาพบว่า ผักและผลไม้ที่มีศักยภาพในการทำแห้งมีอยู่หลายชนิด ผักและผลไม้อบแห้งที่มีมูลค่าส่งออกสูงได้แก่ ลำไยแห้ง สับปะรดแปรรูปใช้น้ำตาล นอกจากนี้ยังมีผักและผลไม้อบแห้งอื่นๆ เช่น กัลยัม มะละกอ มะม่วง ขนุน มะพร้าว ฝรั่ง หัวหอม ต้นหอม หัวกระเทียม พริก ชিং เห็ด กระหล่ำปลี ซึ่งจำหน่ายทั้งภายในประเทศและต่างประเทศ

จากการศึกษาข้อมูลการออกแบบเครื่องอบแห้งบีบความร้อนซึ่งมีพารามิเตอร์ที่จำเป็นสำหรับการออกแบบคือ อัตราส่วนการอัด อุณหภูมิแตกต่างกัน และสัมประสิทธิ์การถ่ายเทของความร้อน และจากการศึกษาถึงความสัมพันธ์ของพารามิเตอร์เหล่านี้ ประกอบกับคุณสมบัติทั่วไป สรุปได้ว่า สารทำงาน R-22, R-124, และ R-134a เหมาะสมในการใช้เป็นสารทำงานของเครื่องอบแห้งบีบความร้อนที่มีอุณหภูมิควบแน่นต่ำและปานกลาง สำหรับสารทำงาน R-123 เหมาะสมที่จะใช้เป็นสารทำงานของเครื่องอบแห้งบีบความร้อนที่มีอุณหภูมิควบแน่นสูงๆ

ข้อเสนอแนะ

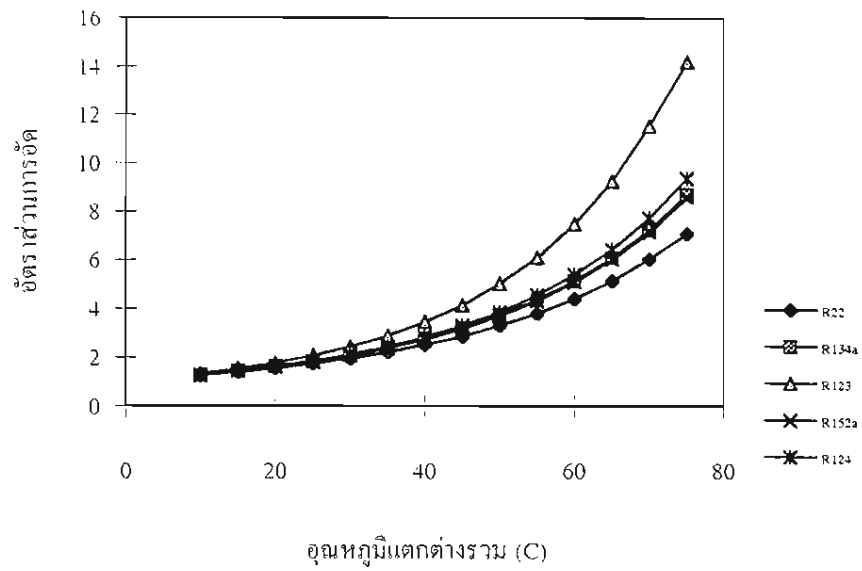
ควรทำการพัฒนาการอบแห้งโดยใช้บีบความร้อนเป็นแหล่งพลังงานความร้อนและลดความชื้นอากาศที่นำไปใช้ออบแห้งเพื่อเพิ่มคุณภาพของผักและผลไม้อบแห้ง และควรศึกษาถึงศักยภาพของเครื่องอบแห้งบีบความร้อน ที่มีวงจรความร้อนแบบต่างๆ โดยการจำลองแบบและการทดลอง

คำขอบคุณ

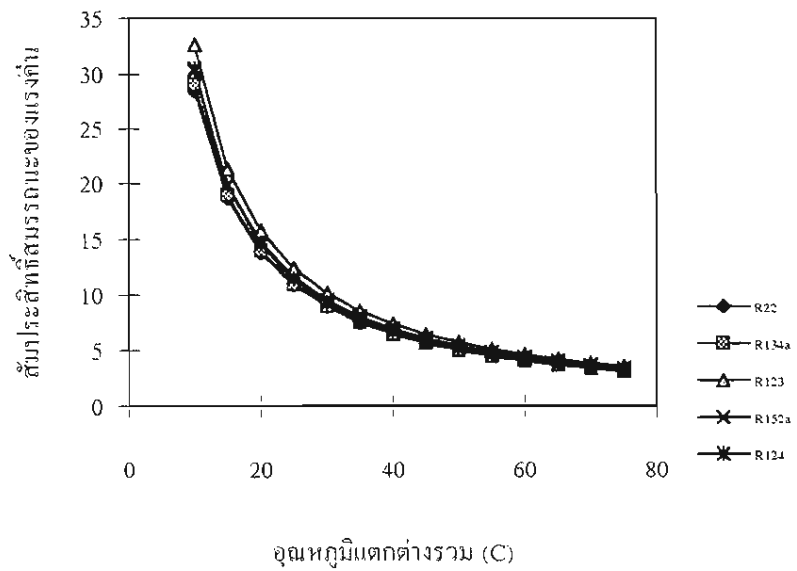
ผู้เขียนใคร่ขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุนกลุ่มวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

เอกสารอ้างอิง

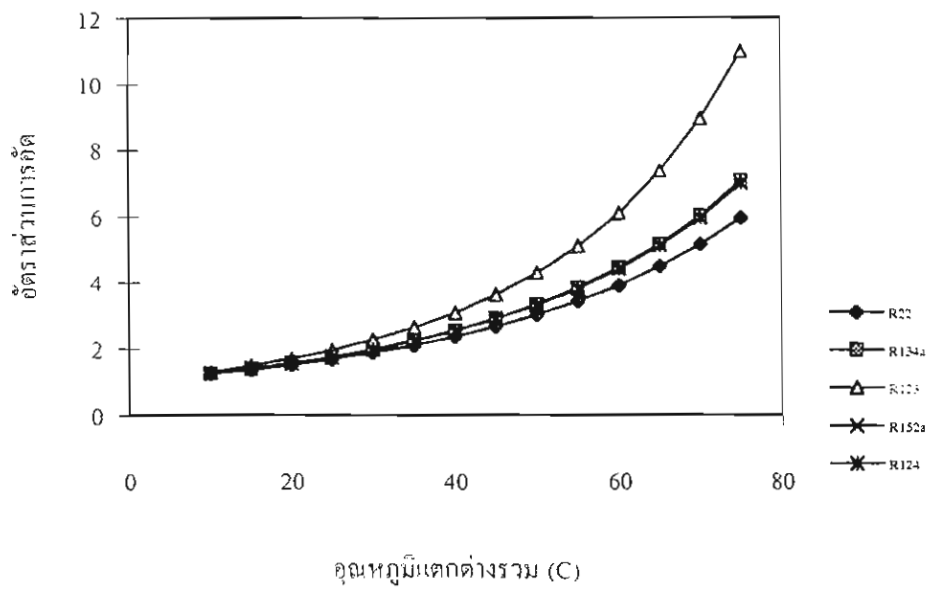
- 1 รายงานปริมาณและมูลค่าส่งออกผักอบแห้ง กรมเศรษฐกิจการพาณิชย์ รวบรวมโดยฝ่ายวิเคราะห์ข้อมูลส่งเสริมการเกษตร, กองแผนงาน, กรมส่งเสริมการเกษตร, 2536-2539
- 2 จัดความสามารถทางเทคโนโลยีของอุตสาหกรรมอบแห้งไทยเปรียบเทียบกับคู่แข่งที่สำคัญ รายงานความก้าวหน้าสถานการณ์ของอุตสาหกรรมอาหารอบแห้งในประเทศไทย สำนักพัฒนาอุตสาหกรรมรายสาขา, ส่วนอุตสาหกรรมเกษตร, กรมส่งเสริมอุตสาหกรรม, กรุงเทพฯ. 2540
- 3 รายงานปริมาณและมูลค่าส่งออกผลไม้อบแห้ง กรมเศรษฐกิจการพาณิชย์ รวบรวมโดยฝ่ายวิเคราะห์ข้อมูลส่งเสริมการเกษตร, กองแผนงาน, กรมส่งเสริมการเกษตร, 2536-2539.
- 4 พันธ์รัตน์ สิทธิปรางค์ เส้นทางการลงทุนลำไยอบแห้ง. อุตสาหกรรมสาร 2533 8: 36-39.
- 5 Wang SK Handbook of Air Conditioning and Refrigeration. McGraw-Hill, Inc, 1994. pp. 4 1-4.10.
6. Fischer SK, Hughes PJ, Fairchild PD, Kusik CL, Dieckmann JT, McMahon EM, and Hobday N. Energy and global warming impacts of CFC alternative technologies. Sponsored by the Alternative Fluorocarbons Environmental Acceptability Study (AFEAS), Washington, D.C., and U.S. Department of Energy, Washington, D.C., 1991.
- 7 รายงานสถานการณ์คุณภาพสิ่งแวดล้อม. สถาบันสิ่งแวดล้อมไทย, สำนักนโยบายและแผนสิ่งแวดล้อม, กระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี, 2539. ส่วนที่ 1: 166-173.



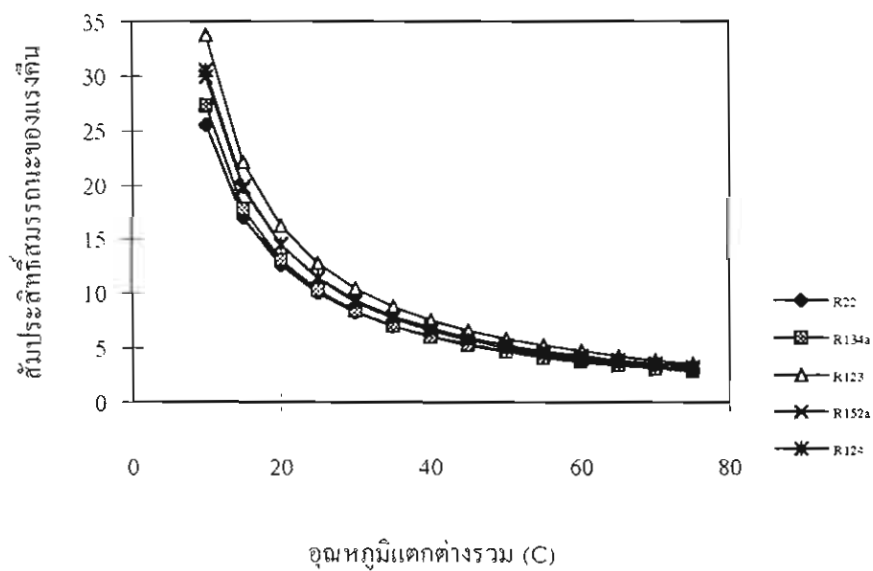
รูปที่ 1 กราฟระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม
สำหรับสารทำงานต่างๆที่อุณหภูมิควบแน่น 70 °C



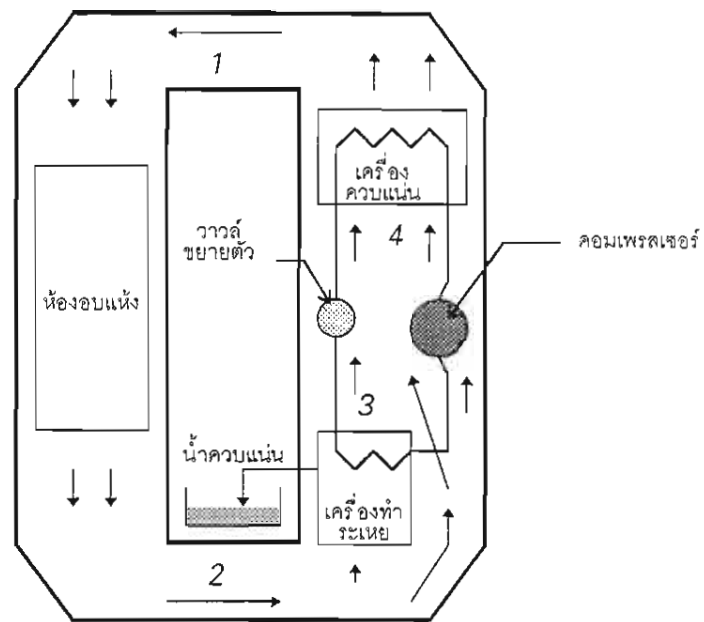
รูปที่ 2 กราฟระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงคั้นกับอุณหภูมิแตกต่างรวม
สำหรับสารทำงานต่างๆที่อุณหภูมิควบแน่น 70 °C



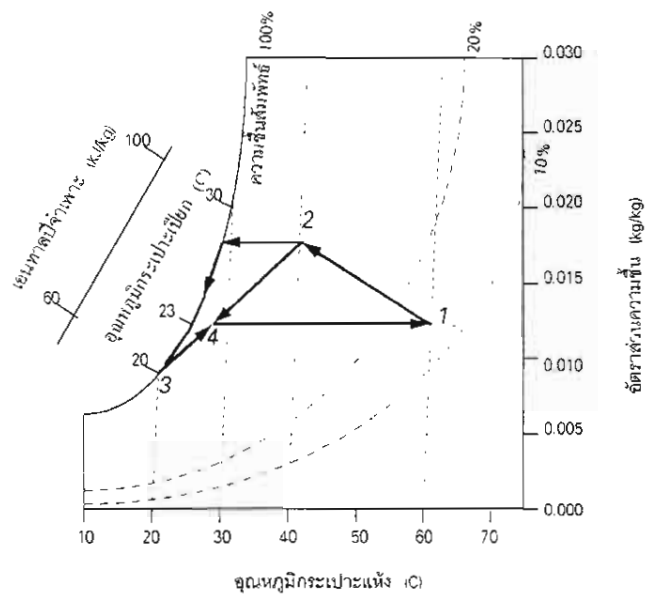
รูปที่ 3 กราฟระหว่างอัตราส่วนการอัดกับอุณหภูมิแตกต่างรวม
สำหรับสารทำงานต่างๆที่อุณหภูมิควบแน่น 85 C



รูปที่ 4 กราฟระหว่างสัมประสิทธิ์สมรรถนะของแรงดันกับอุณหภูมิแตกต่างรวม
สำหรับสารทำงานต่างๆที่อุณหภูมิควบแน่น 85 C



รูปที่ 5 เครื่องอบแห้งปั๊มความร้อนระบบปิด



รูปที่ 6 แผนภูมิอากาศชื้นของวงจรความร้อนเครื่องอบแห้งปั๊มความร้อนระบบปิด

การปล่อยแก๊สเรือนกระจกจากภาคการผลิตไฟฟ้า*

ปิยะ กรวกจินตนาการ
สมชาติ โสภณธนฤทธิ์**
ธนิต สวัสดิ์เสวี

บทคัดย่อ

การผลิตไฟฟ้าก่อให้เกิดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) ซึ่งเป็นแก๊สชนิดหนึ่งที่สำคัญของแก๊สเรือนกระจก เชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้า คือ น้ำมันเชื้อเพลิง, น้ำมันดีเซล, แก๊สธรรมชาติ, ถิกไนต์ และถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศ ถ้ากำหนดให้เป็นการเผาไหม้สมบูรณ์ ในปี ค.ศ. 1990 และ 2010 จะมีการปล่อย CO_2 24.841 และ 64.967 ล้านตัน คิดเป็น 0.575 และ 0.486 กิโลกรัม CO_2/kWh ตามลำดับ ปริมาณการรั่วของแก๊สมิเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหินในประเทศเทียบเท่าการปล่อย CO_2 1.594 และ 3.390 ล้านตัน ในปี ค.ศ. 1990 และ 2010 ตามลำดับ ในการลดปริมาณ CO_2 โดยวิธีการปลูกป่า ได้แบ่งการปลูกป่าเป็น 2 ประเภท คือ ป่าอนุรักษ์และป่าเศรษฐกิจ ป่าอนุรักษ์ไม้สักมีค่าใช้จ่าย 0.116 และ 0.100 บาท/kWh ในปี ค.ศ. 1990 และ 2000 ตามลำดับ ถ้าใช้ปี 1990 เป็นปีฐาน ตามอนุสัญญาาระหว่างประเทศในการลดแก๊สเรือนกระจก ค่าใช้จ่ายในปี ค.ศ. 2000 เท่ากับ 0.047 บาท/kWh ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจได้กำไรสุทธิในการลด CO_2 ถ้ามีการปลูกยูคาลิปตัส คามาสดูเลนซิส แทนมันสำปะหลัง เพียง 80% ของพื้นที่ 7.9 ล้านไร่ เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า จะสามารถลดปริมาณการใช้ถิกไนต์ที่ใช้ในปี ค.ศ. 2000 ได้ถึง 56.6% ลด CO_2 ได้ 8.431 ล้านตัน หรือสามารถลดปริมาณการใช้แก๊สธรรมชาติได้ 11.6% ลด CO_2 ได้ 3.087 ล้านตัน ถ้ามีการปลูกไม้โกงกางเพียง 60% ของพื้นที่ 1.05 ล้านไร่ เพื่อผลิตถ่าน จะสามารถลดการใช้ LPG ที่ใช้ในปี ค.ศ. 1996 ได้ 47.7% ในกรณีถ่านใช้แทนถิกไนต์ สามารถลด CO_2 ได้ 2.5 ล้านตัน หรือถ่านนำไปใช้แทนแก๊สธรรมชาติ สามารถลด CO_2 ได้ 1.47 ล้านตัน ในอนาคตพื้นที่ป่าไม้ในประเทศจะลดน้อยลง การปลูกป่าเพื่อลด CO_2 จึงอาจมีปัญหามาก อาจจะต้องมีการซื้อเทคโนโลยีในการลด CO_2 จากต่างประเทศ แนวทางที่เหมาะสมในการลด CO_2 คือ การใช้เชื้อเพลิงสะอาดหรือเชื้อเพลิงคุณภาพดี การจัดการด้านผู้ใช้ไฟฟ้า การใช้พลังงานทดแทน หรือพลังงานนิวเคลียร์

* บรรยายในการประชุมราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์ ราชบัณฑิตสถาน เมื่อวันที่ 3 มีนาคม 2542

** ราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์ ประเภทวิทยาศาสตร์ประยุกต์; ศาสตราจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, กรุงเทพฯ

ABSTRACT: GREENHOUSE GAS EMISSION FROM ELECTRICITY GENERATING SECTOR*

Somchart Soponronnarit

Fellow of the Royal Institute. Professor, School of Energy and Materials.

King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok.

* Paper presented at the Royal Institute, Bangkok, March 3, 1999.

Electricity generating causes emission of CO₂ which is one of the most important green house gas. Fuels used in electricity generating are fuel oil, diesel oil, natural gas, lignite and imported coal. If it is assumed that combustion of the fuels is complete, the amount of CO₂ emitted from electricity generating sector will be 24.841 and 64.967 million tons or 0.575 and 0.486 kg CO₂/kWh, respectively. CH₄ emission from production of natural gas and lignite is equivalent to CO₂ emission of 1.594 and 3.390 million tons in 1990 and 2010, respectively. Elimination of CO₂ by conservative forestation of *tectona grandis* costs 0.116 and 0.100 baht/kWh in 1990 and 2000, respectively. If the year 1990 is considered as the base year according to the United Nation Framework convention on climate change, the cost will be 0.047 baht/kWh for the year 2000. For the case of commercial forestation, there is no cost due to positive net benefit. If 80% of 1.264 million ha of casava cultivation area is planted with *eucalyptus camaldulensis* which is to be used fuel for generating electricity, it will help reduce 56.6% of lignite used in 2000 which will avoid CO₂ emission of 8.431 million tons or 11.6% of natural gas which will avoid CO₂ emission of 3.087 million tons. If 60% of 0.168 million ha of *rhizophoraceae* cultivation area is commercially managed for charcoal production, it will help reduce the use of lignite or natural gas which will avoid CO₂ emission of 2.5 and 1.47 million tons, respectively. Forest area would reduce in the future. Therefore, reduction of CO₂ by forestation may not be practical. Technology for reducing CO₂ may have to be imported. Appropriate strategies should focus on : clean and high quality fuel, demand side management, renewable energy and nuclear energy.

บทนำ

องค์การสิ่งแวดล้อมแห่งสหประชาชาติ (The United Nation Environment Program-UNEP) และ องค์การอุตุนิยมวิทยาโลก (World Meteorological Organization) ได้ร่วมกันจัดตั้ง Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC) ขึ้นในปี พ.ศ. 2531 โดยมีวัตถุประสงค์ ดังนี้ 1) เพื่อศึกษาวิเคราะห์ข้อมูลทางวิทยาศาสตร์ ที่เกี่ยวข้องกับการเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศ 2) เตรียมมาตรการและกลยุทธ์ที่เป็นไปได้ในการบริหารจัดการ ที่เกี่ยวข้องกับการเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศ

ประเทศไทยได้ลงนามให้การรับรองอนุสัญญาสหประชาชาติว่าด้วยการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศ (The United Nation framework convention on climate change) ระหว่างการประชุมสหประชาชาติว่าด้วยสิ่งแวดล้อม และการพัฒนา เมื่อเดือน มิถุนายน 2533 ณ กรุงริโอเดอจาเนโร และได้ให้สัตยาบันเมื่อ 28 ธันวาคม พ.ศ. 2537 ทำให้อนุสัญญาดังกล่าวมีผลบังคับใช้ ณ วันที่ 28 มีนาคม 2538 ดังนั้นประเทศไทยจึงมีข้อผูกพันที่จำเป็นต้อง ปฏิบัติตามเงื่อนไขต่าง ๆ ในอนุสัญญาดังกล่าวบางประการ เช่น การประเมินการปล่อยออก และ การกักเก็บแก๊ส เรือนกระจก⁽¹⁾ และมีสิทธิในการเข้าร่วมประชุมประเทศภาคีอนุสัญญา (Conference of the parties) สมัยต่าง ๆ ได้ในฐานะประเทศภาคี ซึ่งได้จัดมาแล้วทั้งสิ้น 3 สมัย สมัยที่ 1 เมื่อเดือน เมษายน 2538 ณ นครเบอร์ลิน ประเทศสหพันธ์สาธารณรัฐเยอรมนี ที่ประชุมมีความเห็นร่วมกันว่าพันธกรณีของประเทศที่พัฒนาแล้วภายใต้ อนุสัญญานั้น ไม่มีความเพียงพอที่จะแก้ไขปัญหาเรื่องโลกร้อนและมีมติให้จัดตั้งคณะทำงาน Ad hoc group on the Berlin mandate เพื่อเจรจากร่างพินัยสารภายใต้อนุสัญญาเพื่อพิจารณาเพิ่มเติมพันธกรณีให้ประเทศที่พัฒนา แล้ว สมัยที่ 2 ณ มอนทรีออล ประเทศแคนาดา และ ล่าสุด สมัยที่ 3 เมื่อวันที่ 1-10 ธันวาคม 2540 ณ นครเกียวโต ประเทศญี่ปุ่น ที่ประชุมมีมติให้ความเห็นชอบต่อพินัยสารเกียวโต (Kyoto protocol)⁽²⁾ ซึ่งสรุปได้ว่า

- ให้ประเทศที่พัฒนาแล้วภายใต้อนุสัญญาลดการปล่อยแก๊ส 6 ชนิด ได้แก่ CO₂, CH₄, N₂O, HFC_s, PFC_s และ SF₆ โดยให้ลดแก๊สทั้ง 6 ชนิด ร่วมกันให้เท่ากับที่ปล่อยในปี 1990 ระยะเวลาดำเนินการ ในปี 2008-2012 โดยประเทศอเมริกาจะปล่อยลดลง 7% ญี่ปุ่น 6% และ กลุ่มประเทศยุโรป 8%
- ให้มี Joint Implementation with Credit เป็นการสร้าง โครงการต่าง ๆ ที่จะช่วยลดซับแก๊สเรือนกระจก ในกลุ่มประเทศภาคี เช่น ปลูกป่า
- ให้มี Emission trading ในกลุ่มประเทศพัฒนาแล้ว โดยยึดหยุ่นให้มีการซื้อ-โควตาการปล่อยแก๊ส เรือนกระจกได้ (ที่ประชุมรับหลักการไว้แต่ยังไม่มีผลในทางปฏิบัติ)
- จัดตั้ง Clean development mechanism โดยการกำหนดค่าปรับสำหรับประเทศภายใต้อนุสัญญาที่ไม่ ปฏิบัติตามที่ได้ให้สัตยาบัน ไว้เข้าเป็นกองทุนเพื่อช่วยประเทศที่กำลังพัฒนา
- ให้ประเทศที่กำลังพัฒนา ที่ไม่อยู่ภายใต้อนุสัญญาลดการปล่อยแก๊สเรือนกระจกในรูปแบบอาสา สมัคร และกำหนดเปอร์เซ็นต์ของการลดด้วย (ที่ประชุมยังไม่มีข้อสรุป) เนื่องจากสัตยาบันเดิมเริ่มแรกเป็นเรื่องเฉพาะของกลุ่มประเทศพัฒนา
- ประเทศที่จะต้องลงนามในพินัยสารเกียวโตมีไม่น้อยกว่า 55 ประเทศ และประเทศเหล่านั้นมีการปล่อย แก๊ส CO₂ รวมกันไม่น้อยกว่า 55 % ของทั้งหมด

สถาบันสิ่งแวดล้อมไทยได้จัดทำบัญชีแห่งชาติว่าด้วยการปล่อยออกและการกักเก็บแก๊สเรือนกระจกที่มีได้ถูกควบคุมโดยพิธีสารมอนทรีออล (Inventory of greenhouse gases not controlled by the Montreal protocol) ซึ่งเป็นส่วนหนึ่งของโครงการศึกษาการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศของประเทศไทย (Thailand country study on climate change) ดังตารางที่ 1

จากตารางที่ 1 การปล่อยแก๊ส CO_2 จากภาคการผลิตไฟฟ้าคิดเป็น 17 % ของทั้งหมด ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อ ประเมินปริมาณการปล่อยแก๊ส CO_2 จากภาคการผลิตไฟฟ้าโดยละเอียด นอกจากนี้ยัง ประเมินปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน และค่าใช้จ่ายในการลดแก๊ส CO_2 โดยการปลูกป่า ผลจากการศึกษาจะเป็นประโยชน์ต่อการกำหนดนโยบายในการเลือกชนิดเชื้อเพลิงเพื่อการผลิตไฟฟ้า และการกำจัดแก๊ส CO_2 ให้เหมาะสม

วิธีการ

งานวิจัยนี้ศึกษาเฉพาะส่วนการผลิตไฟฟ้าโดยใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลของการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย (กฟผ.) และการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติกับถ่านหิน โดยกำหนดให้ใช้เชื้อเพลิงมีส่วนประกอบ ดังแสดงไว้ในตารางที่ 2 การใช้ปริมาณเชื้อเพลิงและการผลิตไฟฟ้า ตั้งแต่ปี ค.ศ.1990 ถึง ค.ศ.2010 ดังแสดงในตารางที่ 3 ปริมาณการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน(ลิคนันต์) แสดงในตารางที่ 4

ในการเผาไหม้เชื้อเพลิง กำหนดให้เป็นการเผาไหม้สมบูรณ์ คาร์บอนที่อยู่ในเชื้อเพลิงเปลี่ยนเป็น CO_2 หมด และถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศสมมติให้เป็นชนิด แอนทราไซต์ ส่วนปริมาณ CO_2 ที่ถูกปล่อยสู่บรรยากาศจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติ ประเมินจากสมการ Fugitive Methane Emissions⁽⁴⁾ เกิดจากผลคูณ ปริมาณแก๊สธรรมชาติที่ขุดเจาะได้ (PJ) กับ Emission factor (kg/PJ) โดยแบ่งค่า Emission factor ออกเป็น 3 ค่า ดังนี้ 1) Production 46,000 – 96,000 kg/PJ 2) Venting and flaring 175,000 – 209,000 kg/PJ 3) Processing and transmission high emission factor 288,000 kg/PJ ส่วนปริมาณ CO_2 ที่ถูกปล่อยจากการขุดเจาะถ่านหิน ได้จากการประเมินสมการ Coal Mining Emission⁽⁴⁾ เกิดจากผลคูณ ปริมาณถ่านหินที่ขุดเจาะได้ (M tons) กับ Emission factor 0.3 – 2.0 m^3/tons และ Conversion Factor 0.67 $\text{Gg} \cdot 10^6 \text{ m}^3$ ที่ 20°C, 1 atm เมื่อได้ค่า Methane emission ทั้งแก๊สธรรมชาติ และถ่านหินนำไปคูณกับค่า ศักยภาพที่ทำให้โลกร้อน (GWPs) ซึ่งมีค่าเท่ากับ 21 ($\text{CH}_4 = 1$ มีค่าเท่ากับ 21 เท่าของ CO_2)

ในการลดแก๊ส CO_2 ใช้วิธีการปลูกป่า โดยแบ่งการปลูกป่าเป็น 2 ประเภท 1) การปลูกป่าอนุรักษ์ เป็นการปลูกแบบถาวร คือ เสียค่าใช้จ่ายดูแล 6 ปี และจะปล่อยให้โตตามธรรมชาติ 2) การปลูกป่าเศรษฐกิจ เป็นการปลูกสวนป่า มีการเสียค่าใช้จ่ายดูแลตลอดจนกว่าจะตัดไปใช้ประโยชน์ การหาพื้นที่ในการลด CO_2 โดยการปลูกป่าทั้ง 2 ประเภท จะใช้สมการคำนวณปริมาณการดูดแก๊ส CO_2 ของป่าไม้⁽⁵⁾ เกิดจากผลคูณพื้นที่ป่าไม้ (ha), เปอร์เซ็นต์คาร์บอนของไม้ และอัตราการเจริญเติบโตเฉลี่ยของไม้แต่ละชนิด ($\text{t dm}/\text{ha}/\text{y}$)

การคิดค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO₂ โดยการปลูกป่าอนุรักษ์ แบ่งเป็นการปลูกแบบป่าบนบก และป่าชายเลน แบบป่าบนบก กำหนดให้เป็นไม้สัก (*Tectona grandis*) มีอายุเจริญเติบโตเต็มที่ 30 ปี และป่าชายเลน กำหนดให้เป็นไม้โกงกาง (*Rhizophoraceae*) มีอายุเจริญเติบโตเต็มที่ 20 ปี ส่วนการปลูกป่าแบบเศรษฐกิจ (สวนป่า) ทำการปลูกไม้ 3 ชนิด 1) ไม้สัก (*Tectona grandis*) เป็นไม้ที่ปลูกได้ดีทางภาคเหนือ หรือบริเวณพื้นที่สูงไม่ มีน้ำท่วมถึง คิดค่าใช้จ่ายในการดูแลระหว่างปลูก 30 ปี หลังจากนั้นตัดนำไปใช้ประโยชน์ทั้งหมด ระยะปลูก 3x3 m (200 ต้น/ไร่)⁽⁶⁾ 2) ไม้ยูคาลิปตัส คามาลดูเลนซิส (*Eucalyptus camaldulensis*) เป็นไม้โตเร็ว ปลูกได้ดีทุก พื้นที่ในประเทศ คิดค่าใช้จ่ายดูแลระหว่างปลูก 5 ปี หลังจากนั้นตัดนำไปใช้ประโยชน์ทั้งหมด ระยะปลูก 2x4 m (200 ต้น/ไร่)⁽⁷⁾ 3) ไม้สะเดาเทียม (*Azadirachta excelsa* (Jack) Jacobs) เป็นไม้ที่ปลูกได้ดีทางภาคใต้ คิดค่าใช้จ่ายดูแล 15 ปี หลังจากนั้นนำไปตัดใช้ประโยชน์ทั้งหมด ระยะปลูก 2x2 m (400 ต้น/ไร่)⁽⁸⁾ ไม้สักและไม้สะเดาเทียมหลังจากทำการตัดจะไม่นำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงทั้งสิ้น ส่วนไม้ยูคาลิปตัส คามาลดูเลนซิส สมมติให้นำกลับมาเป็นเชื้อเพลิง การประเมินค่าใช้จ่ายในการปลูกไม้แต่ละประเภทมีข้อสมมุติฐานดังนี้ อัตราดอกเบี้ย 15% ต่อปี ไม่คิดภาวะเงินเฟ้อ การปลูกป่าอนุรักษ์ จะคิดค่าใช้จ่ายในการปลูก 6 ปี แล้วปล่อยให้โตตามธรรมชาติ ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจ จะดูแลจนกว่าจะถึงรอบตัดฟันของไม้แต่ละชนิด ค่าใช้จ่ายในปีที่ 1 ในการปลูกป่าทั้ง 2 ประเภท จะสูงกว่าปีอื่น ๆ และจะน้อยลงเรื่อย ๆ ในปีถัดมา จนกว่าจะสิ้นสุดระยะเวลาการปลูกไม้แต่ละชนิด นำค่าใช้จ่ายในแต่ละปีมาคำนวณเป็นค่าใช้จ่ายรายปี เมื่อกำหนดค่าใช้จ่ายจำเพาะ ก็นำปริมาณ CO₂ หรือพลังงานไฟฟ้าในแต่ละปีไปหารกับค่าใช้จ่ายรายปี การคิดรายได้จากการปลูกป่าเศรษฐกิจ คิดจากไม้ที่ตัดฟันได้

การวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการกำจัดแก๊ส CO₂ มี 3 กรณี 1) แต่ละปีมีการปล่อย CO₂ ออกมาเท่าไร จะทำการกำจัดทั้งหมด 2) ใช้ปี 1990 เป็นปีฐาน คิดผลต่างจากปี 1990 เป็นต้นไป มีการปล่อย CO₂ เท่าไร ก็กำจัดเท่านั้น 3) ใช้ปี 1994 เป็นปีฐาน คิดผลต่างจากปี 1994 เป็นต้นไป แล้วคิดเหมือนกรณีที่ 2

ผลและวิจารณ์

ในการผลิตไฟฟ้าโดยใช้สารไฮโดรคาร์บอนเป็นเชื้อเพลิง คือ น้ำมันเชื้อเพลิง, น้ำมันดีเซล, แก๊สธรรมชาติ, ลิกไนต์ และถ่านหินนำเข้าจากต่างประเทศ เชื้อเพลิงเมื่อเกิดการเผาไหม้สมบูรณ์จะได้ปริมาณ CO₂ 3.13 ตัน/ตันน้ำมันเชื้อเพลิง, CO₂ 3.17 ตัน/ตันน้ำมันดีเซล, CO₂ 2.36 ตัน/ตันแก๊สธรรมชาติ CO₂ 1.21 ตัน/ตันลิกไนต์ และถ่านหินนำเข้า CO₂ 3.179 ตัน/ตันแอนทราไซต์ ดังแสดงในตารางที่ 2 มีการปล่อย CO₂ รวมในปี ค.ศ. 1990 และ 2010 จำนวน 24.841 และ 64.967 ล้านตัน คิดเป็น 0.575 และ 0.486 กิโลกรัม CO₂/kWh ตามลำดับ ดังแสดงใน ตารางที่ 3 ปี ค.ศ. 1990 ถึงปี ค.ศ. 1994 เป็นการใช้ปริมาณเชื้อเพลิงจริง ส่วนในปี ค.ศ. 2000 ถึงปี ค.ศ. 2010 เป็นการพยากรณ์ (Forecast) ซึ่งขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่างในแต่ละปี อาจจะมีการตลาดเปลี่ยนได้

ตารางที่ 4 แสดงผลการคำนวณปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหิน สำหรับปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติ ปี ค.ศ. 1990 มีค่าเท่ากับ 86.519 GgCH₄ จะมีค่าเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ ในแต่ละปี จนมากที่สุดปี ค.ศ. 2004 เท่ากับ 325.477 GgCH₄ และจะลดลงมาเรื่อยๆ จนถึงปี ค.ศ.

2010 เนื่องจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติลดลงตั้งแต่ปี ค.ศ. 2004 เป็นต้นไป แต่มีการนำเข้าแก๊สจากต่างประเทศ เริ่มมีมากขึ้นในปี ค.ศ. 2000 ประมาณ 201.845 MMSCF และ เพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ จนถึงปี ค.ศ.2010 ประมาณ 976,010 MMSCF¹⁰⁰ ส่วนปริมาณแก๊สมีเทนที่รั่วจากการขุดเจาะถ่านหิน จากผลที่ได้เมื่อเทียบกับของแก๊สธรรมชาติมีค่าน้อยกว่าประมาณ 15-20 เท่า ซึ่งมีค่าน้อยมาก

การหาพื้นที่ในการลด CO₂ โดยการปลูกป่า ซึ่งได้ทำการปลูกไม้หลายชนิด ดังแสดงใน ตารางที่ 5 ผลที่ได้แสดงให้เห็นว่า การปลูกยูคาลิปตัส คามาลดูลেনซิส เมื่อเปรียบเทียบกับไม้ชนิดอื่นในแต่ละปี จะใช้พื้นที่ในการปลูกน้อยที่สุด ประมาณ 5.059 ล้านไร่ และ 8.544 ล้านไร่ ในปี ค.ศ. 1990 และ ค.ศ. 1994 ตามลำดับ ส่วนกระถินณรงค์ใช้พื้นที่มากที่สุด ประมาณ 14.303 และ 24.156 ล้านไร่ ในปี ค.ศ. 1990 และ ค.ศ. 1994 ตามลำดับ จากผลที่ได้แสดงว่า พื้นที่ในการปลูกจะมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับ อัตราการเจริญเติบโตเฉลี่ยของไม้แต่ละชนิด ดังแสดงในตารางที่ 5 โดยอัตราการเจริญเติบโตที่ใช้ในงานวิจัยครั้งนี้ได้มาจากงานวิจัยทางวนศาสตร์ ซึ่งอาจจะมีค่ามากหรือน้อยขึ้นอยู่กับสภาพภูมิประเทศ, การดูแลรักษา, ระยะห่างในการปลูก, ระยะเวลาเจริญเติบโตเต็มที่ และ อื่น ๆ

ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO₂ แสดงในตารางที่ 6 การปลูกป่าอนุรักษ์จะคิดค่าใช้จ่ายในการดูแล 6 ปี สามารถแบ่งออกเป็น 2 ชนิด 1) ป่าบนบก (กำหนดเป็นไม้สัก) ค่าใช้จ่ายรายปี 644.31 บาท/ไร่ ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO₂ 0.116 Bahu/kWh หรือ 189.87 Bahu/ตัน CO₂ และ 0.121 Bahu/kWh หรือ 189.99 Bahu/ตัน CO₂ ในปี ค.ศ. 1990 และ ค.ศ. 1994 ตามลำดับ 2) ป่าชายเลน (กำหนดให้เป็นไม้โกงกาง) ค่าใช้จ่ายรายปี 932.67 บาท/ไร่ ค่าใช้จ่ายในการกำจัด CO₂ ในปี ค.ศ. 1990 เท่ากับ 0.142 Bahu/kWh หรือ 232.58 Bahu/ตัน CO₂ ในปี ค.ศ. 1994 เท่ากับ 0.149 Bahu/kWh หรือ 232.22 Bahu/ตัน CO₂ ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจเมื่อหักรายได้จากการขายไม้จะเป็นกำไรสุทธิแบ่งการปลูกเป็นไม้ 3 ชนิด 1) ไม้สัก กำไรสุทธिरายปี 2155.57 บาท/ไร่ (คิด 30 ปี) กำไรสุทธิในการกำจัด CO₂ ในปี ค.ศ. 1990 เท่ากับ 0.389 Bahu/kWh หรือ 635.20 Bahu/ตัน CO₂ ในปี ค.ศ.1994 เท่ากับ 0.407 Bahu/kWh หรือ 635.64 Bahu/ตัน CO₂ 2) ไม้ยูคาลิปตัส คามาลดูลেনซิส กำไรสุทธिरายปี 83.64 บาท/ไร่ (คิด 5 ปี) กำไรสุทธิในการกำจัด CO₂ ในปี ค.ศ. 1990 เท่ากับ 0.010 Bahu/kWh หรือ 16.0 Bahu/ตัน CO₂ ในปี ค.ศ. 1994 เท่ากับ 0.010 Bahu/kWh หรือ 16.0 Bahu/ตัน CO₂ 3) ไม้สะเดาเทียม กำไรสุทธिरายปี 5151.98 บาท/ไร่ (คิด 15 ปี) กำไรสุทธิในการกำจัด CO₂ ในปี ค.ศ. 1990 เท่ากับ 1.302 Bahu/kWh หรือ 2125.88 Bahu/ตัน CO₂ ในปี ค.ศ. 1994 เท่ากับ 1.363 Bahu/kWh หรือ 2126.31 Bahu/ตัน CO₂

เมื่อใช้ปี ค.ศ. 1990 เป็นปีฐานดังแสดงใน ตารางที่ 7 ค่าใช้จ่ายในการลด CO₂ ในปี ค.ศ. 2000 โดยการปลูกป่าอนุรักษ์ 1) ป่าบนบก 0.047 Bahu/kWh หรือ 90.22 Bahu/ตัน CO₂ 2) ป่าชายเลน 0.059 Bahu/kWh หรือ 110.41 Bahu/ตัน CO₂ กำไรสุทธิในการลด CO₂ โดยการปลูกป่าเศรษฐกิจ 1) ไม้สัก 0.160 Bahu/kWh หรือ 301.85 Bahu/ตัน CO₂ 2) ไม้ยูคาลิปตัส คามาลดูลেনซิส 0.004 Bahu/kWh หรือ 7.59 Bahu/ตัน CO₂ 3) ไม้สะเดาเทียม 0.519 Bahu/kWh หรือ 978.31 Bahu/ตัน CO₂

เมื่อใช้ปี ค.ศ. 1994 เป็นปีฐานดังแสดงใน ตารางที่ 8 ค่าใช้จ่ายในการลด CO₂ ในปี ค.ศ. 2000 มีดังนี้ การปลูกป่าอนุรักษ์ 1) ป่าบนบก 0.011 Bahu/kWh หรือ 21.50 Bahu/ตัน CO₂ 2) ป่าชายเลน 0.014 Bahu/kWh หรือ 26.30 Bahu/ตัน CO₂ กำไรสุทธิในการลด CO₂ โดยการปลูกป่าเศรษฐกิจ 1) ไม้สัก 0.038 Bahu/kWh หรือ

71.93 Bahu/ตัน CO₂ 2) ไม้ยูคาลิปตัส คามาลดูเลนซิส 0.001 Bahu/kWh หรือ 1.81 Bahu/ตัน CO₂ 3) ไม้สะเดา เทียม 0.127 Bahu/kWh หรือ 240.48 Bahu/ตัน CO₂

ถ้าปลูกไม้ยูคาลิปตัส คามาลดูเลนซิส แทนพื้นที่มันสำปะหลังทั้งหมดประมาณ 7.9 ล้านไร่⁽¹⁸⁾ เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า โดยราคาค้นทุนกระแสไฟฟ้า จากงานวิจัยที่ผ่านมาประมาณ 2.38 Bahu/kWh⁽¹⁹⁾ เมื่อคิดตามอัตราส่วนพื้นที่ที่ปลูก 20%, 40% , 60%, 80% และ 100% จะผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ 2036.78 GWh, 4073.57 GWh, 6110.35 GWh, 8147.14 GWh และ 10183.92 GWh ตามลำดับ ถ้าคิดพื้นที่ใช้ประโยชน์เพียง 80% สามารถลดปริมาณการใช้ถิกไนต์ในปี ค.ศ. 2000 ได้ 56.6% ลดปริมาณ CO₂ จากถิกไนต์ได้ 8.431 ล้านตัน หรือถ้าใช้แก๊สธรรมชาติ สามารถลดปริมาณใช้ได้ 11.6% ลดปริมาณ CO₂ จากแก๊สธรรมชาติได้ 3.087 ล้านตัน ส่วนปริมาณถ่านที่ได้จากการตัดไม้โกงกาง (ป่าชายเลน) เท่ากับ 65% ของน้ำหนักไม้แห้ง⁽²⁰⁾ เมื่อคิดพื้นที่ป่าชายเลน 1.05 ล้านไร่⁽¹¹⁾ โดยคิดตามอัตราส่วนพื้นที่ที่ปลูก 20%, 40%, 60%, 80% และ 100% จะได้ปริมาณถ่าน 0.298, 0.597, 0.895, 1.194 และ 1.49 ล้านตัน เมื่อค่าความร้อนไม้โกงกาง 31.4 kJ/g⁽²⁰⁾ คิดเป็นความร้อนที่ได้ 9.36, 18.74 , 28.09 , 37.48 และ 46.77x10⁶ GJ ตามลำดับ ถ้าใช้ถ่านที่ได้จากไม้โกงกางโดยคิดพื้นที่ใช้ประโยชน์เพียง 60% จะสามารถทดแทน LPG ได้ 1055.2 ล้านลิตร (คิดค่าความร้อนของ LPG เท่ากับ 26.62 MJ/litre)⁽²¹⁾ ซึ่งเท่ากับ 47.7% ของ LPG ที่ใช้ในบ้านเรือนและธุรกิจขนาดเล็กในปี ค.ศ. 1996 ในกรณีนำถ่านไปใช้แทนถิกไนต์เมื่อคิดว่าความร้อนของถิกไนต์ 12.8 MJ/kg⁽³⁾ จะสามารถลดปริมาณการใช้ถิกไนต์ได้ 2.194 ล้านตัน ลด CO₂ จากถิกไนต์ 2.5 ล้านตัน แต่ถ่านนำถ่านไปใช้แทนแก๊สธรรมชาติ เมื่อคิดว่าความร้อนของแก๊สธรรมชาติ 45 MJ/kg⁽³⁾ จะสามารถลดปริมาณการใช้แก๊สธรรมชาติได้ 0.624 ล้านตัน ลด CO₂ ได้ 1.47 ล้านตัน

สรุป

การผลิตไฟฟ้าโดยใช้สารไฮโดรคาร์บอนจำพวกน้ำมันเชื้อเพลิง น้ำมันดีเซล แก๊สธรรมชาติ ถิกไนต์ และถ่านหินนำเข้าต่างประเทศ เป็นเชื้อเพลิง ทำให้เกิดการปล่อย CO₂ 24.841 และ 64.967 ล้านตัน คิดเป็น 0.575 และ 0.486 kg CO₂/kWh ในปี ค.ศ. 1990 และ 2010 ตามลำดับ ปริมาณการรั่วของแก๊สมีเทนจากการขุดเจาะแก๊สธรรมชาติและถ่านหินในประเทศ ทำให้เกิดการปล่อย CO₂ 1.594 และ 3.390 ล้านตัน ในปี ค.ศ. 1990 และ 2010 ในการลดปริมาณ CO₂ โดยวิธีการปลูกป่า จะแบ่งการปลูกป่าเป็น 2 ประเภท 1) การปลูกป่าอนุรักษ์ 2) การปลูกป่าเศรษฐกิจ ป่าอนุรักษ์ไม้สักมีค่าใช้จ่าย 0.116 และ 0.100 บาท/kWh ในปี ค.ศ. 1990 และ 2000 ตามลำดับ ถ้าใช้ปี 1990 เป็นปีฐาน ตามอนุสัญญาระหว่างประเทศในการลดแก๊สเรือนกระจก ค่าใช้จ่ายในปี ค.ศ. 2000 เท่ากับ 0.047 บาท/kWh ส่วนการปลูกป่าเศรษฐกิจได้กำไรสุทธิในการลด CO₂

ถ้ามีการปลูกยูคาลิปตัส คามาลดูเลนซิส แทนมันสำปะหลังเพียง 80% ของพื้นที่ 7.9 ล้านไร่ เพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า จะสามารถลดปริมาณการใช้ถิกไนต์ที่ใช้ในปี ค.ศ. 2000 ได้ถึง 56.6% ลด CO₂ ได้ 8.431 ล้านตัน หรือสามารถลดปริมาณการใช้แก๊สธรรมชาติได้ 11.6% ลด CO₂ ได้ 3.087 ล้านตัน ถ้ามีการปลูกไม้โกงกางเพียง 60% ของพื้นที่ 1.05 ล้านไร่ เพื่อผลิตถ่าน จะสามารถลดการใช้ LPG ที่ใช้ในปี ค.ศ. 1996 ได้