



รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการเทคโนโลยีการอบแห้ง

เล่มที่ 1

โดย สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และคณะ

กันยายน 2546

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการเทคโนโลยีการอบแห้ง

เล่มที่ 1

คณะผู้วิจัย		สังกัด
1. ศ.ดร.สมชาติ	โสภณรณฤทธิ์	มจร.
2. รศ. วารุณี	เตีย	มจร.
3. รศ.ดร.สมเกียรติ	ปรัชญาวรากร	มจร.
4. ผศ.ดร.อดิศักดิ์	นาถกรณกุล	มจร.
5. ผศ.สมบูรณ์	เวชกามา	มจร.
6. รศ.ดร.อภิชาติ	เทอดโยธิน	มจร.
7. ดร.จิรพรรณ	เตียรต์สุวรรณ	มจร.
8. ผศ.ดร.ลักกมณ	เทพหัสติน ณ อยุธยา	มจร.
9. ดร.ฐานิตย์	เมธิยานนท์	ม.มหานคร

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

กิตติกรรมประกาศ

คณะนักวิจัยใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ที่ให้การสนับสนุนโครงการเมธีวิจัยอาวุโส สกว. - เทคโนโลยีการอบแห้ง นอกจากนี้ยังใคร่ขอขอบคุณหน่วยงานต่าง ๆ ที่ให้ความร่วมมือเป็นอย่างดี ได้แก่บริษัทไรซ์เอ็นจิเนียริงส์พหลายจำกัด บริษัทจักรวาลเทคโนโลยีเกษตรจำกัด สถาบันวิจัยอาหารและพัฒนาผลิตภัณฑ์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ สถาบันวิจัยข้าว กองกสิกรรมและสัตววิทยา และกองเกษตรวิศวกรรม กรมวิชาการเกษตร และสุดท้ายได้แก่โรงสีข้าวทุ่งหลี่จัน ที่ได้ให้การสนับสนุนงานวิจัยด้านการทดสอบเครื่องต้นแบบอย่างดียิ่ง ทำให้ประสบความสำเร็จและนำไปสู่การผลิตขายอย่างแพร่หลาย

บทคัดย่อ

รหัสโครงการ : RTA/12/2543

ชื่อโครงการ : เทคโนโลยีการอบแห้ง

คณะผู้วิจัย :

	คณะผู้วิจัย	สังกัด
1. ศ.ดร.สมชาติ	โสภณรณฤทธิ์	มจร.
2. รศ. วารุณี	เดีย	มจร.
3. รศ.ดร.สมเกียรติ	ปรัชญาวรากร	มจร.
4. ผศ.ดร.อดิศักดิ์	นาถกรณกุล	มจร.
5. ผศ.สมบูรณ์	เวชกามา	มจร.
6. รศ.ดร.อภิชาติ	เทอดโยธิน	มจร.
7. ดร.จิรวรรณ	เตียรุสสุวรรณ	มจร.
8. ผศ.ดร.สักกมน	เทพหัสดิน ณ อยู่ธยา	มจร.
9. ดร.ฐานิตย์	เมธิยานนท์	ม.มหานคร

Email Address : Somchart.Sop@Kmutt.ac.th

ระยะเวลาดำเนินการ : 1 ตุลาคม 2543 – 30 กันยายน 2546

วัตถุประสงค์ :

โครงการเทคโนโลยีการอบแห้งมีวัตถุประสงค์เพื่อ เพิ่มความสามารถในการวิจัยของกลุ่มนักวิจัยใน
ห้องปฏิบัติการวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
โดยมีเป้าหมายสูงสุดในการยกระดับความสามารถให้ทัดเทียมกับระดับนานาชาติ เทคโนโลยีการอบแห้งที่
เน้นได้แก่ การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารโดยเทคนิคต่าง ๆ นอกจากเป้าหมายเพื่อตีพิมพ์เผยแพร่ในวารสาร
นานาชาติแล้ว ยังมีเป้าหมายให้มีการนำผลงานไปผลิตขายและใช้งานในภาคอุตสาหกรรมด้วย

วิธีการ :

โดยการทำงานเป็นทีมในรูปแบบของปราชญ์ คือมีฐานของปราชญ์เป็นนักศึกษาปริญญาโทและ
ปริญญาเอก มีอาจารย์ผู้ช่วยอยู่ระหว่างฐานและยอดของปราชญ์ ซึ่งมีหัวหน้ากลุ่มวิจัยคอยดูแลให้คำแนะนำ
ปรึกษา ในขณะที่ขณะหนึ่งจะมีนักศึกษาปริญญาโทและปริญญาเอกประมาณ 15 และ 8 คน ตามลำดับ มี
อาจารย์ผู้ช่วยประมาณ 6 คน

หัวข้อการวิจัยส่วนใหญ่เกี่ยวข้องกับเทคโนโลยีการอบแห้ง หากแบ่งตามผลิตภัณฑ์ที่สำคัญได้แก่ เมล็ดพืช จำพวกข้าว ข้าวโพด ถั่วเหลือง ผักและผลไม้ สมุนไพร เนื้อสัตว์ แต่อาจแบ่งตามลักษณะของเทคโนโลยีการอบแห้ง ได้แก่ การอบแห้งโดยใช้ลมร้อนหรือไอน้ำร้อนยวดยิ่ง การอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดเซชันและเทคนิคสเปาเต็ดเบด การอบแห้งโดยใช้บีบอัดความร้อน นอกจากนี้ยังทำการวิจัยด้านการใช้พลังงานหมุนเวียนจากชีวมวล และการประหยัดพลังงานในการอบแห้ง

หัวข้อวิจัยส่วนใหญ่ได้จากการรับรู้ปัญหาจากภาคเอกชนทั้งผู้ใช้และผู้ผลิตเครื่องอบแห้ง โดยความร่วมมือกับบริษัทผู้ผลิตในการพัฒนาเครื่องต้นแบบและเน้นการทดสอบในสถานประกอบการ ทำให้เครื่องต้นแบบหลายเครื่องประสบผลสำเร็จในการผลิตขายอย่างแพร่หลาย แต่โครงการวิจัยนี้ยังเน้นที่การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงานในวารสารนานาชาติที่ปรากฏในฐานข้อมูลที่เป็นที่ยอมรับ

ผล :

โครงการวิจัยนี้ประสบผลสำเร็จเกินเป้าหมายที่ตั้งไว้ คือได้ผลงานตีพิมพ์ในวารสารนานาชาติจำนวน 16 เรื่อง (ไม่นับที่อยู่ระหว่างการตีพิมพ์) ในวารสารในประเทศจำนวน 18 เรื่อง ในรายงานการประชุมทางวิชาการนานาชาติ จำนวน 22 เรื่อง และในรายงานการประชุมทางวิชาการในประเทศ จำนวน 34 เรื่อง บางบทในหนังสือ 2 เล่ม ๆ ละ 1 บท สิทธิบัตรการประดิษฐ์ระหว่างการตรวจสอบจำนวน 1 เรื่อง มีนักศึกษาระดับปริญญาเอกและปริญญาโทจบการศึกษา 6 คน และ 28 คน ตามลำดับ นอกจากประสบความสำเร็จทางด้านผลงานทางวิชาการแล้ว ยังสามารถขยายผลไปสู่ภาคอุตสาหกรรมเมล็ดพืชและอุตสาหกรรมผักและผลไม้ โดยมีบริษัทเอกชนผลิตขายเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดสำหรับข้าวเปลือก ข้าวเนือง ข้าวโพด และถั่วเหลือง เต้าเผาเกลบแบบไซโคลน เครื่องอบแห้งบีบอัดความร้อนและเครื่องอบแห้งลมร้อนสำหรับอุตสาหกรรมผักและผลไม้แห้ง

วิจารณ์และสรุป :

1. ได้ตีพิมพ์ผลงานวิจัยในวารสารนานาชาติจำนวน 16 เรื่อง มีค่า impact factor (2001) รวม 7.28
2. ใช้เงินวิจัยสำหรับโครงการนี้รวมประมาณ 6 ล้านบาท คิดเป็นค่าใช้จ่ายประมาณ 375,000 บาท ต่อบทความในวารสารนานาชาติ 1 เรื่อง
3. ได้ตีพิมพ์ผลงานวิจัยในวารสารในประเทศจำนวน 18 เรื่อง หากคิดให้บทความในวารสารในประเทศจำนวน 2 เรื่อง เทียบเท่ากับบทความในวารสารนานาชาติจำนวน 1 เรื่อง จะได้บทความเทียบเท่าวารสารนานาชาติจำนวน 9 เรื่อง คิดเป็นค่าใช้จ่ายประมาณ 240,000 บาทต่อบทความเทียบเท่าวารสารนานาชาติ 1 เรื่อง
4. ผลงานวิจัยที่นำไปสู่ภาคอุตสาหกรรมสามารถก่อประโยชน์อย่างสูง เช่น ลดค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง เพิ่มคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ซึ่งอาจจะประมาณได้ค่อนข้างยากว่าเป็นจำนวนเงินเท่าไร แต่เตาเกลบแบบไซโคลนสามารถทดแทนการใช้น้ำมันดีเซลซึ่งใช้กันแต่เดิม โดยน่าจะมียูลค่าไม่น้อยกว่าหนึ่งร้อยล้านบาทในแต่ละปี นอกจากนี้ยังสร้างรายได้ให้กับประเทศจากการส่งออกเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดและเตาเกลบแบบไซโคลน

5. ได้ค้นพบผลพลอยได้จากการใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งสำหรับอบแห้งข้าวเปลือก ผัก ผลไม้ และเนื้อสัตว์ ซึ่งคาดว่าจะนำไปสู่การพัฒนากระบวนการผลิตใหม่ ๆ ที่มีค่าใช้จ่ายต่ำ ผลกระทบใหม่ ๆ ที่เป็นที่ยอมรับสำหรับตลาดระดับบน
6. ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับระบบอบแห้งแบบต่าง ๆ จนสามารถนำไปสู่การหาเงื่อนไขการออกแบบและเงื่อนไขการทำงานที่เหมาะสมที่สุด
7. ที่สำคัญที่สุดคือการพัฒนาทีมวิจัยจากสหสาขาวิชาให้ทำงานกันเป็นทีม รวม 66 คนในระยะเวลา 3 ปี

คำสำคัญ : การอบแห้ง, คุณภาพ, แบบจำลองทางคณิตศาสตร์, บั้มความร้อน, ผัก, ผลไม้, ฟลูอิดิซ์เบต, เมล็ดพืช, อาหาร, ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

ABSTRACT

Project code: RTA/12/2543

Project title: Drying Technology

Investigators:

Investigators		Organization
1. Prof.Dr.Somchart	Sophonronnarit	KMUTT
2. Assoc.Prof.Warunee	Tia	KMUTT
3. Assoc.Prof.Dr.Somkiat	Prachayawarakorn	KMUTT
4. Asst.Prof.Dr.Adisak	Nathakaranakule	KMUTT
5. Asst.Prof.Somboon	Wetchacama	KMUTT
6. Assoc.Prof.Dr.Apichit	Therdyothin	KMUTT
7. Dr.Jirawan	Tiansuwan	KMUTT
8. Asst.Prof.Dr.Sakamon	Devahastin	KMUTT
9. Dr.Thanit	Madhiyanon	U.Mahanakorn

Email Address: somchart.sop@kmutt.ac.th

Project period: 1 October 2000 – 30 September 2003

Objectives:

The objective of the Drying Technology Project is to enhance the research capabilities of the researchers in the Drying Technology Research Laboratory (DTRL), School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi to an international level. The research topics are emphasized on drying grains and foods with several techniques. The outputs from the researches are aimed not only for international journal publications but also for commercialization and industrial uses.

Methodology:

This project is operated in a pyramid shape, where master and doctoral students are at the base of the pyramid, the student advisors are in the middle, and a head of the project is at the top of the

pyramid as project manager and advisor. During each semester, there are about 15 master and 8 doctoral students working in the project under 6 co-supervisors.

Research topics of the project are mostly in the field of drying technology. Products to be dried are emphasized on grains (i.e. paddy, corn, and soybean), vegetable, fruit, herb and meat. The drying technologies used in the project are hot air and superheated steam drying, fluidized bed and spouted bed drying, and heat pump drying. Renewable energy from biomass and drying energy saving are also in the research topics of the project.

Research topics are set up from private sectors' problems, both from dryer users and producers. By cooperating with producers in developing dryer prototypes and testing them on sites, several prototypes are successful and have been commercialized. The knowledge from these developments and experiments is planned to be published in cited international journals.

Results:

The success of this project is beyond the proposed target. The outputs of the project are 16 publications in international journals (excluding some papers in print), 18 publications in national journals, 22 papers in international proceedings, 34 papers in national proceedings, and two chapters in two books. Six doctoral and 28 master students in the project have been graduated. One patent of invention is on pending status. Besides the academic outputs, the knowledge of the project is also transferred to industrial sectors in grain, vegetable and fruit drying. Private companies have been produced and commercialized fluidized bed dryers for drying paddy, parboiled rice, corn and soybean; rice-husk cyclonic furnace; and heat pump and hot air dryer for fruit and vegetable drying industries.

Analysis and Conclusion:

1. Sixteen papers have been published in international journals with overall impact factor (2001) of 7.28.
2. The overall budget used in this project is about 6 million baht and is about equivalent to 375,000 baht per an international paper.
3. Eighteen papers have been published in national journals. If two national papers are set to be equal to one international paper, these national papers are equivalent to nine international papers and cost about 240,000 baht per an equivalent international paper.
4. Research outputs transferred to industrial sectors resulted in high benefit to these sectors, such as saving drying energy, improving dried products' qualities (although it may be difficult to

estimate the real profit from this improvement), reducing diesel consumption by replacing a diesel burner with a rice-husk cyclonic furnace. Overall benefit should not be less than 100 million baht per year. This technology transfer also produced more incomes from exporting fluidized bed dryers and rice-husk cyclonic furnaces.

5. Advantages of using superheated steam for drying paddy, vegetable, fruit and meat were found from this research. This drying technique has a trend to use for developing new drying processes, which have low drying cost and could produce new acceptable drying products for a high market.
6. Mathematical models of studied drying techniques have been developed to the level that can be used for optimizing drying designs and operations.
7. The most success of the project is the cooperation of 66 researchers from multi branches of knowledge for three years.

Key words: drying, food, fluidization, fruit, grain, heat pump, mathematical model, quality, superheated steam, vegetable.

Executive Summary

กระทรวงอุตสาหกรรมรายงานไว้ว่าประเทศไทยส่งออกอาหารแห้งปีละกว่า 7,500 ล้านบาท นอกจากนี้ยังส่งออกข้าวอีกปีละกว่า 75,000 ล้านบาทหรือ 10 เท่าของอาหารแห้ง การอบแห้งเป็นกระบวนการสำคัญในสายการผลิตของผลิตภัณฑ์เหล่านี้ ห้องปฏิบัติการวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ทำการวิจัยด้านเทคโนโลยีการอบแห้งมานานกว่า 20 ปี หัวข้อวิจัยที่สำคัญได้แก่การอบแห้งข้าวเปลือก ข้าวโพด ถั่วเหลือง โดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบด การอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดสั้นสะท้อน การอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบด การอบแห้งโดยบีบความร้อน เตาเผาเกลบฯ ได้มีการผลิตขายเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดและเตาเผาเกลบอย่างแพร่หลาย นอกจากนี้ยังมีการผลิตขายเครื่องอบแห้งโดยบีบความร้อน อย่างไรก็ตามยังมีรายละเอียดในการวิจัยเพิ่มเติมเกี่ยวกับเทคนิคการอบแห้งเหล่านี้ ได้แก่ ผลพลอยได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรซ์เบดและการประหยัดพลังงาน การออกแบบระบบอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด การปรับปรุงเครื่องต้นแบบเครื่องอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบด นอกจากนี้เทคนิคการอบแห้งแบบใหม่ เช่น การอบแห้งโดยใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งน่าจะมีศักยภาพทั้งในแง่ของการประหยัดพลังงานและคุณภาพของผลิตภัณฑ์ หรือพัฒนาผลิตภัณฑ์ใหม่เมื่อเทียบกับการใช้ลมร้อน หัวข้อย่อยต่าง ๆ เหล่านี้เป็นความรู้ใหม่ มีศักยภาพในการตีพิมพ์ในวารสารนานาชาติและการนำผลงานไปใช้ในภาคอุตสาหกรรม

โครงการวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้งนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มความสามารถในการวิจัยของกลุ่มนักวิจัยในห้องปฏิบัติการวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี โดยมีเป้าหมายสูงสุดในการยกระดับความสามารถให้ทัดเทียมกับระดับนานาชาติ เทคโนโลยีการอบแห้งที่เน้นได้แก่ การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารโดยเทคนิคต่าง ๆ นอกจากเป้าหมายเพื่อตีพิมพ์เผยแพร่ในวารสารนานาชาติแล้ว ยังมีเป้าหมายให้มีการนำผลงานไปผลิตขายและใช้งานในภาคอุตสาหกรรมด้วย

โดยการทำงานเป็นทีมในรูปแบบของปิรามิด คือมีฐานของปิรามิดเป็นนักศึกษาปริญญาโทและปริญญาเอก มีอาจารย์ผู้ช่วยอยู่ระหว่างฐานและยอดของปิรามิด ซึ่งมีหัวหน้ากลุ่มวิจัยคอยดูแลให้คำแนะนำปรึกษา ในขณะที่ใดขณะหนึ่งจะมีนักศึกษาปริญญาโทและปริญญาเอกประมาณ 15 และ 8 คน ตามลำดับ มีอาจารย์ผู้ช่วยประมาณ 6 คน หัวข้อการวิจัยส่วนใหญ่เกี่ยวข้องกับเทคโนโลยีการอบแห้ง หากแบ่งตามผลิตภัณฑ์ที่สำคัญได้แก่ เมล็ดพืช จำพวกข้าว ข้าวโพด ถั่วเหลือง ผักและผลไม้ สมุนไพร เนื้อสัตว์ แต่อาจแบ่งตามลักษณะของเทคโนโลยีการอบแห้ง ได้แก่ การอบแห้งโดยใช้ลมร้อนหรือไอน้ำร้อนยวดยิ่ง การอบแห้งโดยเทคนิคฟลูอิดไรซ์เบดและเทคนิคสเปาเต็ดเบด การอบแห้งโดยใช้บีบความร้อน นอกจากนี้ยังทำการวิจัยด้านการใช้พลังงานหมุนเวียนจากชีวมวล และการประหยัดพลังงานในการอบแห้ง

โครงการวิจัยนี้ประสบความสำเร็จเกินเป้าหมายที่ตั้งไว้ คือได้ผลงานตีพิมพ์ในวารสารนานาชาติ จำนวน 16 เรื่อง (ไม่นับที่อยู่ระหว่างการตีพิมพ์) ในวารสารในประเทศจำนวน 18 เรื่อง ในรายงานการประชุมทางวิชาการนานาชาติ จำนวน 22 เรื่อง และในรายงานการประชุมทางวิชาการในประเทศ จำนวน 34 เรื่อง บางบทในหนังสือ 2 เล่ม ๆ ละ 1 บท สิทธิบัตรการประดิษฐ์ระหว่างการตรวจสอบจำนวน 1 เรื่อง นอกจากประสบความสำเร็จทางด้านผลงานทางวิชาการแล้ว ยังสามารถขยายผลไปสู่ภาคอุตสาหกรรมเมล็ดพืชและอุตสาหกรรมผักและผลไม้ โดยมีบริษัทเอกชนผลิตขายเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดสำหรับข้าวเปลือก ข้าวโพด และถั่วเหลือง เตาเผาเกลบแบบไซโคลน เครื่องอบแห้งบีบความร้อนและเครื่องอบแห้งลมร้อนสำหรับอุตสาหกรรมผักและผลไม้แห้ง

ผลงานวิจัยที่นำไปสู่ภาคอุตสาหกรรมสามารถก่อประโยชน์อย่างสูง เช่น ลดค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง เพิ่มคุณภาพของผลิตภัณฑ์ ซึ่งอาจจะประมาณได้ค่อนข้างยากว่าเป็นจำนวนเงินเท่าไร แต่เตาแกลบแบบไฮโคลนสามารถทดแทนการใช้น้ำมันดีเซลซึ่งใช้กันแต่เดิม โดยน่าจะจะมีมูลค่าไม่น้อยกว่าหนึ่งร้อยล้านบาทในแต่ละปี นอกจากนี้ยังสร้างรายได้ให้กับประเทศจากการส่งออกเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดและเตาแกลบแบบไฮโคลน

การใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งสำหรับอบแห้งข้าวเปลือก ผัก ผลไม้ และเนื้อสัตว์ น่าจะนำไปสู่การพัฒนากระบวนการผลิตใหม่ ๆ ที่มีค่าใช้จ่ายต่ำ ผลิตภัณฑ์ใหม่ ๆ ที่เป็นที่ยอมรับสำหรับตลาดระดับบน จึงน่าที่จะทำการวิจัยต่อไป

ที่สำคัญไม่น้อยไปกว่าผลที่ได้จากโครงการข้างต้นคือการพัฒนากลุ่มวิจัยจากสหสาขาวิชาให้ทำงานกันเป็นทีม รวมแล้ว 66 คน ตลอดระยะเวลา 3 ปี มีนักศึกษาระดับปริญญาเอกและปริญญาโทจบการศึกษา 6 คน และ 28 คน ตามลำดับ

เนื้อหางานวิจัย

โครงการวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้งมีวัตถุประสงค์เพื่อ เพิ่มความสามารถในการวิจัยของกลุ่มนักวิจัยในห้องปฏิบัติการวิจัยเทคโนโลยีการอบแห้ง คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี โดยมีเป้าหมายสูงสุดในการยกระดับความสามารถให้ทัดเทียมกับระดับนานาชาติ เทคโนโลยีการอบแห้งที่เน้นได้แก่ การอบแห้งเมล็ดพืชและอาหารโดยเทคนิคต่าง ๆ นอกจากเป้าหมายเพื่อตีพิมพ์เผยแพร่ในวารสารนานาชาติแล้ว ยังมีเป้าหมายให้มีการนำผลงานไปผลิตขายและใช้งานในภาคอุตสาหกรรมด้วย

กลุ่มวิจัยประกอบด้วยอาจารย์ 9 คน นักศึกษาปริญญาโทและปริญญาเอก 57 คน รวม 66 คน ดังเอกสารแนบ 1 และ 2 ทำงานเป็นทีมในรูปแบบของปิรามิด คือมีนักศึกษาปริญญาโทและปริญญาเอกเป็นฐานของปิรามิด มีอาจารย์ผู้ช่วยอยู่ระหว่างฐานและยอดของปิรามิด ซึ่งมีหัวหน้ากลุ่มวิจัยคอยดูแลให้คำแนะนำปรึกษา ในช่วงระยะเวลา 3 ปี มีนักศึกษาระดับปริญญาเอกและปริญญาโทจบการศึกษา 6 คน และ 28 คน ตามลำดับ โดยทำการวิจัยภายใต้หัวข้อต่าง ๆ ดังนี้

1. การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อจลศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพของเมล็ดข้าวโพด
2. การประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนระดับอุตสาหกรรม
3. การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไชต์เบดด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
4. อิทธิพลของการทำเหมเปอริงที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไชต์เบด
5. การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
6. การอบแห้งหน่อไม้ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
7. การอบแห้งข้าวโพดโดยเทคนิคสเปาเต็ตเบดสองมิติ
8. การทำน้ำร้อนโดยใช้บีบความร้อน
9. การศึกษาการอบแห้งผลไม้โดยใช้บีบความร้อน (ปริญญาเอก)
10. ศักยภาพของการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมในโรงสีข้าวของประเทศไทย
11. การอบแห้งข้าวกล้อง
12. การอบแห้งผลไม้แบบถาดโดยใช้ LPG
13. การอบแห้งเมล็ดพืชโดยเทคนิคสเปาเต็ตเบด (ปริญญาเอก)
14. การประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย
15. การพัฒนาเครื่องต้นแบบของเครื่องอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
16. การจำลองสภาวะและการศึกษาหาแนวทางการอบแห้งลำไยที่เหมาะสมที่สุด (ปริญญาเอก)
17. การประหยัดพลังงานในโรงงานสมุนไพรแผ่นอบแห้ง
18. แนวทางการออกแบบระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวที่เหมาะสมที่สุด (ปริญญาเอก)
19. การรักษาคูณภาพข้าวเปลือกขึ้นโดยการอบแห้งและการระบายอากาศ
20. การผลิตก๊าซร้อนและไอน้ำจากเตาเผาไฮโดรเจน
21. นโยบายด้านงานวิจัยพลังงานหมุนเวียน
22. การอบแห้งผลิตภัณฑ์การเกษตรด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
23. การทำขึ้นข้าวกล้องและข้าวเปลือก
24. การพัฒนาเครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือก
25. การอบแห้งข้าวหนึ่งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชต์เบด

26. เครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนร่วมกับอินฟราเรด
27. การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งพัลส์ฟลูอิดไคซ์เบด
28. การศึกษาเปรียบเทียบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนและการออกแบบที่เหมาะสมที่สุด (ปริญาเอก)
29. สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนและมวลในการอบแห้งแบบสเปาเด็ดเบด
30. ศักยภาพการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมในโรงสีข้าวหนึ่งในประเทศไทย
31. การจัดการการใช้พลังงานในโรงงานเฟอร์นิเจอร์
32. การอบแห้งและการให้ความร้อนเมล็ดถั่วเหลือง (ปริญาเอก)
33. การเพิ่มปริมาณข้าวตันของข้าวคุณภาพต่ำโดยการแช่ร่วมกับการอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบด
34. การฆ่าแมลงด้วยความร้อนในข้าวขาวและข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบด

ผลงานวิจัยปรากฏในรูปแบบของบทความวิจัยที่ตีพิมพ์ในวารสารนานาชาติจำนวน 16 เรื่อง (ไม่นับที่ อยู่ระหว่างการตีพิมพ์) ในวารสารในประเทศจำนวน 18 เรื่อง ในรายงานการประชุมทางวิชาการนานาชาติ จำนวน 22 เรื่อง และในรายงานการประชุมทางวิชาการในประเทศจำนวน 34 เรื่อง บางบทในหนังสือ 2 เล่ม ๑ ละ 1 บท สิทธิบัตรการประดิษฐ์ระหว่างตรวจสอบจำนวน 1 เรื่อง รายชื่อของผลงานวิจัยแสดงใน เอกสารแนบ 3 โดยแยกแยะเป็นของรายบุคคลดังเอกสารแนบ 4 ทั้งนี้ได้แนบรายละเอียดของเนื้อหา ผลงานวิจัยแต่ละรายการมาด้วยในท้ายเล่มของรายงาน

รายชื่อผู้ทำงานในโครงการ
1 ตุลาคม 2543 - 30 กันยายน 2546

ชื่อ-นามสกุล	ตำแหน่งวิชาการ		ต้นสังกัด			ตำแหน่งในโครงการ	สถานภาพปัจจุบัน
	เมื่อเข้าโครงการ	ปัจจุบัน	ภาควิชา	คณะ	มหาวิทยาลัย		
1. ศ.ดร.สมชาติ โสภณรณฤทธิ์	ศ.11	ศ.11	เทคโนโลยีพลังงาน	พลังงานและวัสดุ	มจร.	หัวหน้าโครงการ	หัวหน้าโครงการ
2. รศ. วารุณี เตีย	รศ.	รศ.	เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน	พลังงานและวัสดุ	มจร.	นักวิจัย	ยังอยู่
3. รศ.ดร.สมเกียรติ ปรียานุวรากร	ศ.	รศ.	วิศวกรรมเคมี	วิศวกรรมศาสตร์	มจร.	นักวิจัย	ยังอยู่
4. ศ.ดร.สมบูรณ์ เวชกามา	อาจารย์	ศ.	เทคโนโลยีอุณหภาพ	พลังงานและวัสดุ	มจร.	นักวิจัย	ลาศึกษาต่อปริญญาเอก
5. ศ.ดร.อดิศักดิ์ นาคกรณกุล	ศ.	ศ.	เทคโนโลยีพลังงาน	พลังงานและวัสดุ	มจร.	นักวิจัย	ยังอยู่
6. รศ.ดร.อภิชาติ เทอดโยธิน	รศ.	รศ.	เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน	พลังงานและวัสดุ	มจร.	นักวิจัย	ออกจากโครงการ
7. ดร.จิรวรรณ เตียรุณสุวรรณ	อาจารย์	อาจารย์	เทคโนโลยีอุณหภาพ	พลังงานและวัสดุ	มจร.	นักวิจัย	ยังอยู่
8. ดร.ฐานิตย์ เมธิยานนท์	อาจารย์	อาจารย์	วิศวกรรมเครื่องกล	วิศวกรรมศาสตร์	ม.มหานคร	นักวิจัย	ยังอยู่
9. ดร.ลักกมณ เทพหัสดิน ณ อยุธยา	อาจารย์	ศ.	วิศวกรรมอาหาร	วิศวกรรมศาสตร์	มจร.	นักวิจัย	ยังอยู่
10. นายศิระ อัจฉริยะวิริยะ	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	ศศ. ม. เชียงใหม่
11. นางอารีย์ อัจฉริยะวิริยะ	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	อาจารย์ ม. เชียงใหม่
12. นายณัฐพล ภูมิสะอาด	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	อาจารย์ ม.มหาสารคาม
13. นายทรงชัย วิริยะอำไพวงษ์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	อาจารย์ ม.มหาสารคาม
14. นายอำไพศักดิ์ ทัพญมา	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	อาจารย์ ม.อุบลฯ.
15. นายชัยยงค์ เศษไผโรจน์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	นักศึกษา ป. เอก
16. นายยุทธยา ภิระวณิชกุลย์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	นักศึกษา ป. เอก
17. นางสุวรรณ ภิระวณิชกุลย์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. เอก	นักศึกษา ป. เอก

ชื่อ-นามสกุล	ตำแหน่งวิชาการ		ต้นสังกัด				ตำแหน่งในโครงการ	สถานภาพปัจจุบัน
	เมื่อเข้าโครงการ	ปัจจุบัน	ภาควิชา	คณะ	มหาวิทยาลัย			
18. นายทัญญู รอดประพัฒน์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. เอก	นักศึกษา ป. เอก
19. นางยุวนารี นามสงวน	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. เอก	นักศึกษา ป. เอก
20. นายบรรต มีโส	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. เอก	นักศึกษา ป. เอก
21. นายวุฒิศักดิ์ ตันติเวสส	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	รับราชการ
22. นายอาทิตย์ โคตรสาร	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
23. นายอิศเรศ ฐชกัลยา	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	อาจารย์ ม.ธรรมศาสตร์
24. นายคงศักดิ์ ชื่นนาบุญ	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
25. นางสาวดลฤดี ใจสุทธิ์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
26. นายทวีชัย วงศ์ศักดิ์ไพโรจน์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	เจ้าของกิจการ
27. นางสาวกษมา เจนวิจิตรสกุล	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	อาจารย์ ม.มหิดล
28. นายอาทิตย์ ไชยอรนนท์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
29. น.ส.บุวดี เรืองเดช	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
30. นายกริช เจียมจิโรจน์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	อาจารย์ ม.ธรรมศาสตร์
31. นายเกษมสุข เอื้อบุญะนันท์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
32. นายสำราญ ธิช่างทอง	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
33. นายสุเมธ รุจินินนาท	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
34. นายขุนพล สังห์อริย์กุล	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	อาจารย์ ส. ราชมงคล
35. นายทัญญู ทรัพย์เงินพงศกร	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
36. น.ส.จินดาพร จรัสเลิศลักษณ์	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ศึกษาต่อ ป. เอก
37. น.ส.กังสดาล สกุลพวงดำสี	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
38. นายณรงค์ อึ้งกิมบ้าน	-	-	-	-	-		นักศึกษา ป. โท	ศึกษาต่อ ป. เอก

ชื่อ-นามสกุล	ตำแหน่งวิชาการ		ต้นสังกัด			ตำแหน่งในโครงการ	สถานภาพปัจจุบัน
	เมื่อเข้าโครงการ	ปัจจุบัน	ภาควิชา	คณะ	มหาวิทยาลัย		
39. นายเอกรินทร์ โปษกรัญญ์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างรัฐวิสาหกิจ
40. น.ส.กรกช ภูไพบูลย์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างรัฐวิสาหกิจ
41. นายสาณัฐ อัดดตาสตร์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
42. นายโชคชัย อนามธวัช	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
43. นายกิตติศักดิ์ วินันท์กิตต์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ศึกษาต่อป.เอก
44. นายเอกภูมิ บุญธรรม	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
45. นายพรปัญญา ชันดีไพบูลย์กุล	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
46. นายสามารถ เรืองณรงค์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
47. น.ส.อัญชนา เดชะประสาร	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
48. นายณรงค์ศักดิ์ แก้วนิล	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
49. นายเฉลิมพร เอี่ยมมี	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
50. น.ส.สุทินี วาณิชสำราญ	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	ลูกจ้างบริษัทเอกชน
51. น.ส.พิมพร แจ่มพลอย	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
52. นายเชษฐ ไซติบุญ	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
53. น.ส.สุนัยพร พรหมดวง	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
54. นายปกรณ์ เหลืองมาลาวัฒน์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
55. นายศรียา แจ้คำ	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
56. น.ส.ปวีณา ปรัชญามีน	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
57. นายกิตติ สถาพรประสาธน์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. เอก
58. นายพญงค์ ห้าไม้สุข	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท

ชื่อ นามสกุล	ตำแหน่งวิชาการ		ต้นสังกัด			ตำแหน่งในโครงการ	สถานภาพปัจจุบัน
			ภาควิชา	คณะ	มหาวิทยาลัย		
59.นายสุทธิศักดิ์ แก้วนก	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
60.นส.อุบลวรรณ ชนะภัย	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
61.นส.รติยา สุพพานิชยานนท์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
62.นายรัฐพร บัวชม	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
63.นายอริคม จิรินดาเลิศ	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
64.นายปรีดา ปรากฏมาก	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
65.นายประสาน สติดยี่เรือศักดิ์	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท
66.นายวรวิทย์ ภัยวินชยกุล	-	-	-	-	-	นักศึกษา ป. โท	นักศึกษา ป. โท

ทุนวิจัยที่ผู้ร่วมวิจัยได้รับ

1. ทุนนักวิจัยหน้าใหม่ ของ สกว. ปี 2545
 1. รศ.ดร.สมเกียรติ ประญาวรากร
 2. ดร.ฐานิตย์ เมธิยานนท์
 3. ผศ.ดร. สักกมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา
2. ทุนนักวิจัยหน้าใหม่ ปี 2546
 1. ดร.ณัฐพล ภูมิสะอาด
3. ทุนโครงการปริญญาเอกกาญจนาภิเษก รุ่นที่ 5 ประเภทกลุ่มสาขาวิจัยขาดแคลน
 1. รศ.ดร.สมเกียรติ ประญาวรากร
 2. ผศ.ดร.อดิศักดิ์ นาถกรณกุล

ผลงานจากกลุ่มวิจัย

1 Patent:

1. Patent Title: Spouted bed dryer

No.: 061498, Type: Invention, Date of application: 1st November 2000, **Status: Pending**

2 International Journals:

1. Achariyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Diffusion model of papaya glaze and mango glaze drying. **Drying Technology-An International Journal** 18(7), 1605-1615.
2. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat, B. 2000. Cyclonic rice husk furnace and its application on paddy drying. **International Energy Journal** 1(2), 67-75.
3. Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Kanphukdee, T. 2000. Seed drying using heat pump. **International Energy Journal** 1(2), 97-102.
4. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwiwatchai, W. 2001. Fluidised bed drying of soybeans. **Journal of Stored Products Research** 37, 133-151.
5. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer. **Drying Technology-An International Journal** 19(1), 207-216.
6. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. A two-region mathematical model for batch drying of grains in a two-dimensional spouted bed. **Drying Technology-An International Journal** 19(6), 1045-1064.
7. Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Trutassanawin, S. and Jariyatontivait, W. 2001. Design, testing, and optimization of vibro-fluidized bed paddy dryer. **Drying Technology-An International Journal** 19(8), 1891-1908.
8. Achariyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2001. Study of longan flesh drying. **Drying Technology-An International Journal** 19(9), 2315-2329.
9. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiansuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryers using HCFC 22 and HFC 134a as refrigerants. **International Energy Journal** 2(2), 67-73.
10. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. **Drying Technology-An International Journal** 20(1), 195-210.

11. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. A mathematical model for continuous drying of grains in a spouted bed dryer. **Drying Technology-An International Journal** 20(3), 587-614.
12. Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S and Jaisut, D. 2002. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. **Drying Technology-An International Journal** 20(3) 669-684.
13. Achariyaviriya, A., Tiansuwan, J. and Soponronnarit, S. 2002. Energy optimization of whole longan drying: simulation results. **The International Journal of Ambient Energy** 23(4), 212-220.
14. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Superheated steam fluidised bed paddy drying. **Journal of Food Engineering** 58, 67-73.
15. Teeboonma, U., Tiansuwan, J., and Soponronnarit, S. 2003. Optimization of heat pump fruit dryers. **Journal of Food Engineering** 59, 369-377.
16. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Chaiwatpongskorn, W. and Soponronnarit, S. 2003. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate : simulation and product quality. **Drying Technology-An International Journal** 21(6) 1049-1064.

3 Local Journals:

1. Meeso, N., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2000. Evaluation of drying system performance of rice mills in the central part of Thailand. **Engineering Journal Kasetsart** 14 (April-July), 81-93 (in Thai).
2. Soponronnarit, S. 2000. Appropriate technique for paddy drying. **Science Journal** 54(5), 288-292 (in Thai).
3. Achariyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2000. Mathematical simulation of longan fruit drying. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 300-307.
4. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2000. Continuous drying of paddy in two-dimensional spouted bed. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 308-314.
5. Wetchacama, S., Soponronnarit, S. and Jariyatontivait, W. 2000. Development of a commercial scale vibro-fluidized bed paddy dryer. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 423-430.
6. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat, B. 2000. Cyclonic rice husk furnace for paddy drying. **The Royal Institute Journal** 26(2), 68-80 (in Thai).
7. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T. and Rutsri, S. 2000. Parameters for mango glaze drying simulation. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 544-549.
8. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Prachayawarakorn, S., Panich-ing-orn, J. and Suthicharoenpanich, S. 2001. Drying of high moisture paddy by two-dimensional spouted bed technique. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 93-103.

9. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Pongpullponsak, A., Tuntiwetsa, W. and Kositchareeankul, S. 2001. Study of parameters affecting drying kinetics and quality of corns. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 195-204.
10. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Effect of temperature on soybean quality using spouted bed technique. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35: 460-466.
11. Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Trutassanawin, S. and Jariyatontivait, W. 2002. Design, testing, and optimization of vibro-fluidized bed paddy drying. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 27(1), 59-72 (in Thai).
12. Sungareeyakul, K., Wetchacama, S., Pongpullponsak, A. and Soponronnarit, S. 2002, Evaluation of status of paddy dryers in Thailand, **Thai Society of Agricultural Engineering Journal** 9(1), 32-41 (in Thai).
13. Rujinnat, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Fruit drying using LPG cabinet dryer, **Thai Society of Agricultural Engineering Journal** 9(1), 42-49 (in Thai).
14. Wongsakpirot, T., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Desorption isotherms and comparison of drying characteristics of bamboo shoot in superheated steam and hot air, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 42-49 (in Thai).
15. Tia, W., Soponronnarit, S. and Reungdet, U. 2002, Potential of cogeneration in Thai white rice mills, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 50-57 (in Thai).
16. Soponronnarit, S., Tichangtong, S. and Prachayawarakorn, S. 2002. Prototype of superheated-steam cabinet dryer. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 27(4), 1079-1090 (in Thai).
17. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Drying of fermented fish using superheated steam and hot air. **Agricultural Sci. J.** 33(6 Suppl.), 395-398 (in Thai).
18. Buntum, A., Natkaranakul, A. and Soponronnarit, S. 2003. Development of prototype of paddy chiller. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 28(2), 465-476 (in Thai).

4 Book Chapters:

1. Soponronnarit, S. 2000. Fluidized Bed Grain Drying. **Development in Drying, Vol. II**, Mujumdar, A. and Suvachittanont, S. (editors), Kasetsart University Press, Bangkok Thailand, pp. 135-148.
2. Wibulswas, P. et al. 2000. Energy. **Status and Future Direction of Science and Technology for Development**, Chapter VI, National Science and Technology Development Agency, pp. 225-291 (in Thai).

5 International Conferences:

1. Soponronnarit, S. 2002. Solar and wind energy in Thailand. In *Proceedings of the International Conference on Sustainable Development by Science and Technology in Greater Mekong*

Subregion and Related Developing Countries, Chiangmai, Thailand, 8-11 Nov. 2000 (invited paper).

2. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2000. Continuous drying of paddy in two-dimensional spouted bed. In **CD-Rom Proceedings of the XIV memorial CIGR World Congress 2000**, Nov. 28 –Dec. 1 2000, Tsukuba, Japan, paper no. R6101.
3. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Diffusion models of paddy dried by fluidization technique. In **CD-Rom Proceedings of the XIV memorial CIGR World Congress 2000**, Nov. 28 –Dec. 1 2000, Tsukuba, Japan, Paper no. R6103.
4. Tia, W., Soponronnarit, S. and Kaewassadorn, W. 2000. Heat pump fruit dryer for small-scale industry. In **Proc. the 1st Regional Conference on Energy Technology towards a Clean Environment**, 1st-2nd Dec. 2000, Chiang Mai, Thailand.
5. Achariyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2000. Drying kinetics of longan flesh. In **Proc. of the International Agricultural Engineering Conference**, Editors: Salokhe, V.M. and Babul Hossain, M., Bangkok, Thailand, Dec. 4-7, 2000, pp. 212-218.
6. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S., Terdyothin, A. and Prachayawarakorn, S. 2001. Head rice yield after drying by fluidization technique and tempering. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 717-726.
7. Songchai, W., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Effect of temperature on soybean quality using spouted bed technique. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 493-502.
8. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiasuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryer for fruit using R22 and R 134a as working fluid. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 671-680.
9. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Recent research and development work on paddy drying in South-East Asia, Proc. 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, pp. 5-14 (keynote paper).
10. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Jiamjiroch, K., 2001. Comparative experiment on drying of brown rice and paddy using heat pump and hot air dryers. **Proc. 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, pp. 90-96.
11. Tirawanichakul, Y., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2001. Simulation of paddy yellowing during deep bed drying. **Proc. 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, pp. 97-105.
12. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Janvijitsakul, K., 2001. Corn drying by two-dimensional spouted bed technique. **Proc. 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, pp. 125-130.
13. Wiriyaumapaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2001. Effect of moisture and temperature on soybean quality using a two-dimensional spouted bed dryer. **Proc. 20th**

ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, pp. 131-136.

14. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Fluidized bed paddy drying using superheated steam. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 27-30 Aug. 2002, Vol. B, pp.1218-1227.
15. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1228-1236.
16. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Comparative study of heating processes for soybean. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1246-1253.
17. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J., 2002. Optimization of heat pump fruit dryer. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1332-1341.
18. Taechapairoj, C., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Characteristics of parboiled rice in superheated-steam fluidized-bed dryer. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 429-440.
19. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2002. Experimental study of multistage drying of paddy using a series of convective hot-air and FIR irradiation. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 441-451.
20. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 453-466.
21. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warayanond, W. and Soponronnarit, S. 2002. Effect of drying temperature on physical property of high and low amylose content paddy. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 467-480.
22. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warayanond, W. and Soponronnarit, S. 2002. Mathematical model of deep bed paddy drying and quality aspect. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 497-518.

6 Local Conferences:

1. Soponronnarit, S. 2000. *Appropriate technique for paddy drying. Paper presented at the 26th Congress on Science and Technology in Thailand, Bangkok, Thailand, 18-20 Oct. 2000 (invited paper, in Thai).*
2. Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2001. In-store drying technique in tropical region. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 140-153, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.
3. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Pongpullponsak, A., Tantiwetsa, W. and Kositcharoeankul, S. 2001. Study of parameters affecting drying kinetics and quality of corns. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 154-162, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
4. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2001. Effect of tempering process on paddy drying by fluidization technique. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 163-169, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.
5. Wiriyampaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Soybean drying by two-dimensional spouted bed technique. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 170-179, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
6. Chinnabun, K., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2001. Effect of tempering on quality of corn after drying by fluidization technique. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 180-191, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
7. Kotsarn, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Performance evaluation of industrial-scale heat pump dryer. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 192-199, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
8. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. A non-equilibrium mathematical model for batch grain drying in two-dimensional spouted bed. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 200-211, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.
9. Jiamjiroch, K., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2001. Brown rice drying. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 212-218, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
10. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2001. The comparison of performance of heat pump dryer using R-134a and R-22 as working fluids. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 219-228, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
11. Jenwijitsakul, K., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Corn drying by two-dimension spouted bed technique. **In Proc. Annaul Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 229-240, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

12. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J., 2002, Optimization of heat pump fruit dryer, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.1-10.
13. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Comparative study of heating processes for soybean, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.11-18.
14. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Nathakaranakule, A., 2002, Performance test of cyclonic furnace using sawdust as a fuel, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.19-25.
15. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002, Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.26-35.
16. Achariyaviriya, A., Tiansuwan, J. and Soponronnarit, S., Longan drying technology in Thailand, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.36-41. (in Thai)
17. Rujinnat, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Improvement of air flow distribution in cabinet dryer, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.42-48. (in Thai)
18. Eurboonyanunt, K., Soponronnarit, S. and Tia, W., 2002, Energy conservation in a traditional medicine factory, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.49-59. (in Thai)
19. Sungareeyakul, K., Wetchacama, S., Pongpulpiponsak, A. and Soponronnarit, S. 2002, Evaluation of status of paddy dryers in Thailand, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.60-68. (in Thai)
20. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Warunyanong, W. and Soponronnarit, S., 2002, Effect of temperature of paddy fluidized bed drying on whiteness behavior and head rice yield of rice, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.69-77.
21. Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S. and Inoue, K., 2002, Study on physical properties for grains, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.78-88.
22. Jamradloedluk, J., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. A comparative study of drying durian with hot air and superheated steam. **In Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 213-221.
23. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2003. Quality assessment of dried shrimp using two-stage superheated steam and heat pump dryers. **In Proc. the Technical**

- Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 222-229. (in Thai)
24. Witinantakit, K., Soponronnarit, S. and Nathakarannakule, A. 2003. Heat pump-infrared dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 230-241. (in Thai)
 25. Meeso, N., Nathakarannakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Study of infrared irradiation after fluidized bed paddy drying. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 242-254. (in Thai)
 26. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Inoue, K. and Soponronnarit, S. 2003. Field experience on drying of paddy under tropical climate. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 255-268.
 27. Teachapairoj, C., Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2003. Characteristics of rice in superheated-steam fluidized-bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 269-277. (in Thai)
 28. Rordprapat, W., Nathakarannakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 278-288. (in Thai)
 29. Phupaiboon, K., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2003. Pulsed fluidized bed paddy dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 289-296. (in Thai)
 30. Bosakornranut, E., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2003. Drying of parboiled paddy using fluidized bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 297-305. (in Thai)
 31. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warunyanond, W. and Soponronnarit, S. 2003. Effect of fluidized bed drying temperature on physical property of rice and sensory evaluation of cooked rice. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 306-320.
 32. Techaprasan, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Heat transfer mathematical model for paddy in a fluidized bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 321-331. (in Thai)
 33. Madhiyanon, T., Piriyaungroj, N., Nathakarannakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. A study on air-rice husk. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 332-343. (in Thai)

34. Soponronnarit, S. 2003. New technique for paddy drying. CD-ROM Proceedings of the Technical Conference on Thalfex and Thalmex 2003, 30-31 May 2003, Bangkok (invited paper).

7 ผลงานที่นำไปใช้ในอุตสาหกรรม:

1. เครื่องอบแห้งป้อนความร้อน บริษัทเอกชนที่ร่วมวิจัยได้ผลิตจำหน่ายแล้วประมาณ 30 เครื่อง
2. เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไธเบต บริษัทเอกชนที่ร่วมวิจัยได้ผลิตจำหน่ายแล้วประมาณ 180 เครื่อง โดยมียอดขายปีละประมาณ 25 เครื่อง ปัจจุบันมีหลายบริษัทลอกเลียนแบบและผลิตจำหน่ายอย่างแพร่หลาย
3. เตาเผาเกลือโซเดียม บริษัทเอกชนที่ร่วมวิจัยได้ผลิตจำหน่ายแล้วประมาณ 150 เครื่อง โดยมียอดขายปีละประมาณ 25 เครื่อง ปัจจุบันมีหลายบริษัทลอกเลียนแบบและผลิตจำหน่ายอย่างแพร่หลาย
4. เครื่องอบแห้งแบบตู้โดยใช้ LPG บริษัทเอกชนที่ร่วมวิจัยเริ่มผลิตจำหน่ายประมาณ 15 เครื่อง

8 รายชื่อนักศึกษาที่ทำวิทยานิพนธ์แล้วเสร็จ:

1. นายวุฒิทัต ดันติเวส	ด.ศ. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน	มจร.
การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อจุลศาสตร์การอบแห้งและคุณภาพของเมล็ดข้าวโพด			
2. นายอาทิตย์ โคตรสาร	ด.ศ. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน	มจร.
การประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งแบบป้อนความร้อนระดับอุตสาหกรรม			
3. นายอิศเรศ รุชกัลยา	พ.ย. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไธเบตด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง			
4. นายคงศักดิ์ ชินนาบุญ	พ.ย. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
อิทธิพลของการทำเหมเปอริงที่มีต่อคุณภาพของเมล็ดข้าวโพดหลังการอบแห้งแบบฟลูอิดไธเบต			
5. นางสาวดลฤดี ใจสุทธิ์	พ.ย. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
การอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง			
6. นายทวีชัย วงศ์ศักดิ์ไพโรจน์	พ.ย. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
การอบแห้งหน่อไม้ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง			
7. นางสาวกษมา เจนวิจิตรสกุล	พ.ย. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
การอบแห้งข้าวโพดโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบตสองมิติ			
8. นายอาทิตย์ ไชยอรันนท์	พ.ย. 43	วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน	มจร.
การทำน้ำร้อนโดยใช้ป้อนความร้อน			
9. นายศิวะ อังริยวิริยะ	ก.พ. 44	วศ.ด. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
การศึกษาการอบแห้งผลไม้โดยใช้ป้อนความร้อน			
10. น.ส.ยุวดี เรืองเดช	เม.ย. 44	วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน	มจร.
ศักยภาพของการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมในโรงสีข้าวของประเทศไทย			
11. นายกริช เจียมจิโรจน์	มิ.ย. 44	วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ	มจร.
การอบแห้งข้าวกล้อง			
12. นายสุเมธ รุจินินนาท	ก.ย. 44	วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ	มจร.

การอบแห้งผลไม้แบบถาดโดยใช้ LPG

13. นายฐานิตย์ เมธิยานนท์ พ.ย. 44 ปร.ด. เทคโนโลยีพลังงาน มจร.ธ.
การอบแห้งเมล็ดพืชโดยเทคนิคสเปาเต็ดเบด
14. นายขุนพล สังข์อารีย์กุล ต.ค. 44 วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
การประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย
15. นายสำราญ ธิช่างทอง พ.ย. 44 วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
การพัฒนาเครื่องต้นแบบของเครื่องอบแห้งกึ่งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
16. นางอารีย์ อังกรวิริยะ ธ.ค. 44 วศ.ด. เทคโนโลยีพลังงาน มจร.ธ.
การจำลองสภาวะและการศึกษาหาแนวทางการอบแห้งลำไยที่เหมาะสมที่สุด
17. นายเกษมสุข เอื้อบุญะนันท์ ก.พ. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.ธ.
การประหยัดพลังงานในโรงงานสมุนไพรแผ่นอบแห้ง
18. นายณัฐพล ภูมิสะอาด เม.ย. 45 ปร.ด. เทคโนโลยีพลังงาน มจร.ธ.
แนวทางการออกแบบระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวที่เหมาะสมที่สุด
19. นายวาทัญญู ชัยวัฒน์พงศกร มิ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
การรักษาคุณภาพข้าวเปลือกขึ้นโดยการอบแห้งและการระบายอากาศ
20. นางสาวจินดาพร จำรัสเลิศลักษณ์ มิ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน มจร.ธ.
การผลิตก๊าซร้อนและไอน้ำจากเตาเผาไซโคลน
21. นางสาวกังสดาล สกุลพงษ์มาลี มิ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.ธ.
นโยบายด้านงานวิจัยพลังงานหมุนเวียน
22. นายณรงค์ อึ้งกิมบัว มิ.ย. 45 วท.ม. เทคโนโลยีพลังงาน มจร.ธ.
การอบแห้งผลิตภัณฑ์การเกษตรด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง
23. นายพรปัญญา ชันดีไพบูลย์กุล ต.ค. 45 วท.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
การทำชั้นข้าวกล้องและข้าวเปลือก
24. นายเอกภูมิ บุญธรรม พ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
การพัฒนาเครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือก
25. นายเอกรินทร์ โปษกรัญญ์ พ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.ธ.
การอบแห้งข้าวหนึ่งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชเบด
26. นายกิตติศักดิ์ วัชรินทกิตต์ พ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
เครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนร่วมกับอินฟราเรด
27. นางสาวกรกช ภูไพบูลย์ พ.ย. 45 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.ธ.
การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งฟัลส์ฟลูอิดไชเบด
28. นายอำไพศักดิ์ ทิบุญมา เม.ย. 46 ปร.ด. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
การศึกษาเปรียบเทียบสมรรถนะของเครื่องอบแห้งแบบบีบความร้อนและการออกแบบที่เหมาะสมที่สุด
29. นายสามารถ เรืองณรงค์ เม.ย. 46 วศ.ม. เทคโนโลยีอุณหภาพ มจร.ธ.
สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนและมวลในการอบแห้งแบบสเปาเต็ดเบด
30. นายสาณัฐ อัดตาสาสตร์ พ.ค. 46 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.ธ.
ศักยภาพการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมในโรงสีข้าวหนึ่งในประเทศไทย
31. นายโชคชัย อนามธวัช พ.ค. 46 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.ธ.

การจัดการการใช้พลังงานในโรงงานเฟอร์นิเจอร์

32. นายทรงชัย วิริยะอำไพวงศ์ มิ.ย. 46 ปรด. เทคโนโลยีอุตสาหกรรม มจร.
การอบแห้งและการให้ความร้อนเมล็ดถั่วเหลือง
33. นางสาวสุทธินี วานิชสำราญ มิ.ย. 46 วศ.ม. เทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มจร.
การเพิ่มปริมาณข้าวต้นของข้าวคุณภาพต่ำโดยการเข้าร่วมกับการอบแห้งแบบฟลูอิดไธซ์เบด
34. นางสาวอัญชนา เตชะประสาน มิ.ย. 46 วศ.ม. เทคโนโลยีพลังงาน มจร.
การนำแมลงด้วยความร้อนในข้าวขาวและข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไธซ์

ผลงานวิจัยรายบุคคล

รศ.วารุณี เตีย

International Journals

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer. **Drying Technology-An International Journal** 19(1), 207-216.
2. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. A two-region mathematical model for batch drying of grains in a two-dimensional spouted bed. **Drying Technology-An International Journal** 19(6), 1045-1064.
3. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. A mathematical model for continuous drying of grains in a spouted bed dryer. **Drying Technology-An International Journal** 20(3), 587-614.
4. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiansuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryers using HCFC 22 and HFC 134a as refrigerants. **International Energy Journal** 2(2), 67-73.

Local Journals

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2000. Continuous drying of paddy in two-dimensional spouted bed. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 308-314.
2. Tia, W., Soponronnarit, S. and Reungdet, U. 2002, Potential of cogeneration in Thai white rice mills, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 50-57 (in Thai).

International Conferences

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2000. Continuous drying of paddy in two-dimensional spouted bed. In **CD-Rom Proceedings of the XIV memorial CIGR World Congress 2000**, Nov. 28 –Dec. 1 2000, Tsukuba, Japan, paper no. R6101.
2. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiasuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryer for fruit using R22 and R 134a as working fluid. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 671-680.
3. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 453-466.

Local Conferences

1. Kotsarn, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Performance evaluation of industrial-scale heat pump dryer. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 192-199, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
2. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. A non-equilibrium mathematical model for batch grain drying in two-dimensional spouted bed. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 200-211, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.
3. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2003. Quality assessment of dried shrimp using two-stage superheated steam and heat pump dryers. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13rd – 14th March 2003, pp. 222-229 (in Thai).
4. Phupai boon, K., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2003. Pulsed fluidized bed paddy dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13rd – 14th March 2003, pp. 289-296 (in Thai).
5. Bosakornranut, E., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2003. Drying of parboiled paddy using fluidized bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13rd – 14th March 2003, pp. 297-305 (in Thai).

รศ.ดร.สมเกียรติ ปรัชญาวารากร

International Journals

1. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. **Drying Technology-An International Journal** 20(1), 195-210.
2. Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S and Jaisut, D. 2002. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. **Drying Technology-An International Journal** 20(3) 669-684.
3. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Chaiwatpongskorn, W. and Soponronnarit, S. 2003. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate : simulation and product quality. **Drying Technology-An International Journal** 21(6) 1049-1064.
4. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Superheated steam fluidised bed paddy drying. **Journal of Food Engineering** 58, 67-73.

Local Journals

1. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Prachayawarakorn, S., Panich-ing-orn, J. and Suthicharoenpanich, S. 2001. Drying of high moisture paddy by two-dimensional spouted bed technique. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 93-103.

2. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Pongpullponsak, A., Tuntiwetsa, W. and Kositcharoeankul, S. 2001. Study of parameters affecting drying kinetics and quality of corns. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 195-204.
3. Rujinnat, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Fruit drying using LPG cabinet dryer, **Thai Society of Agricultural Engineering Journal** 9(1), 42-49 (in Thai).
4. Wongsakpirot, T., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Desorption isotherms and comparison of drying characteristics of bamboo shoot in superheated steam and hot air, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 42-49 (in Thai).
5. Wongsakpirot, T., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Desorption isotherms and comparison of drying characteristics of bamboo shoot in superheated steam and hot air, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 42-49 (in Thai).
6. Soponronnarit, S., Tichangtong, S. and Prachayawarakorn, S. 2002. Prototype of superheated-steam cabinet dryer. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 27(4), 1079-1090 (in Thai).
7. Soponronnarit, S., Tichangtong, S. and Prachayawarakorn, S. 2002. Prototype of superheated-steam cabinet dryer. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 27(4), 1079-1090 (in Thai).
8. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Drying of fermented fish using superheated steam and hot air. **Agricultural Sci. J.** 33(6 Suppl.), 395-398.
9. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Effect of temperature on soybean quality using spouted bed technique. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35: 460-466.

International Conferences

1. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S., Terdyothin, A. and Prachayawarakorn, S. 2001. Head rice yield after drying by fluidization technique and tempering. Proc. **the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 717-726.
2. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Effect of temperature on soybean quality using spouted bed technique. Proc. **the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 493-502.
3. Tirawanichakul, Y., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2001. Simulation of paddy yellowness behaviour in deep bed drying. Proc. **the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, Sep. 2001, 97-105.
4. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Jiamjiroch, K., 2001. Comparative experiment on drying of brown rice and paddy drying using heat pump and hot air dryers. Proc. **the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, Sep. 2001, 90-96.
5. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Janvijitsakul, K., 2001. Corn drying by two-dimensional spouted bed technique. Proc. **the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, Sep. 2001, 125-130.

6. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2001. Effect of moisture and temperature on soybean quality using a two-dimensional spouted bed dryer. **Proc. the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, Sep. 2001, 131-136.
7. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Fluidized bed paddy drying using superheated steam. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 27-30 Aug. 2002, Vol. B, pp.1218-1227.
8. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1228-1236.
9. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Comparative study of heating processes for soybean. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1246-1253.
10. Taechapairoj, C., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Characteristics of parboiled rice in superheated-steam fluidized-bed dryer. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 429-440.
11. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warayanond, W. and Soponronnarit, S. 2002. Effect of drying temperature on physical property of high and low amylose content paddy. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 467-480.
12. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warayanond, W. and Soponronnarit, S. 2002. Mathematical model of deep bed paddy drying and quality aspect. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 497-518.
13. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Recent research and development work on paddy drying in South-East Asia, **Proc. 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, pp. 5-14 (keynote paper).

Local Conferences

1. Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2001. In-store drying technique in tropical region. **In Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 140-153, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.
2. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Soybean drying by two-dimensional spouted bed technique. **In Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 170-179, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

3. Jenwijitsakul, K., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Corn drying by two-dimension spouted bed technique. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 229-240, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
4. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Comparative study of heating processes for soybean, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.11-18.
5. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002, Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp. 26-35.
6. Rujininnat, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Improvement of air flow distribution in cabinet dryer, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.42-48 (in Thai).
7. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Warunyanong, W. and Soponronnarit, S., 2002, Effect of temperature of paddy fluidized bed drying on whiteness behavior and head rice yield of rice, In **Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.69-77.
8. Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S. and Inoue, K., 2002, Study on physical properties for grains, In **Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.78-88.
9. Uengkimbuan, N., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Drying of fermented fish using superheated steam and hot air, **Presented at the 1st National Technical Seminar on Postharvest/Post production Technology**, Chiangmai, Thailand, 22-23 August 2002.
10. Jamradloedluk, J., Nathakarannakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. A comparative study of drying durian with hot air and superheated steam. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 213-221.
11. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Inoue, K. and Soponronnarit, S. 2003. Field experience on drying of paddy under tropical climate. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 255-268
12. Teachapairoj, C., Prachayawarakorn, S. and Soponronnarit, S. 2003. Characteristics of rice in superheated-steam fluidized-bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 269-277 (in Thai).
13. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warunyanond, W. and Soponronnarit, S. 2003. Effect of fluidized bed drying temperature on physical property of rice and sensory

evaluation of cooked rice. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 306-320.

อ.สมบูรณ์ เวชกามา

International Journals

1. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwiwatchai, W. 2001. Fluidised bed drying of soybeans. **Journal of Stored Products Research** 37, 133-151.
2. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat, B. 2000. Cyclonic rice huck furnace and its application on paddy drying. **International Energy Journal** 1(2), 67-75.
3. Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Kanphukdee, T. 2000. Seed drying using heat pump. **International Energy Journal** 1(2), 97-102.
4. Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Trutassanawin, S. and Jariyatontivait, W. 2001. Design, testing, and optimization of vibro-fluidized bed paddy dryer. **Drying Technology-An International Journal** 19(8), 1891-1908.
5. Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Jaisut, D. 2002. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. **Drying Technology-An International Journal** 20(3) 669-684.

Local Journals

1. Meeso, N., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2000. Evaluation of drying system performance of rice mills in the central part of Thailand. **Engineering Journal Kasetsart** 14 (April-July), 81-93 (in Thai).
2. Wetchacama, S., Soponronnarit, S. and Jariyatontivait, W. 2000. Development of a commercial scale vibro-fluidized bed paddy dryer. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 423-430.
3. Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S., Shujinda, A. and Srisawat, B. 2000. Cyclonic rice huck furnace for paddy drying. **The Royal Institute Journal** 26(2), 68-80 (in Thai).
4. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T. and Rutsri, S. 2000. Parameters for mango glaze drying simulation. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 544-549.
5. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Prachayawarakorn, S., Panich-ing-orn, J. and Suthicharoenpanich, S. 2001. Drying of high moisture paddy by two-dimensional spouted bed technique. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 93-103.
6. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Pongpullponsak, A., Tuntiwetsa, W. and Kositcharoeankul, S. 2001. Study of parameters affecting drying kinetics and quality of corns. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 195-204.
7. Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Trutassanawin, S. and Jariyatontivait, W. 2002. Design, testing, and optimization of vibro-fluidized bed paddy drying. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 27(1), 59-72 (in Thai).

8. Sungareeyakul, K., Wetchacama, S., Pongpullponsak, A. and Soponronnarit, S. 2002, Evaluation of status of paddy dryers in Thailand, **Thai Society of Agricultural Engineering Journal** 9(1), 32-41 (in Thai).

International Conferences

1. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Jiamjiroch, K., 2001. Comparative experiment on drying of brown rice and paddy drying using heat pump and hot air dryers. Presented **20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, 90-96.
2. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Janvijitsakul, K., 2001. Corn drying by two-dimensional spouted bed technique. Presented **20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, 11-14 Sep. 2001, 97-105.
3. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Fluidized bed paddy drying using superheated steam. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 27-30 Aug. 2002, Vol. B, pp.1218-1227.

Local Conferences

1. Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Pongpullponsak, A., Tantiwetsa, W. and Kositcharoeankul, S. 2001. Study of parameters affecting drying kinetics and quality of corns. In **Proc. Annaul Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 154-162, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
2. Chinnabun, K., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2001. Effect of tempering on quality of corn after drying by fluidization technique. In **Proc. Annaul Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 180-191, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
3. Jiamjiroch, K., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2001. Brown rice drying. In **Proc. Annaul Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 212-218, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
4. Jenwijitsakul, K., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Corn drying by two-dimension spouted bed technique. In **Proc. Annaul Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 229-240, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
5. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Nathakaranakule, A., 2002, Performance test of cyclonic furnace using sawdust as a fuel, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.19-25.
6. Sungareeyakul, K., Wetchacama, S., Pongpuliponsak, A. and Soponronnarit, S. 2002, Evaluation of status of paddy dryers in Thailand, In **Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.60-68 (in Thai).

ผศ.ดร.อดิศักดิ์ นาถกรณกุล

International Journals

Local Journals

International Conferences

1. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2002. Experimental study of multistage drying of paddy using a series of convective hot-air and FIR irradiation. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 441-451.
2. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 453-466.

Local Conferences

1. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Nathakaranakule, A., 2002, Performance test of cyclonic furnace using sawdust as a fuel, **In Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.19-25.
2. Jamradloedluk, J., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. A comparative study of drying durian with hot air and superheated steam. **In Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 213-221.
3. Witinantakit, K., Soponronnarit, S. and Nathakaranakule, A. 2003. Heat pump-infrared dryer. **In Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 230-241 (in Thai).
4. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. **In Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 278-288 (in Thai).
5. Madhiyanon, T., Piriyanunroj, N., Nathakaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. A study on air-rice husk. **In Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 332-343 (in Thai).

รศ.ดร.อภิชาติ เทอดโยธิน

International Journals

1. Achariyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Diffusion model of papaya glaze and mango glaze drying. **Drying Technology-An International Journal** 18(7), 1605-1615.
2. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. **Drying Technology-An International Journal** 20(1), 195-210.

Local Journals

International Conferences

1. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Diffusion models of paddy dried by fluidization technique. In **CD-Rom Proceedings of the XIV memorial CIGR World Congress 2000**, Nov. 28 –Dec. 1 2000, Tsukuba, Japan, Paper no. R6103.
2. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S., Terdyothin, A. and Prachayawarakorn, S. 2001. Head rice yield after drying by fluidization technique and tempering. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 717-726.

Local Conferences

1. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2001. Effect of tempering process on paddy drying by fluidization technique. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 163-169, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.

ดร.จิรวรรณ เตียรณีสวรรณ

International Journals

1. Achariyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2001. Study of longan flesh drying. **Drying Technology-An International Journal** 19(9), 2315-2329.
2. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiansuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryers using HCFC 22 and HFC 134a as refrigerants. **International Energy Journal** 2(2), 67-73.
3. Teeboonma, U., Tiansuwan, J., and Soponronnarit, S. 2003. Optimization of heat pump fruit dryers. **Journal of Food Engineering** 59, 369-377.

Local Journals

1. Achariyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2000. Mathematical simulation of longan fruit drying. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 300-307.

International Conferences

- 1 Achariyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2000. Drying kinetics of longan flesh. In **Proc. of the International Agricultural Engineering Conference**, Editors: Salokhe, V.M. and Babul Hossain, M., Bangkok, Thailand, Dec. 4-7, 2000, pp. 212-218.
- 2 Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiansuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryer for fruit using R22 and R 134a as working fluid. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 671-680.
- 3 Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J., 2002. Optimization of heat pump fruit dryer. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1332-1341.

Local Conferences

1. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2001. The comparison of performance of heat pump dryer using R-134a and R-22 as working fluids. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 219-228, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
2. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J., 2002, Optimization of heat pump fruit dryer, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.1-10.
3. Achariyaviriya, A., Tiansuwan, J. and Soponronnarit, S., Longan drying technology in Thailand, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.36-41 (in Thai).

ผศ.ดร.สักมน เทพหัสดิน ณ อยุธยา

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

- 1 Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2003. Quality assessment of dried shrimp using two-stage superheated steam and heat pump dryers. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 222-229 (in Thai).

ดร.ฐานิตย์ เมธิยานนท์

International Journals

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer. **Drying Technology-An International Journal** 19(1), 207-216.
2. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. A two-region mathematical model for batch drying of grains in a two-dimensional spouted bed. **Drying Technology-An International Journal** 19(6), 1045-1064.
3. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. A mathematical model for continuous drying of grains in a spouted bed dryer. **Drying Technology-An International Journal** 20(3), 587-614.

Local Journals

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2000. Continuous drying of paddy in two-dimensional spouted bed. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 308-314.

International Conferences

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2000. Continuous drying of paddy in two-dimensional spouted bed. In **CD-Rom Proceedings of the XIV memorial CIGR World Congress 2000**, Nov. 28 –Dec. 1 2000, Tsukuba, Japan, paper no. R6101.
2. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2002. Experimental study of multistage drying of paddy using a series of convective hot-air and FIR irradiation. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 441-451.

Local Conferences

1. Madhiyanon, T., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. A non-equilibrium mathematical model for batch grain drying in two-dimensional spouted bed. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 200-211, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.
2. Techaprasan, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Heat transfer mathematical model for paddy in a fluidized bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 321-331 (in Thai).
3. Madhiyanon, T., Piriyaungroj, N., Nathakaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. A study on air-rice husk. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13rd – 14th March 2003, pp. 332-343 (in Thai).
4. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Study of infrared irradiation after fluidized bed paddy drying. In **Proc. the Technical Conference of the Thai**

Society of Agricultural Engineering, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 242-254 (in Thai).

5. Techaprasan, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Heat transfer mathematical model for paddy in a fluidized bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 321-331 (in Thai).
6. Madhiyanon, T., Piriyaungroj, N., Nathakarannakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. A study on air-rice husk. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 332-343 (in Thai).

ดร.ศิวะ อัจฉริยะวิริยะ

International Journals

1. Acharyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Diffusion model of papaya glaze and mango glaze drying. **Drying Technology-An International Journal** 18(7), 1605-1615.

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

ดร.อารีย์ อัจฉริยะวิริยะ

International Journals

1. Acharyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2001. Study of longan flesh drying. **Drying Technology-An International Journal** 19(9), 2315-2329.
2. Acharyaviriya, A., Tiansuwan, J. and Soponronnarit, S., 2002, Energy optimization of whole longan drying: simulation results. **The International Journal of Ambient Energy** 23(4), 212-220.

Local Journals

1. Acharyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2000. Mathematical simulation of longan fruit drying. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 34, 300-307.

International Conferences

1. Acharyaviriya, A., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2000. Drying kinetics of longan flesh. In **Proc. of the International Agricultural Engineering Conference**, Editors: Salokhe, V.M. and Babul Hossain, M., Bangkok, Thailand, Dec. 4-7, 2000, pp. 212-218.

Local Conferences

- 1 Achariyaviriya, A., Tiansuwan, J. and Soponronnarit, S., Longan drying technology in Thailand, **In Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.36-41 (in Thai).

ดร.ณัฐพล ภูมิสะอาด

International Journals

1. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Terdyothin, A. 2002. Effect of tempering on subsequent drying of paddy using fluidization technique. **Drying Technology-An International Journal** 20(1), 195-210.

Local Journals

International Conferences

1. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2000. Diffusion models of paddy dried by fluidization technique. In **CD-Rom Proceedings of the XIV memorial CIGR World Congress 2000**, Nov. 28 –Dec. 1 2000, Tsukuba, Japan, Paper no. R6103.
2. Poomsa-ad, N, Soponronnarit, S., Terdyothin, A. and Prachayawarakorn, S. 2001. Head rice yield after drying by fluidization technique and tempering. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 717-726.

Local Conferences

1. Poomsa-ad, N., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A. 2001. Effect of tempering process on paddy drying by fluidization technique. **In Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 163-169, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001.

นายทรงชัย วิริยะอำไพวงศ์

International Journals

Local Journals

1. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Effect of temperature on soybean quality using spouted bed technique. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35: 460-466.

International Conferences

1. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Effect of temperature on soybean quality using spouted bed technique. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 493-502.

2. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2001. Effect of moisture and temperature on soybean quality using a two-dimensional spouted bed dryer. **Proc. the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, Sep. 2001, 131-136.
3. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Comparative study of heating processes for soybean. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1246-1253.

Local Conferences

1. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Soybean drying by two-dimensional spouted bed technique. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 170-179, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).
2. Wiriyaumpaiwong, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Comparative study of heating processes for soybean, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.11-18.

นายอำไพศักดิ์ ทิบุญมา

International Journals

1. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiansuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryers using HCFC 22 and HFC 134a as refrigerants. **International Energy Journal** 2(2), 67-73.
2. Teeboonma, U., Tiansuwan, J., and Soponronnarit, S., 2003. Optimization of heat pump fruit dryers. **Journal of Food Engineering** 59, 369-377.

Local Journals

International Conferences

1. Teeboonma, U., Soponronnarit, S., Tiansuwan, J., Tia, W. and Kaewassadorn, W. 2001. Heat pump dryer for fruit using R22 and R 134a as working fluid. **Proc. the 2nd Asian-Oceania Drying Conference**, 20-23 August 2001, Penang, Malaysia, pp. 671-680.
2. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J., 2002. Optimization of heat pump fruit dryer. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1332-1341.

Local Conferences

1. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J. 2001. The comparison of performance of heat pump dryer using R-134a and R-22 as working fluids. In **Proc. Annual Technical**

Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001, pp. 219-228, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

2. Teeboonma, U., Soponronnarit, S. and Tiansuwan, J., 2002, Optimization of heat pump fruit dryer, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.1-10.

นายยุทธนา ฐิระวณิชกุลย์

International Journals

1. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Chaiwatpongskorn, W. and Soponronnarit, S. 2003. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate : simulation and product quality. **Drying Technology-An International Journal** 21(6) 1049-1064.

Local Journals

International Conferences

1. Tirawanichakul, Y., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2001. Simulation of paddy yellowness behaviour in deep bed drying. **Proc. the 20th ASEAN/2nd APEC Seminar on Postharvest Technology**, Chiang Mai, Thailand, Sep. 2001, 97-105.
2. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1228-1236.
3. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Waranyanond, W. and Soponronnarit, S. 2002. Mathematical model of deep bed paddy drying and quality aspect. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 497-518.

Local Conferences

1. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002, Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.26-35.
2. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Inoue, K. and Soponronnarit, S. 2003. Field experience on drying of paddy under tropical climate. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 255-268.

นางสุพรรณ ฐิระวนิชกุลย์

International Journals

Local Journals

International Conferences

1. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Waranyanond, W. and Soponronnarit, S. 2002. Effect of drying temperature on physical property of high and low amylose content paddy. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 467-480.

Local Conferences

1. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Warunyanong, W. and Soponronnarit, S., 2002, Effect of temperature of paddy fluidized bed drying on whiteness behavior and head rice yield of rice, In **Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.69-77.
2. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Warunyanond, W. and Soponronnarit, S. 2003. Effect of fluidized bed drying temperature on physical property of rice and sensory evaluation of cooked rice. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 306-320.

นายนเรศ มีโส

International Journals

Local Journals

1. Meeso, N., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2000. Evaluation of drying system performance of rice mills in the central part of Thailand. **Engineering Journal Kasetsart** 14 (April-July), 81-93 (in Thai).

International Conferences

1. Meeso, N., Nathakaranakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2002. Experimental study of multistage drying of paddy using a series of convective hot-air and FIR irradiation. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 441-451.

Local Conferences

1. Meeso, N., Nathakarannakule, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Study of infrared irradiation after fluidized bed paddy drying. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 242-254 (in Thai).

นาง ยุวนารี นามสงวน

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Namsanguan, Y., Tia, W., Devahastin, S. and Soponronnarit, S. 2003. Quality assessment of dried shrimp using two-stage superheated steam and heat pump dryers. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 222-229 (in Thai).

ชัยยงค์ เตชะไพโรจน์

International Journals

1. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Superheated steam fluidised bed paddy drying. **Journal of Food Engineering** 58, 67-73.

Local Journals

International Conferences

1. Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Fluidized bed paddy drying using superheated steam. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 27-30 Aug. 2002, Vol. B, pp.1218-1227.
2. Taechapairoj, C., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Characteristics of parboiled rice in superheated-steam fluidized-bed dryer. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 429-440.

Local Conferences

วาทัญญ รอดประพัฒน์

International Journals

Local Journals

International Conferences

1. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2002. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. **Proceedings of the International Conference on Innovations in Food Processing Technology and Engineering**, Asian Institute of Technology, Bangkok, 11-13 Dec. 2002, pp. 453-466.

Local Conferences

1. Rordprapat, W., Nathakaranakule, A. and Soponronnarit, S. 2003. Comparative study of fluidized bed paddy drying using hot air and superheated steam. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 278-288 (in Thai).

น.ส.จินดาพร จำรัสเลิศลักษณ์

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Jamradloedluk, J., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Nathakaranakule, A., 2002, Performance test of cyclonic furnace using sawdust as a fuel, In **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.19-25.
2. Jamradloedluk, J., Nathakaranakule, A., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. A comparative study of drying durian with hot air and superheated steam. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 213-221.

นาย กิตติศักดิ์ วิธินันทกิจ

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Witinantakit, K., Soponronnarit, S. and Nathakarannakule, A. 2003. Heat pump-infrared dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 230-241 (in Thai).

น.ส.ยุวดี เรืองเดช

International Journals

Local Journals

1. Tia, W., Soponronnarit, S. and Reungdet, U. 2002, Potential of cogeneration in Thai white rice mills, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 50-57 (in Thai).

International Conferences

Local Conferences

นายกริช เจียมจิโรจน์

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Jiamjiroch, K., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2001. Brown rice drying. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 212-218, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

นายสุเมธ รุจินินนาท

International Journals

Local Journals

1. Rujinnat, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Fruit drying using LPG cabinet dryer, **Thai Society of Agricultural Engineering Journal** 9(1), 42-49 (in Thai).

International Conferences

Local Conferences

1. Rujinnat, S., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Improvement of air flow distribution in cabinet dryer, **In Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.42-48 (in Thai).

นายขุนพล สัห์อารียกุล

International Journals

Local Journals

1. Sungareeyakul, K., Wetchacama, S., Pongpulliponsak, A. and Soponronnarit, S. 2002, Evaluation of status of paddy dryers in Thailand, **Thai Society of Agricultural Engineering Journal** 9(1), 32-41 (in Thai).

International Conferences

Local Conferences

1. Sungareeyakul, K., Wetchacama, S., Pongpuliponsak, A. and Soponronnarit, S. 2002, Evaluation of status of paddy dryers in Thailand, **In Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002, pp.60-68 (in Thai).

นายวศัญญ ชัยวัฒน์พงศกร

International Journals

1. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., Chaiwatpongskorn, W. and Soponronnarit, S. 2003. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate : simulation and product quality. **Drying Technology-An International Journal** 21(6), 1049-1064.

Local Journals

International Conferences

1. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002. Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 26-30 Aug. 2002, Vol. B, pp. 1228-1236.

Local Conferences

1. Tirawanichakul, Y., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Trangtrakoon, P. and Soponronnarit, S., 2002, Experiments on in-store paddy drying under tropical climate simulation and product quality, in **Proc. 3rd National conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002**, pp.26-35.
2. Tirawanichakul, S., Prachayawarakorn, S., Chaiwatpongskorn, W., Warunyanong, W. and Soponronnarit, S., 2002, Effect of temperature of paddy fluidized bed drying on whiteness behavior and head rice yield of rice, in **Proc. 3rd National Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering, Chiangmai, Thailand, 23-24 May 2002**, pp.69-77.

นาย วุฒิกิต্ত์ ตันติเวส

International Journals

Local Journals

- 1 Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Pongpullponsak, A., Tuntiwetsa, W. and Kositcharoekul, S. 2001. Study of parameters affecting drying kinetics and quality of corns. **The Kasetsart J. (Nat. Sci.)** 35, 195-204.

International Conferences

Local Conferences

นายอาทิตย์ โคตรสาร

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

- 1 Kotsam, A., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2001. Performance evaluation of industrial-scale heat pump dryer. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 192-199, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

นายอิศเรศ ฐรภักญา

International Journals

- 1 Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2003. Superheated steam fluidised bed paddy drying. **Journal of Food Engineering** 58, 67-73.

Local Journals

International Conferences

- 1 Taechapairoj, C., Dhuchakallaya, I., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S., 2002. Fluidized bed paddy drying using superheated steam. **Proceedings of the 13th International Drying Symposium**, Beijing, China, 27-30 Aug. 2002, Vol. B, pp.1218-1227.

Local Conferences

นายคงศักดิ์ ชินนาบุญ

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

- 1 Chinnabun, K., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S. 2001. Effect of tempering on quality of corn after drying by fluidization technique. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 180-191, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

นางสาว ดลฤดี ใจสุทธิ์

International Journals

- 1 Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., Wetchacama, S and Jaisut, D. 2002. Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. **Drying Technology-An International Journal** 20(3) 669-684.

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

นาย ทวีชัย วงศ์ศักดิ์ไพโรจน์

International Journals

Local Journals

- 1 Wongsakpirot, T., Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 2002, Desorption isotherms and comparison of drying characteristics of bamboo shoot in superheated steam and hot air, **Research and Development Journal of Engineering Institute of Thailand** 13(2), 42-49 (in Thai).

International Conferences

Local Conferences

นางสาว กษมา เจนวิจิตรสกุล

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

- 1 Jenwijitsakul, K., Soponronnarit, S., Wetchacama, S. and Prachayawarakorn, S. 2001. Corn drying by two-dimension spouted bed technique. In **Proc. Annual Technical Conference of Thai Society of Agricultural Engineering 2001**, pp. 229-240, Khonkaen, 25-26 Jan. 2001 (in Thai).

นายสำราญ อีช่างทอง

International Journals

Local Journals

- 1 Soponronnarit, S., Tichangtong, S. and Prachayawarakorn, S. 2002. Prototype of superheated-steam cabinet dryer. **The Journal of the Royal Institute of Thailand** 27(4), 1079-1090 (in Thai).

International Conferences

Local Conferences

นางสาว อัญญา เตชะประสาน

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Techaprasan, A., Madhiyanon, T. and Soponronnarit, S. 2003. Heat transfer mathematical model for paddy in a fluidized bed dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 321-331 (in Thai).

นางสาวกรรช ภูไพบูลย์

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Phupaiboon, K., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2003. Pulsed fluidized bed paddy dryer. In **Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 289-296 (in Thai).

นาย เอกรินทร์ โปษกรัญญ์

International Journals

Local Journals

International Conferences

Local Conferences

1. Bosakornranut, E., Soponronnarit, S. and Tia, W. 2003. Drying of parboiled paddy using fluidized bed dryer. **In Proc. the Technical Conference of the Thai Society of Agricultural Engineering**, Kasetsart University, Bangkok, 13th – 14th March 2003, pp. 297-305 (in Thai).

หัวข้อสำหรับการจดสิทธิบัตรการประดิษฐ์

SFOUDED BED DRYER

- 1 ใบคำขอรับสิทธิบัตร (แบบ สป/สผ/อสป/001ก)
PATENT PENDING NO. 061498
- 2 รายละเอียดการประดิษฐ์
 - 2.1 ชื่อที่แสดงถึงการประดิษฐ์
 - 2.2 ลักษณะและความมุ่งหมายของการประดิษฐ์
 - 2.3 สาขาวิทยาการที่เกี่ยวข้องกับการประดิษฐ์
 - 2.4 ภูมิหลังของศิลปะและวิทยาการที่เกี่ยวข้อง
 - 2.5 คำอธิบายรูปเขียนโดยย่อ
 - 2.6 การเปิดเผยการประดิษฐ์โดยสมบูรณ์
 - 2.7 วิธีการประดิษฐ์ที่ดีที่สุด
- 3 ข้อถ้อยสิทธิ
- 4 รูปเขียน
- 5 บทสรุปการประดิษฐ์
- 6 เอกสารประกอบคำขอ
 - 6.1 เอกสารแสดงสิทธิ
 - 6.2 หนังสือรับรองการแสดงการประดิษฐ์
 - 6.3 หนังสือมอบอำนาจ
 - 6.4 ต้นฉบับหนังสือรับรองนิติบุคคลที่นายทะเบียนออกให้ไม่เกิน 6 เดือน

รายละเอียดการประดิษฐ์

ชื่อที่แสดงถึงการประดิษฐ์

เครื่องและวิธีการอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเต็คเบค

สาขาวิทยาการที่เกี่ยวข้องกับการประดิษฐ์

- 5 การประดิษฐ์นี้จัดอยู่ในด้านวิศวกรรมศาสตร์ในส่วนที่เกี่ยวข้องกับเครื่องอบแห้ง และกรรมวิธีการอบแห้งเมล็ดพืช

ลักษณะและความมุ่งหมายของการประดิษฐ์

- การประดิษฐ์นี้มีวัตถุประสงค์หลักคือ สร้างเครื่องอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเต็คเบค เพื่อลดความชื้นเมล็ดพืชให้อยู่ในระดับที่เหมาะสมต่อการเก็บรักษาหรือนำไปแปรรูปต่อไป
- 10 โดยคำนึงถึงคุณภาพเมล็ดพืชหลังการอบแห้ง รวมทั้งการประหยัดพลังงานในการอบแห้ง เพราะมีการนำลมร้อนกลับมาใช้ใหม่ ดังจะได้กล่าวต่อไป ลักษณะทั่วไปประกอบด้วยห้องอบแห้ง โดยส่วนล่างประกอบด้วยผนังลาดเอียงปิดทึบทั้งสองด้าน ส่วนบนเป็นผนังติดกระจก
- ทนความร้อนสองด้านเพื่อไว้สังเกตพฤติกรรมการไหลของเมล็ดพืช ภายในตรงกลางห้องอบแห้งติดตั้งไว้ด้วยแผ่นเหล็กคู่ โดยลมร้อนและเมล็ดพืชจะไหลผ่านช่องตรงกลางระหว่าง
- 15 แผ่นเหล็กคู่ เหนือแผ่นเหล็กคู่ติดตั้งไว้ด้วยแผ่นตะแกรงโค้งเพื่อทำหน้าที่กระจายเมล็ดพืชให้ตกลงบนกองเมล็ดพืชที่อยู่ด้านข้างของแผ่นเหล็กคู่ทั้งสองด้าน เมล็ดพืชจะถูกป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้งจากทางมุมบนของด้านหน้าเครื่องอบแห้งโดยชุดป้อนเมล็ดพืช แล้วเคลื่อนตัวไป
- ออกทางด้านท้ายเครื่องอบแห้ง โดยจะถูกถ้ำเลียงออกไปโดยเครื่องป้อนเมล็ดพืชที่ติดตั้งอยู่ตรงทางออกห้องอบแห้ง ทั้งนี้เมล็ดพืชจะถูกป้อนเข้ามาอย่างต่อเนื่อง ด้านล่างของห้องอบแห้งจะมี
- 20 แผ่นตะแกรงรองรับเมล็ดพืช ซึ่งต่อกับห้องทางเดินลมร้อน ภายในห้องทางเดินลมร้อนจะมีแผ่นกั้นลมร้อนเป็นช่อง ๆ ในลักษณะวางในแนวขนานไปกับผนังห้องทางเดินลมร้อน
- ปลายอีกด้านหนึ่งของห้องทางเดินลมร้อนต่อเข้ากับห้องควบคุมปริมาณลมร้อน ซึ่งสามารถควบคุมปริมาณลมร้อนได้โดยปรับตำแหน่งของบานปรับลมร้อน ด้านท้ายของห้องควบคุมปริมาณลมร้อนจะต่อเข้ากับพัดลมเป่าลมร้อน ซึ่งรับลมร้อนมาจากห้องเผาไหม้ ลมร้อนที่ออก
- 25 จากด้านบนของห้องอบแห้งจะถูกดูดผ่านออกไปทางท่อลมดูดและนำไปผ่านไซโคลนคัดแยก ซึ่งทำหน้าที่คัดแยกเศษของเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผงที่ติดมากับลมร้อนที่ออกจากห้องอบแห้ง ลมร้อนที่ผ่านการคัดแยกฝุ่นผงแล้วจะถูกเวียนกลับมาใช้ใหม่อีกครั้งโดยท่อนำลมร้อนกลับซึ่งจะต่ออยู่ระหว่างทางออกไซโคลนคัดแยกและห้องเผาไหม้

ส่วนประกอบของเครื่องอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเค็ดเบคที่กล่าวมาข้างต้นมีความมุ่งหมายในการประดิษฐ์ดังต่อไปนี้

ห้องอบแห้ง ทำหน้าที่ ให้ลมร้อนและเมล็ดพืชได้สัมผัสกันโดยการลดความชื้นจะเกิดขึ้นในส่วนนี้

- 5 แผ่นเหล็กคู่ภายในห้องอบแห้ง ทำหน้าที่ ให้ลมร้อนและเมล็ดพืชไหลผ่าน
 แผ่นตะแกรงโค้งภายในห้องอบแห้ง ทำหน้าที่ กระจายเมล็ดพืชให้ตกลงบนกองเมล็ดพืชในห้องอบแห้ง

ห้องเผาไหม้ ทำหน้าที่ เผาไหม้อากาศกับเชื้อเพลิงทำให้เกิดลมร้อนมีอุณหภูมิสูงขึ้น

พัดลมเป่าลมร้อน ทำหน้าที่ หมุนเวียนลมร้อนระหว่างห้องเผาไหม้ ห้องอบแห้ง และ

- 10 ชุดไซโคลนคัดแยก

ห้องควบคุมปริมาณลมร้อนพร้อมบานปรับปริมาณลม ทำหน้าที่ ปรับปริมาณลมร้อนให้สม่ำเสมอตลอดทางเข้าห้องอบแห้ง

ห้องทางเดินลมร้อน ที่ภายในมีแผ่นกั้นลมร้อนเป็นช่อง ๆ ทำหน้าที่ บังคับทิศทางลมร้อนและแบ่งปริมาณลมร้อนที่เป่าเข้าห้องอบแห้งให้กระจายอย่างทั่วถึง

- 15 ชุดป้อนเมล็ดพืช ที่ติดอยู่ที่ทางเข้าและออก ทำหน้าที่ ควบคุมอัตราการไหลเข้า-ออกของเมล็ดพืช

ชุดไซโคลนคัดแยก ทำหน้าที่ คัดแยกเศษเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผง ที่ออกมาจากห้องอบแห้งก่อนที่ลมร้อนจะถูกส่งต่อไปยังห้องเผาไหม้

- 20 เผาไหม้ ทำหน้าที่ เพื่อนำลมร้อนจากไซโคลนคัดแยกที่ออกจากห้องอบแห้งกลับมาใช้ใหม่

และวิธีการอบแห้งเมล็ดพืชที่ประกอบด้วย

- ขั้นตอนการอบแห้ง โดยเมล็ดพืชที่มีความชื้นสูงถูกป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้งอย่างต่อเนื่อง ลมร้อนส่วนใหญ่จะไหลเข้าสู่แผ่นเหล็กคู่และมีความเร็วลมสูงพอที่จะพาให้เมล็ดพืชลอยตัวสูงขึ้นระหว่างแผ่นเหล็กคู่ ในระหว่างนี้เมล็ดพืชจะถูกทำให้มีอุณหภูมิสูงขึ้น และ
25 ความชื้นของเมล็ดพืชจะลดต่ำลง เมื่อเมล็ดพืชตกลงบนกองเมล็ดพืชที่อยู่ด้านข้างทั้งสองของแผ่นเหล็กคู่ เมล็ดพืชจากด้านบนสุดจะเคลื่อนตัวลงสู่ด้านล่างซึ่งเป็นการไหลสวนทางกับลมร้อนตรงทางเข้าห้องอบแห้งบางส่วนที่ไหลแทรกผ่านเข้าไปในกองเมล็ดพืช ก่อนที่จะวนกลับเข้าไปในแผ่นเหล็กคู่อีกครั้ง เป็นเช่นนี้สลับกันไป ทำให้ความชื้นเมล็ดพืชลดต่ำลงไปเรื่อย ๆ ขณะเมล็ดพืชเคลื่อนที่ไปยังท้ายห้องอบแห้ง นอกจากนี้การพัดตัวเมล็ดพืชในกองเมล็ด
30 พืชสลับกับการได้รับความร้อนเป็นส่วนใหญ่ขณะที่อยู่ภายในแผ่นเหล็กคู่ทำให้อุณหภูมิของ

เมล็ดพืชไม่สูงมากนักจนกระทั่งทำให้เมล็ดพืชเกิดการแตกหักเสียหายหรือเปลี่ยนสีไปจากเดิมมากนัก

ขั้นตอนการคัดแยกเศษเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผงออกระหว่างการอบแห้ง และนำลมร้อนกลับมาใช้ใหม่ โดยในขณะที่อบแห้งเศษเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผงจะถูกดูดออกจากห้องอบแห้งพร้อม ๆ กับลมร้อนโดยไซโคลนจะทำการคัดแยกเศษเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผงออก ที่ทางออกลมร้อนด้านบนของไซโคลนจะมีท่อต่อส่งมาที่ห้องเผาไหม้ซึ่งค่ออยู่กับด้านสุดของพัดลมเป่าลมร้อน

ขั้นตอนการเป่าลมร้อน ลมร้อนที่เวียนกลับมาใช้ใหม่จากห้องอบแห้งจะผสมกับอากาศภายนอกห้องอบแห้ง และถูกทำให้ร้อนขึ้นโดยหัวเผาในห้องเผาไหม้ พัดลมจะเป่าลมร้อนเข้าห้องอบแห้ง โดยอาจมีการปรับปริมาณลมที่ห้องควบคุมปริมาณลมร้อนตามความเหมาะสมก่อนจะไหลผ่านห้องทางเดินลมเข้าสู่ห้องอบแห้ง

ศิลปวิทยาการและภูมิหลังที่เกี่ยวข้อง

ในสภาวะปัจจุบันเครื่องลดความชื้น หรือเครื่องอบแห้งเมล็ดพืช ได้มีบทบาทเพิ่มมากขึ้น เนื่องจากความนิยมในการใช้เครื่องเกี่ยวกับเมล็ดพืชโดยเฉพาะข้าว แต่เดิมเครื่องลดความชื้นส่วนใหญ่จะใช้กับข้าวโพด เนื่องจากข้าวโพดเก็บเกี่ยวในช่วงฤดูฝน ทำให้มีปัญหาความชื้นสูง การใช้ถาดตากในช่วงฤดูฝนทำได้ยากลำบาก จึงปรากฏว่าข้าวโพดมีปัญหาเรื่องสารพิษที่เกิดจากเชื้อราอยู่เสมอ ๆ เทคโนโลยีการอบแห้งเมล็ดพืชได้มีการพัฒนาอย่างต่อเนื่อง ตัวอย่างที่เห็นได้ชัดคือ การพัฒนาเครื่องอบแห้งเมล็ดพืชไหลแบบฟลูอิดาเซชัน ซึ่งสามารถอบแห้งเมล็ดข้าวเปลือกปริมาณมาก ๆ ในระยะเวลาอันสั้น และสามารถพัฒนาไปสู่ระดับอุตสาหกรรมได้แล้ว

จากงานวิจัยที่เผยแพร่ในต่างประเทศ พบว่าเครื่องอบแห้งสเปาเค็คเบค สามารถอบแห้งเมล็ดข้าวเปลือกจากความชื้นสูงจนลดความชื้นต่ำในคราวเดียวกันได้โดยไม่ต้องมีการพักข้าวระหว่างการอบแห้ง โดยคุณภาพข้าวหลังการสีในด้านข้าวคันยังคงอยู่ในเกณฑ์ดี ที่เป็นเช่นนี้เพราะเทคนิคการอบแห้งแบบสเปาเค็คเบค เมล็ดพืชได้มีโอกาสพักตัวอยู่แล้วระหว่างการเคลื่อนตัวของเมล็ดพืช จากบนลงล่างในกองเมล็ดพืชภายในห้องอบแห้ง เครื่องอบแห้งสเปาเค็คเบคที่ใช้อยู่ในห้องอบแห้งเมล็ดพืช ได้มีการวิจัยในต่างประเทศมาเป็นเวลาหลายปีแล้ว แต่ส่วนใหญ่มุ่งเน้นไปที่การทดลองในห้องปฏิบัติการและมีลักษณะการอบแห้งแบบเป็นงวด ดังนั้นวัตถุประสงค์ของการประคิษฐ์นี้คือ ประคิษฐ์เครื่องอบแห้งสเปาเค็คเบคที่สามารถใช้อบแห้งเมล็ดพืชที่มีความชื้นเริ่มต้นสูงได้อย่างต่อเนื่อง ซึ่งเหมาะสมต่อการนำไปใช้ในภาค

อุตสาหกรรม โดยคำนึงถึงคุณภาพหลังการอบแห้งตลอดจนการใช้พลังงานอย่างคุ้มค่า โดยมี
การนำลมร้อนเวียนกลับมาใช้ใหม่

อธิบายรูปเขียนโดยย่อ

รูปที่ 1 ส่วนประกอบของเครื่องอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเค็ดเบด

5 รูปที่ 2 รายละเอียดห้องอบแห้ง

รูปที่ 3 รายละเอียดของห้องควบคุมปริมาณลมร้อนและห้องทางเดินลม

การเปิดเผยการประดิษฐ์โดยสมบูรณ์

รูปที่ 1 แสดงส่วนประกอบของเครื่องอบแห้งเมล็ดพืช ประกอบด้วยห้องอบแห้ง 1
โดยส่วนล่างประกอบด้วยผนังลาดเอียงปิดทึบทั้งสองด้านเพื่อให้เมล็ดพืชไหลได้โดยสะดวก
10 และทำให้ลมร้อนที่ไหลเข้าห้องอบแห้ง 1 มีความเร็วสูง ด้านบนติดตั้งกระจกทนความร้อนทั้ง
สองด้าน 2 เพื่อให้มองเห็นพฤติกรรมการไหลของเมล็ดพืชภายในห้องอบแห้ง 1 ด้านหน้าห้อง
อบแห้งเป็นกระจกทนความร้อนเช่นกัน 3 ส่วนด้านหลังเป็นผนังทึบและใช้เป็นช่องทางออก
ของเมล็ดพืช 4 และพื้นด้านล่างของห้องอบแห้งเป็นแผ่นตะแกรง 5 (รูปที่ 2) ตรงกลางภายใน
ห้องอบแห้งติดตั้งไว้ด้วยแผ่นเหล็กคู่ 6 (รูปที่ 2) ซึ่งใช้เป็นช่องทางไหลของลมร้อนและเมล็ดพืช
15 เหนือแผ่นเหล็กคู่ขึ้นไปติดตั้งไว้ด้วย แผ่นกระจายเมล็ดพืช 7 (รูปที่ 2) มีลักษณะเป็นแผ่น
ตะแกรงโค้ง เมื่อเมล็ดพืชเคลื่อนที่ไปถึงท้ายห้องอบแห้ง เมล็ดพืชบนกองเมล็ดพืชซึ่งอยู่ทั้งสอง
ด้านของแผ่นเหล็กคู่ จะไหลลงข้ามแผ่นกัน 8 และตกลงไปสู่ช่องทางออก 4 ตามรูปที่ 1 ที่ช่อง
ทางเข้าและทางออกของเมล็ดพืชจะติดตั้งไว้ด้วยชุดป้อนเมล็ดพืช 9, 10 เช่น โรตารีวาล์ว
เป็นต้น โดยทำหน้าที่ควบคุมอัตราการไหลของเมล็ดพืช ห้องเผาไหม้ 11 จะต่อเข้ากับท่อนำ ลม
20 ร้อนกลับ 12 ลมร้อนที่ได้จากห้องเผาไหม้จะถูกดูดเข้าสู่พัดลม 13 และส่งต่อไปยังห้องควบคุม
ปริมาณลมร้อน 14 และห้องทางเดินลมร้อน 15 (ดูรูปที่ 3) โดยอาศัยบานปรับลม 16 และแผ่น
กันลมร้อน 17 (รูปที่ 3) ลมร้อนจะถูกเป่าเข้าสู่ห้องอบแห้งโดยทั่วถึงตลอดความยาวของ
ห้องอบแห้งในทิศทางที่เกือบจะตั้งฉากกับพื้นตะแกรง 5 (รูปที่ 2) ความเร็วของลมร้อนที่สูง
ตรงทางเข้าห้องอบแห้งจะทำให้เมล็ดพืชภายในห้องอบแห้งลอยตัวสูงขึ้นสัมผัสกับลมร้อน
25 อย่างทั่วถึงทำให้เมล็ดพืชมีอุณหภูมิสูงขึ้น และสามารถลดความชื้นได้เป็นอย่างดี อย่างไรก็ตาม
การที่เมล็ดพืชได้รับการพักตัวในกองเมล็ดพืช โดยได้รับความร้อนเป็นส่วนใหญ่จากลมร้อนที่
ไหลแทรกเข้ามาบางส่วน ทำให้อุณหภูมิของเมล็ดพืชไม่สูงมากจนทำให้เมล็ดพืชเสียหายได้
ลมร้อนที่ผ่านการอบแห้งเมล็ดพืชแล้วจะไหลออกจากช่องผนังด้านบนของห้องอบแห้ง 18
และไหลไปตามท่อลมดูด 19 ซึ่งต่ออยู่กับไซโคลนคัดแยก 20 เศษเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผง
30 ที่มาพร้อมกับลมร้อนจะถูกคัดแยกและระบายทิ้งที่ช่องระบายทิ้ง (21) และลมร้อนส่วนที่เหลือ

จะถูกนำกลับมาใช้ใหม่ โดยผสมกับอากาศภายนอกที่ห้องเผาไหม้ 11 โดยไหลมาทางท่อนำลม
กลับมาใช้ใหม่ 12

ตามรูปที่ 2 แสดงรายละเอียดภายในห้องอบแห้ง 1 ประกอบด้วยส่วนบนซึ่งเป็นรูป
ทรงสี่เหลี่ยม และส่วนล่างที่เป็นผนังลาดเอียง ตรงกลางภายในห้องอบติดตั้งไว้ด้วยแผ่นเหล็กคู่
5 6 โดยจะอยู่สูงขึ้นมาจากแผ่นพื้นตะแกรงล่าง 5 พอที่เมล็ดพืชจากกองเมล็ดพืชด้านข้างของ
แผ่นเหล็กคู่ 6 สามารถที่จะไหลกลับเข้าไปภายในแผ่นเหล็กคู่ได้ เหนือขึ้นมาจากแผ่นเหล็กคู่
ติดตั้งไว้ด้วยแผ่นกระจายเมล็ดพืช มีลักษณะเป็นแผ่นตะแกรงโค้ง 7 ด้านบนผนังของห้อง
อบแห้งจะทำเป็นช่องเปิดสำหรับเมล็ดพืชเข้า (ไม่ได้แสดงไว้) โดยติดตั้งชุดป้อนเมล็ดพืชเข้า 9
ไว้บนช่องเปิด ด้านท้ายของห้องอบแห้งจะมีแผ่นกั้นเมล็ดพืช 8 ตรงช่องทางออก 4 จะติดตั้งไว้
10 ด้วยชุดป้อนเมล็ดพืชออก 10 ลมร้อนที่ผ่านการอบแห้งเมล็ดพืชแล้วจะไหลออกที่ผนังด้านบน
ห้องอบแห้ง 18

ตามรูปที่ 3 แสดงรายละเอียดภายในของห้องควบคุมปริมาณลมร้อน 14 และห้องทาง
เดินลมร้อน 15 ภายในห้องควบคุมปริมาณลมร้อน 14 ด้านที่ต่อเข้ากับห้องทางเดินลมร้อน 15
ประกอบด้วยบานปรับลมร้อน 16 ซึ่งมีลักษณะเป็นแผ่นสี่เหลี่ยมแบบมีก้านค่อออกมาภายนอก
15 เพื่อใช้ปรับปริมาณลม ในลักษณะหมุนขึ้นหรือลง เพื่อปล่อยให้ลมร้อนไหลผ่านในปริมาณ
เหมาะสม และเพื่อปรับให้ลมร้อนมีปริมาณใกล้เคียงกันในแต่ละช่องของแผ่นกั้นลมร้อน 17
ซึ่งอยู่ภายในห้องทางเดินลมร้อน 15 แผ่นกั้นลมร้อน 17 มีลักษณะเป็นแผ่นแบนวางขนานไป
กับผนังทางห้องทางเดินลมร้อน 15 ที่ด้านปลายของห้องทางเดินลมร้อน 15 ผนังจะมีลักษณะคู่
เข้าหาทางเข้าของห้องอบแห้ง 1 (ตามรูปที่ 1) แผ่นกั้นลมร้อน 17 จะทำหน้าที่บังคับทิศทางลม
20 ร้อนให้เข้าสู่ห้องอบแห้ง 1 (ตามรูปที่ 1) และแบ่งปริมาณลมร้อนให้กระจายอย่างทั่วถึงตลอด
ความยาวของห้องอบแห้ง ดังนั้นจะทำให้เมล็ดพืชที่ออกจากห้องอบแห้งมีความชื้นสม่ำเสมอ

วิธีการอบแห้งโดยใช้เครื่องอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเต็คเบค

	1. อุณหภูมิของลมร้อนที่ใช้ออบแห้ง อยู่ในช่วง	100-160 °C
	2. ปริมาณลมร้อนที่เข้าสู่ห้องอบแห้ง	1.4 กิโลกรัมต่อวินาที
25	3. อัตราการป้อนเมล็ดพืช	3.1 – 3.5 ตันต่อชั่วโมง
	4. สัดส่วนลมร้อนที่นำกลับมาใช้ใหม่	60-70 เปอร์เซ็นต์

ผลการทดสอบเครื่องอบแห้งเมล็ดพืชสเปาเต็คเบค โดยใช้เมล็ดข้าวเปลือกเป็นวัสดุ
อบแห้งและเก็บตัวอย่างข้าวเปลือกที่เข้าและออกจากห้องอบแห้ง 500 กรัม ทุก ๆ 10 นาที เพื่อ

นำไปหาความชื้นและคุณภาพข้าวในด้านปริมาณข้าวคืนและความขาวเมื่อนำเมล็ดข้าวเปลือกไปสี ได้แสดงไว้ในตารางที่ 1

รายละเอียด	การทดลองที่		
	1	2	3
อัตราการป้อน (กก./ชม.)	3160	3280	3550
ระยะเวลาอบแห้งเฉลี่ย (นาท.)	6.4	5.3	5.2
อุณหภูมิลมร้อนขาเข้าห้องอบแห้ง (°C)	154	156	160
อุณหภูมิเมล็ดพืชที่ออกจากห้องอบแห้ง (°C)	67	67	68
ความชื้นเฉลี่ยของเมล็ดพืช			
ก่อนอบแห้ง (% มาตรฐานแห้ง)	29.4	28.2	22.8
หลังอบแห้ง (% มาตรฐานแห้ง)	25.0	23.3	19.0
เปอร์เซ็นต์ข้าวคืน			
ก่อนอบแห้ง (%)	50.1	54.3	41.2
หลังอบแห้ง (%)	52.4	55.0	40.8
ความขาว			
ก่อนอบแห้ง	47.8	46.4	46.7
หลังอบแห้ง	47.5	46.3	45.9
อัตราการระเหยความชื้น (กก.น้ำ/ชม.)	111	130	101
การสิ้นเปลืองพลังงาน (เมกะจูล/กก.น้ำระเหย)			
ความร้อนจากเชื้อเพลิง	3.5	3.8	3.1
ไฟฟ้า	0.46	0.40	0.46

จากตารางที่ 1

$$\text{เปอร์เซ็นต์ข้าวคืน} = \frac{\text{มวลข้าวสารเต็มเมล็ด}}{\text{มวลเมล็ดข้าวเปลือก}} \times 100$$

ด้วยวิธีการดังกล่าวทำให้ได้คุณสมบัติพิเศษของเครื่องอบแห้งเมล็ดพืชสเปาเต็คเบค ดังต่อไปนี้

1. สามารถลดความชื้นเมล็ดพืชได้ 4-5% มาตรฐานแห้งต่อรอบของการอบแห้งและเนื่องจากเมล็ดพืชได้มีโอกาสพักตัว โดยได้รับความร้อนเพียงส่วนน้อยขณะที่อยู่ในกองเมล็ดพืชภายในห้องอบแห้งสลับกับการได้รับความร้อนส่วนใหญ่ระหว่างลอยตัวอยู่ระหว่างแผ่นเหล็กคู่ ทำให้อุณหภูมิของเมล็ดไม่สูงจนกระทั่งก่อให้เกิดความเสียหายต่อคุณภาพเมล็ดพืชทั้งในด้านการ
 - 5 แรกหัก (ดูได้จากเปอร์เซ็นต์ข้าวคั่ว) และความขาว
 2. ความชื้น ตลอดจนคุณภาพเมล็ดพืชหลังอบแห้งมีความสม่ำเสมอ
 3. มีความคล่องตัวในการใช้งานสูง เพราะไม่จำเป็นต้องเอาเมล็ดพืชความชื้นใกล้เคียงกันในเวลาเดียวกันเป็นจำนวนมาก ๆ มาอบแห้งพร้อมกันแบบไซโล เนื่องจากการอบแห้งแบบต่อเนื่อง และใช้เวลาเพียงไม่กี่นาที
 - 10 4. การสิ้นเปลืองพลังงานอยู่ในเกณฑ์ที่ยอมรับได้ เนื่องจากการนำลมร้อนกลับมาใช้ประโยชน์ใหม่
 5. ลดปัญหาในการบำรุงรักษา เพราะไม่มีชิ้นส่วนของเครื่องจักรที่เคลื่อนไหว แต่ใช้เมล็ดพืชเป็นตัวเคลื่อนที่แทน
- วิธีการประดิษฐ์ที่ดีที่สุด**
- 15 **วิธีการประดิษฐ์ที่ดีที่สุดของการประดิษฐ์นี้เหมือนกับที่กล่าวมาแล้วข้างต้น**
- การประยุกต์ใช้ในทางอุตสาหกรรม**
- นำไปใช้ในกระบวนการอบแห้งเมล็ดพืชเพื่อเก็บรักษาหรือผ่านกระบวนการอื่นต่อไป

ข้อถือนิติ (Claim)

1. เครื่องอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเต็คเบค ประกอบด้วยห้องอบแห้ง (1) เพื่อให้เมล็ดพืชไหลได้โดยสะดวก และทำให้ลมร้อนที่ไหลเข้าห้องอบแห้งมีความเร็วสูง ส่วนล่างของห้องอบแห้งจึงทำเป็นผนังลาดเอียงปิดทึบทั้งสองด้าน ผนังส่วนบนที่อยู่ถัดขึ้นมาติดตั้งไว้ด้วยกระจกทนความร้อน (2) ทั้งสองด้าน เพื่อให้มองเห็นพฤติกรรมการไหลของเมล็ดพืชภายในห้องอบแห้ง (1) ผนังด้านหน้าของห้องอบแห้งเป็นผนังติดกระจกทนความร้อนเช่นกัน (3) ส่วนด้านหลังเป็นผนังทึบและใช้เป็นช่องทางออกของเมล็ดพืช (4) พื้นด้านล่างของห้องอบแห้งเป็นแผ่นตะแกรง (5) ไว้รองรับเมล็ดพืช ภายในกึ่งกลางห้องอบแห้ง (1) ติดตั้งไว้ด้วยแผ่นเหล็กคู่ (6) โดยติดตั้งอยู่สูงกว่าแผ่นตะแกรง (5) เพื่อให้เมล็ดพืชไหลกลับเข้าไปในช่องตรงกลางของแผ่นเหล็กคู่ได้ (6) ได้ ซึ่งจะทำให้เมล็ดพืชถูกแบ่งออกเป็นสองส่วนคือ ส่วนแรกเป็นส่วนที่เมล็ดพืชลอยตัวอยู่ระหว่างแผ่นเหล็กคู่ (6) และส่วนที่เป็นกองเมล็ดพืชซึ่งอยู่ด้านข้างทั้งสองของแผ่นเหล็กคู่ เหนือแผ่นเหล็กคู่ขึ้นไปติดตั้งไว้ด้วยแผ่นกระจายเมล็ดพืช มีลักษณะเป็นแผ่นตะแกรงโค้ง (7) มุมบนด้านหน้าของห้องอบแห้ง (1) เป็นช่องเปิดสำหรับให้เมล็ดพืชไหลเข้าด้านท้ายห้องอบแห้ง (1) มีแผ่นกั้น (8) ติดตั้งที่ช่องเปิดท้ายห้องอบแห้ง เพื่อให้เมล็ดพืชบนกองเมล็ดพืชไหลลงเข้ามาไปสู่ช่องทางออก (4)

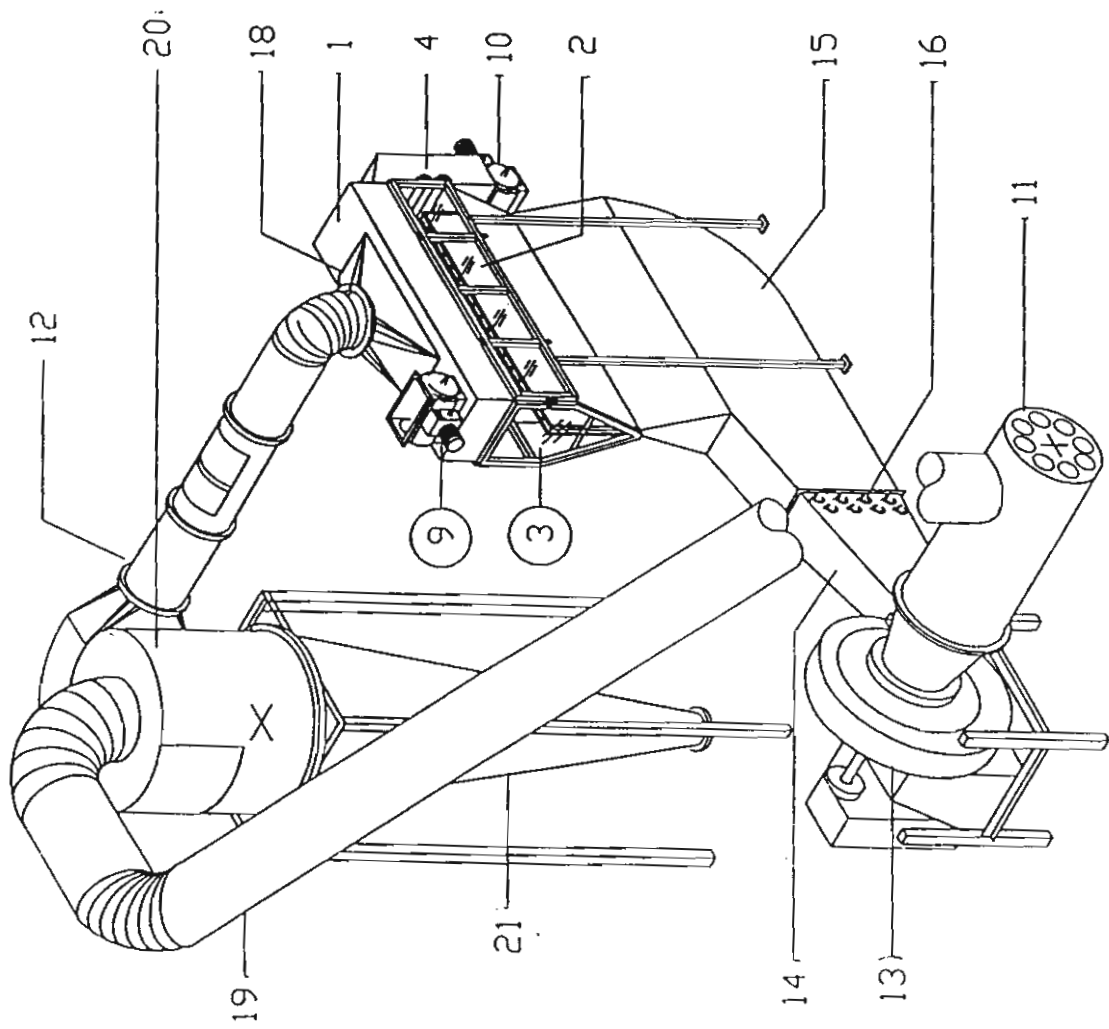
2. วิธีการอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเต็คเบค ซึ่งมีลักษณะเฉพาะที่เป็นการอบแห้งเมล็ดพืชแบบต่อเนื่อง โดยเมล็ดพืชจะถูกป้อนเข้าสู่ห้องอบแห้งอย่างต่อเนื่อง ลมร้อนที่มีความเร็วสูงที่เป่าเข้าห้องอบแห้งส่วนใหญ่จะไหลเข้าสู่ช่องกลางระหว่างแผ่นเหล็กคู่ ทำให้เมล็ดพืชลอยตัวสูงขึ้นไปกระทบแผ่นกระจายเมล็ดพืชก่อนตกลงสู่กองเมล็ดพืช ซึ่งอยู่ด้านข้างของแผ่นเหล็กคู่ทั้งสองข้าง เมล็ดพืชที่อยู่บนสุดของกองเมล็ดพืชจะเคลื่อนตัวลงสู่ด้านล่างสุดสวนทางกับลมร้อนบางส่วนที่ไหลแทรกกองเมล็ดพืชขึ้นมา ก่อนจะถูกลมร้อนพากลับเข้าไปในช่องกลางของแผ่นเหล็กคู่อีกครั้ง เป็นเช่นนี้สลับกันไปจนกว่าเมล็ดพืชจะเคลื่อนที่ไปยังท้ายห้องอบแห้งและไหลลงเข้ามาผ่านกันออกจากห้องอบแห้งไป จากที่กล่าวมาจะเห็นได้ว่าเมล็ดพืชภายในห้องอบแห้งจะถูกแบ่งออกเป็นสองส่วนอย่างชัดเจน ส่วนแรกคือส่วนที่ลอยตัวอยู่ระหว่างแผ่นเหล็กคู่ อีกส่วนคือส่วนที่เป็นกองเมล็ดพืชข้าง ๆ แผ่นเหล็กคู่ ความชื้นของเมล็ดพืชจะลดลงไปเรื่อย ๆ ขณะที่เมล็ดพืชเคลื่อนตัวไปยังท้ายห้องอบแห้ง เมล็ดพืชจะมีอุณหภูมิสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว ขณะที่ไหลผ่านช่องกลางแผ่นเหล็กคู่ แต่การที่เมล็ดพืชได้มีโอกาสพักตัวขณะที่อยู่ในกองเมล็ดพืช (โดยได้รับความร้อนเพียงส่วนน้อยจากลมร้อนที่ไหลแทรกขึ้นมา) ทำให้อุณหภูมิ

หน้าที่ 2 ของจำนวน 2 หน้า

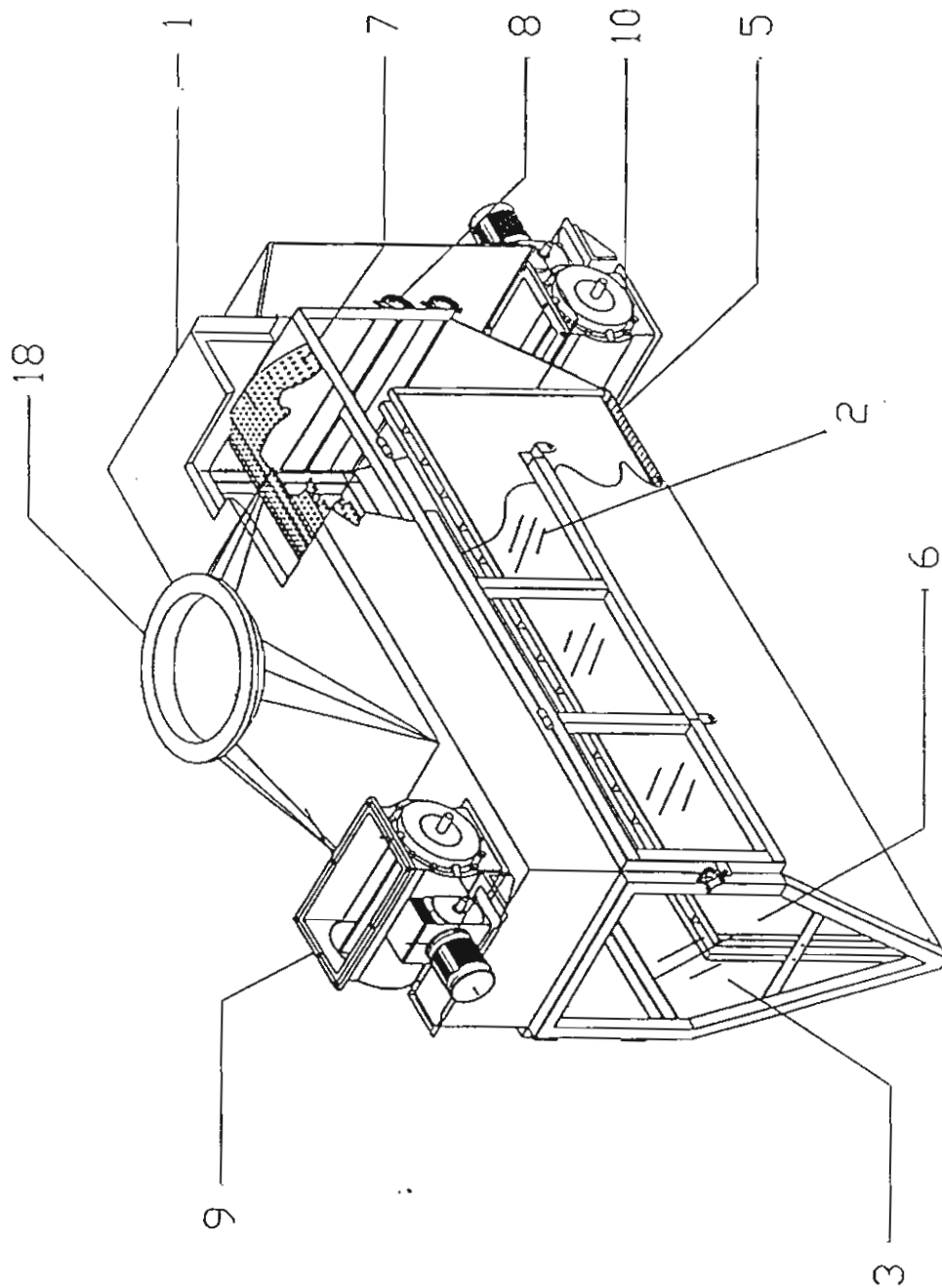
เมล็ดพืชไม่สูงเกินไปจนทำให้เกิดความเสียหายต่อคุณภาพของเมล็ดพืชในด้านการแตกหัก
และสี

บทสรุปการประดิษฐ์

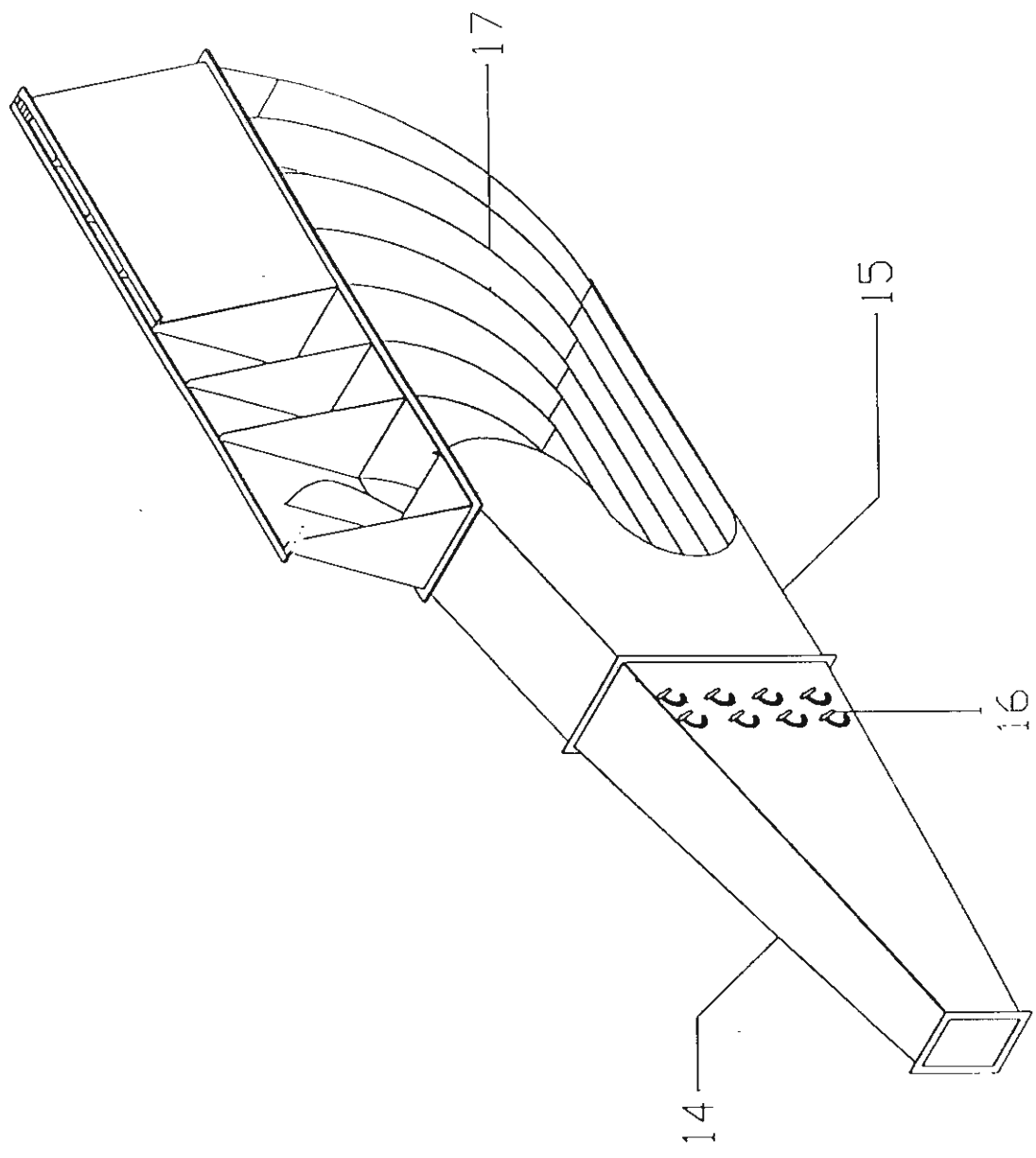
- เครื่องอบแห้งเมล็ดพืชแบบสเปาเค็คเบค สามารถอบแห้งเมล็ดพืชได้อย่างต่อเนื่อง โดยคุณภาพของเมล็ดพืชหลังอบแห้งตลอดจนการสิ้นเปลืองพลังงานอยู่ในเกณฑ์ดี เครื่องอบแห้งประกอบด้วยห้องเผาไหม้ (11) พัฒลมเป่าลมร้อน (13) ห้องควบคุมปริมาณลมร้อน (14) ห้องทางเดินลมร้อน (15) ชุดป้อนเมล็ดพืชเข้า (9) ชุดป้อนเมล็ดพืชออก (10) ห้องอบแห้ง (1) ซึ่งส่วนล่างของห้องอบแห้งจะเป็นผนังลาดเอียง ท่อนำลมร้อนกลับมาใช้ใหม่ (12) ท่อลมดูด (19) และไซโคลนคัดแยก (20) โดยภายในห้องอบแห้งติดตั้งไว้ด้วยแผ่นเหล็กคู่ (6) และแผ่นกระจายเมล็ดพืช (7) วิธีการอบแห้งเมล็ดพืช ประกอบด้วยขั้นตอนการป้อนเมล็ดพืชเข้าสู่ห้องอบแห้งโดยใช้ชุดป้อนเมล็ดพืชเข้า (9) เป็นตัวควบคุมอัตราการไหลเข้าของเมล็ดพืช ขั้นตอนการเป่าลมร้อนจากห้องเผาไหม้ (11) โดยพัฒลมเป่าลมร้อน (13) ผ่านห้องควบคุมปริมาณลม (14) ซึ่งสามารถปรับปริมาณลมได้โดยชุดบานปรับลม (16) ก่อนจะไหลผ่านห้องทางเดินลมร้อน (15) เข้าสู่ห้องอบแห้ง (1) เมล็ดพืชในห้องอบแห้งจะเคลื่อนที่หมุนเวียนระหว่างเมล็ดพืชที่ลอยตัวอยู่ระหว่างแผ่นเหล็กคู่ (6) กับส่วนที่เป็นกองเมล็ดพืชซึ่งอยู่ด้านข้างแผ่นเหล็กคู่ (6) ในขณะเดียวกัน เมล็ดพืชจะเคลื่อนที่ไปยังท้ายห้องอบแห้ง โดยความชื้นเมล็ดพืชก็จะลดลงเรื่อย ๆ ตามระยะทางที่เคลื่อนที่ ลมร้อนที่ผ่านการอบแห้งเมล็ดพืชแล้วจะไหลออกจากห้องอบแห้ง (1) โดยผ่านทางท่อลมดูด (19) ขั้นตอนการนำเมล็ดพืชที่ผ่านการอบแห้งแล้วออกจากห้องอบแห้ง (1) เมล็ดพืชบนกองเมล็ดพืชที่ท้ายห้องอบแห้งจะไหลลงข้ามแผ่นกัน (8) และถูกลำเลียงออกจากห้องอบแห้ง โดยใช้ชุดป้อนเมล็ดพืชออก (10) ขั้นตอนการคัดแยกเศษเมล็ดพืช เมล็ดลีบ และฝุ่นผงที่ติดมากับลมร้อนที่ออกจากห้องอบแห้ง (1) โดยการผ่านลมร้อนไปยังไซโคลนคัดแยก (20) และขั้นตอนสุดท้ายคือ การนำลมร้อนที่ออกจากไซโคลนคัดแยก (20) กลับมาใช้ใหม่ โดยลมร้อนจะไหลผ่านมาตามท่อนำลมร้อนกลับมาใช้ใหม่ (12) ไปผสมกับอากาศแวดล้อมที่ห้องเผาไหม้ (11)



รูปที่ 1



รูปที่ 2



รูปที่ 3

TECHNICAL NOTE

DIFFUSION MODELS OF PAPAYA AND MANGO GLACE' DRYING

Siva Acharyaviriya^{1/}, Somchart Soponronnarit^{2/} and Apichit Terdyothin^{2/}
^{1/}Doctoral Student ^{2/}School of Energy and Materials
 King Mongkut's University of Technology Thonburi
 Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

Key words: dehydration; fruits; modeling.

ABSTRACT

The objective of this research was to develop diffusion models for papaya and mango glace' drying. Effective diffusion coefficients of papaya and mango glace' were evaluated by regression analysis of the experimental data to drying kinetic equation. Models 1 and 2 were developed by assuming that effective diffusion coefficients were constant and varied proportionally with the moisture ratio. Model 3, which the Arrhenius factor was a second-degree polynomial function of moisture content, was developed by assuming that the value of effective diffusion coefficient was constant over a short time interval. Model 4, which was similar to Model 3, was developed by considering the effect of volume shrinkage during drying. Four diffusion models were compared and it was found that the predicted values of moisture contents calculated by using Models 1 and 2 were close to experimental values during the early period of drying. Models 3 and 4 were able to have better predictions particularly towards the final period of drying. However, Model 4 was complicated. Therefore, Model 3 was recommended for calculating drying curves of papaya and mango glace' drying.

INTRODUCTION

The mobility of moisture in drying of fruits generally occurs only in falling drying rate period; therefore, the moisture migration within materials is governed by diffusion. Literatures on moisture diffusion of food materials have been investigated by several authors. For example, Lopez *et al.* (1998) developed diffusion model for drying of hazelnut. Usually, the dependence of the diffusion coefficient on the drying air temperature is described by an Arrhenius-type equation. The diffusion has been described by Fick's second law with several forms. The form used in this research work is diffusion into an unequal-distance 3-dimensional object in Cartesian coordinates. It states that the mobility of moisture is proportional to the moisture concentration gradient within materials. It can be written as:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial M}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial M}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(D \frac{\partial M}{\partial z} \right) \quad (1)$$

In solving the above equation, the following initial and boundary conditions can be applied:

$$\begin{aligned} M(x, y, z, 0) &= M_{in}, \\ \text{when } t > 0, \quad M(x, y, 0, t) &= M(x, 0, z, t) = M(0, y, z, t) = M_{eq}, \\ \text{and} \quad M(x, y, l_x, t) &= M(x, l_y, z, t) = M(x, y, z, t) = M(l_x, y, z, t) = M_{eq} \end{aligned}$$

In the first case, effective diffusion coefficient (D) is assumed to be constant so that Equation (1) can be solved analytically. For a brick configuration, it is given by the following relationship:

$$MR = \left(\frac{8}{\pi^2} \right)^3 \sum_{i=0}^{\infty} \sum_{j=0}^{\infty} \sum_{k=0}^{\infty} \left(\frac{1}{(2i+1)^2 (2j+1)^2 (2k+1)^2} \right) \exp \left(- \left(\frac{(2i+1)^2}{l_x^2} + \frac{(2j+1)^2}{l_y^2} + \frac{(2k+1)^2}{l_z^2} \right) \pi^2 D t \right) \quad (2)$$

Where MR is moisture ratio which is defined as $MR = (M - M_{eq}) / (M_{in} - M_{eq})$. M_{eq} is the equilibrium moisture contents of papaya and mango 'glace' using the B.E.T. equation (1938) whose parameters are evaluated by Achariyaviriya and Soponronnarit (1990), and by Ratsie (1998), respectively. They are given by Equation (3).

$$\frac{RH}{(1 - RH)M_{eq}} = \frac{1}{M_m C} + \frac{C - 1}{M_m C} RH \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \text{Where,} \quad M_m &= 3.1987 + 0.1407(T_g) & [R^2 = 0.89] & \text{and} \\ C &= 163.15 \exp(-0.0647T_g) & [R^2 = 0.97] & \text{for papaya 'glace', and} \\ M_m &= 21.4 \exp(-0.0152T_g) & [R^2 = 0.89] & \text{and} \\ C &= 6739 \exp(-0.1344T_g) & [R^2 = 0.94] & \text{for mango 'glace'}. \end{aligned}$$

In the second case, effective diffusion coefficient is assumed to be a linear function of moisture ratio. It is written as:

$$D = D_0 (1 + \lambda \cdot MR) \quad (4)$$

The method of separation of variables is used for solving Equation (1). The approximate analytical solution for a cube configuration is given by the following relationship (Crank, 1975):

$$\begin{aligned} MR &= \left(\frac{8}{\pi^3} \right) \sum_{i=0}^{\infty} \sum_{j=0}^{\infty} \sum_{k=0}^{\infty} \frac{1}{(2i+1)^2 (2j+1)^2 (2k+1)^2} \exp \left(- \left(\frac{(2i+1)^2}{l_x^2} + \frac{(2j+1)^2}{l_y^2} + \frac{(2k+1)^2}{l_z^2} \right) \pi^2 D_0 \pi^2 t \right) \left(1 + \frac{128 \lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l_x^2) - \exp(-2D_0 \pi^2 t / l_x^2)}{3\pi^2 + 16\lambda - 16\lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l_x^2)} \right) \\ &\quad + \left(\frac{8}{\pi^3} \right) \sum_{i=0}^{\infty} \sum_{j=0}^{\infty} \sum_{k=0}^{\infty} \frac{1}{(2i+1)^2 (2j+1)^2 (2k+1)^2} \exp \left(- \left(\frac{(2i+1)^2}{l_x^2} + \frac{(2j+1)^2}{l_y^2} + \frac{(2k+1)^2}{l_z^2} \right) \pi^2 D_0 \pi^2 t \right) \left(1 + \frac{128 \lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l_y^2) - \exp(-2D_0 \pi^2 t / l_y^2)}{3\pi^2 + 16\lambda - 16\lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l_y^2)} \right) \\ &\quad + \left(\frac{8}{\pi^3} \right) \sum_{i=0}^{\infty} \sum_{j=0}^{\infty} \sum_{k=0}^{\infty} \frac{1}{(2i+1)^2 (2j+1)^2 (2k+1)^2} \exp \left(- \left(\frac{(2i+1)^2}{l_x^2} + \frac{(2j+1)^2}{l_y^2} + \frac{(2k+1)^2}{l_z^2} \right) \pi^2 D_0 \pi^2 t \right) \left(1 + \frac{128 \lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l_z^2) - \exp(-2D_0 \pi^2 t / l_z^2)}{3\pi^2 + 16\lambda - 16\lambda \exp(-D_0 \pi^2 t / l_z^2)} \right) \quad (5) \end{aligned}$$

The aim of this study was to develop diffusion models for papaya and mango 'glace' drying which were useful for studying the drying kinetics of the papaya and mango 'glace'. In this work, the effective diffusion coefficients of papaya and mango 'glace' were calculated. Four alternative diffusion models were developed by using various methods. The effective diffusion coefficients obtained from each model were compared.

MATERIALS AND METHODS

Experimental Procedure

Samples of papaya and mango 'glace' obtained from the Royal Project Food Processing were cut with dimension of $15 \times 15 \times 15$ mm³ and dimension of $10 \times 10 \times 5$ mm³, respectively. The papaya and mango 'glace' had a soluble solid

concentration about 60 to 62° Brix and 48 to 52° Brix, respectively. Drying air temperature varied from 45 to 70°C for papaya 'glace' and 45 to 60°C for mango 'glace'. Initial moisture contents of papaya and mango 'glace' varied from 95 to 105% dry-basis and 47 to 51% dry-basis, respectively. Drying was continued until final moisture content was about 20% dry-basis. Every test was performed at the same drying air velocity in the thin layer dryer. During each test, product temperature, drying air temperature and ambient conditions were measured with thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Sizes of papaya and mango 'glace' were also measured by weighing the samples at hourly intervals. Water losses from product were measured by weighing the samples at hourly intervals. The accuracy of the balance was ± 0.01 gram. Consequently, the errors for moisture contents were $\pm 0.1\%$ dry-basis. The bone dry moisture contents of the papaya and mango 'glace' were determined by hot air oven at 103°C for 72 hours.

Development of Diffusion Model

In this study, four different methods of analysis are applied to estimate the effective diffusion coefficient. The detailed models are as follows:

Model 1

The effective diffusion coefficient is determined by regression analysis of the experimental data to Equation (2). Only the first twelve values of i , j and k (0 to 11) in the summation of Equation (2) are taken since the neglectful terms do not change significantly the value of effective diffusion coefficient. The dependence of the effective diffusion coefficient on drying air temperature is considered as an Arrhenius-type equation. It is written as:

$$D = D_0 \exp[-E_d/RT_{\text{abs}}] \quad (6)$$

Model 2

Similarly, the effective diffusion coefficient is determined by fitting of the experimental data to Equation (5). D_0 and λ are the parameters to be estimated. Also, only the first twelve values of i , j and k (0 to 11) in the summation of Equation (5) are taken. The dependence of the effective diffusion coefficient on drying air temperature can be introduced by considering both D_0 and λ as a second-degree polynomial function.

Model 3

This model is similar as Model 1. The effective diffusion coefficient in Equation (2) is assumed to be constant over a short time interval. At each short time interval, the effective diffusion coefficient is calculated by fitting of the experimental data to Equation (2), thus obtaining the effective diffusion coefficient as a function of average moisture content in that interval. The dependence of the effective diffusion coefficient on drying air temperature and product moisture content is described by Equation (7). This form has been reported by Andrieu *et al.* (1988).

$$D = (a_1 M^2 + a_2 M + a_3) \exp[-E_d/RT_{\text{abs}}] \quad (7)$$

Model 4

The analytical method of Model 4 is similar as Model 3 except that the volume shrinkage during drying is considered. The size of the fruit 'glace' (l) is also assumed to be constant over a short time interval. The value of l is calculated by the following equation:

$$l/l_{\text{in}} = b_1 + b_2 M/M_{\text{in}} \quad (8)$$

Equation (8) is known as a model for shrinkage ratio which has been reported by Lozano *et al.* (1983). The values of b_1 and b_2 are evaluated by curve fitting from experimental data.

RESULTS AND DISCUSSION

Results of all tests showed that there was no constant drying rate period. The evolution of product temperature at drying air temperature of 58°C for papaya 'glace' and 60°C for mango 'glace' is shown in Figure 1. It is found that product temperature approached the drying air temperature after three operating hours. The humidity ratio of the drying air did not fluctuate a lot. It varied from 0.017 to 0.019 kg-water/kg-dry air. The shrinkage ratio (l/l_{in}) is correlated with the fraction of moisture content (M/M_{in}) as Equation (8). It is revealed that the values of b_1 and b_2 are 0.89 and 0.11 ($R^2 = 0.98$) for papaya 'glace', and 0.7 and 0.3 ($R^2 = 0.96$) for mango 'glace'.

The effective diffusion coefficient is calculated by curve fitting, and then the parameters in diffusion model are calculated by fitting of the calculated data to the desired diffusion equation. The results are shown in Table 1.

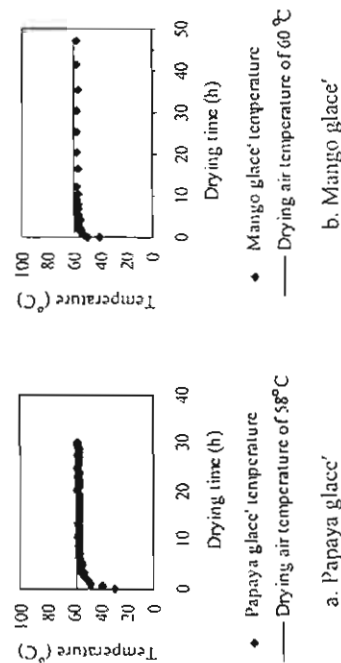


Figure 1. The evolution of product temperatures of papaya and mango glaze' during drying.

Table 1. Diffusion Models of Papaya and Mango Glaze' Drying.

Model	Diffusion Model	R ²	MRS ^a
Model 1 (papaya)	$D = 0.004135 \exp[-24.75/RT_{\text{abs}}]$	0.82	.0022
Model 2 (papaya)	$D = D_0(1 + \lambda \text{MRS})$ $D_0 = 2.55 \times 10^{-11} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ $\lambda = 0.00461 \text{ T}^2 - 0.538 \text{ T} + 14.73$	0.71	.0038
Model 3 (papaya)	$D = (-6.86 \text{ M}^2 + 8.08 \text{ M} - 0.36) \exp[-41.23/RT_{\text{abs}}]$	0.92	.0009
Model 4 (papaya)	$D = (-3.74 \text{ M}^2 + 4.48 \text{ M} - 0.28) \exp[-39.49/RT_{\text{abs}}]$	0.90	.0009
Model 3 (mango)	$D = (-4.29 \text{ M}^2 + 275.7 \text{ M} - 2485.7) \exp[-65.83/RT_{\text{abs}}]$	0.91	.0013
Model 4 (mango)	$D = (-2.39 \text{ M}^2 + 158.4 \text{ M} - 1508.1) \exp[-65.08/RT_{\text{abs}}]$	0.87	.0017

^a MRS = $\sum_{i=1}^n [(MR_{i,m}) - (MR_{i,c})]^2 / \text{the number of observations}(n)$

For papaya glaze', Table 1 shows that Models 3 and 4 present the minimum value of mean residual square. Figure 2 confirms that predicted moisture ratios of Models 3 and 4 are in good agreement with experimental results. In addition, Figure 3 shows that predicted moisture ratios obtained from Models 3 and 4 agree very well with experimental results in the entire period of drying.

For mango glaze', comparing Models 3 to 4, it can be observed that Model 3 is able to yield better predictions since the coefficient of determination (R^2) for the

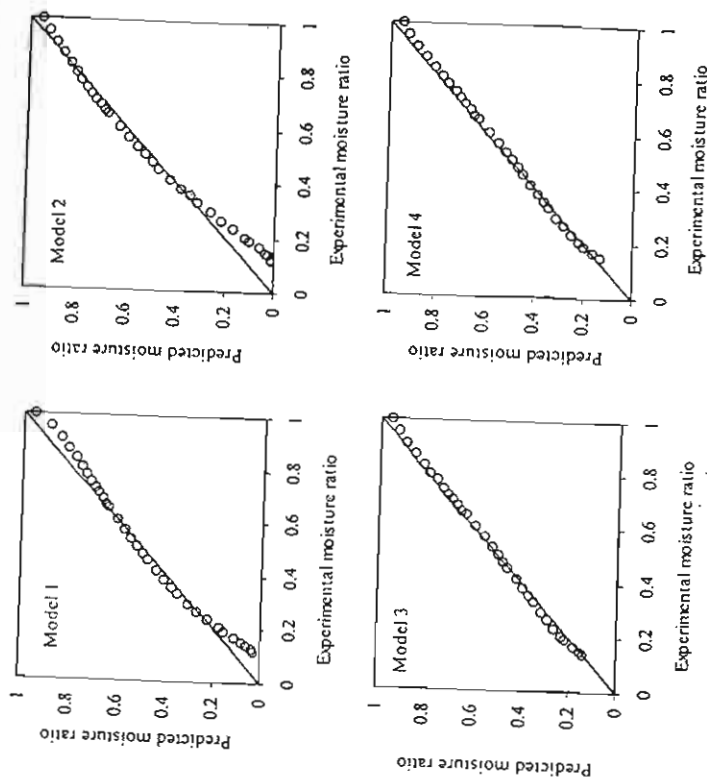


Figure 2. Comparison between predicted and experimental values of moisture ratios of papaya glaze' using various models.

first fitting of both models is relatively equal; consequently, the mean residual square of Model 4 is higher than that of Model 3.

Figure 4 shows the effective diffusion coefficient of papaya glaze' as a function of moisture content. The effective diffusion coefficient obtained from Model 2 increases with decreasing moisture content. From Model 3, the effective diffusion coefficient increases with decreasing moisture content until the moisture content reduces to 60% dry-basis, and then it decreases with moisture content. During the early period of drying, the effective diffusion coefficient increases due to the increase of product temperature (see Figure 1a). The subsequent decrease of effective diffusion coefficient is due to the decrease of moisture content. This behavior has been reported by several authors (Huang et al., 1995; ...).

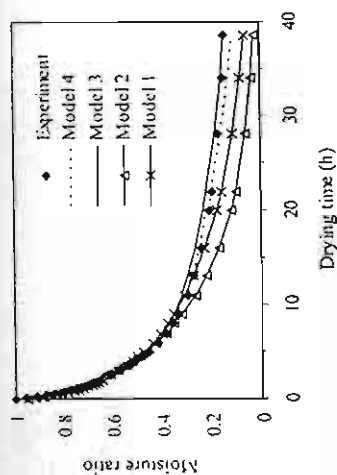


Figure 3. The evolution of predicted and experimental moisture ratios of papaya 'glace' during drying (drying air temperature 52°C).

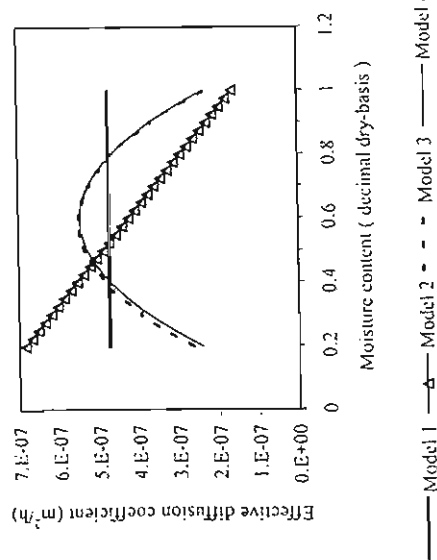


Figure 4. Effective diffusion coefficient of papaya 'glace' calculated by using various models (drying air temperature 55°C).

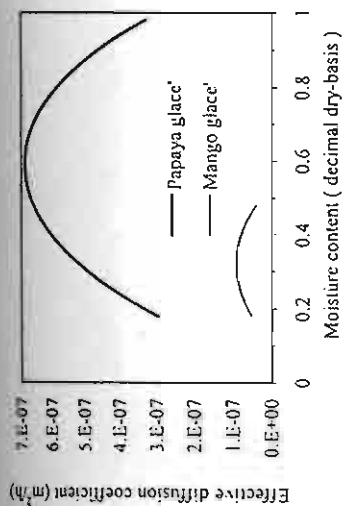


Figure 5. Effective diffusion coefficients of papaya and mango 'glace' drying calculated from Model 3 (drying air temperature 60°C).

Figure 5 illustrates the comparison of papaya to mango 'glace' drying and it is found that the effective diffusion coefficient of papaya 'glace' drying is higher than that of mango 'glace' drying since the internal factors (such as structure of fruit tissues) of papaya and mango are different. However, the effective diffusion coefficients of papaya and mango 'glace' drying show similar tendency, namely, the effective diffusion coefficient increases with decreasing moisture content until it reaches a peak, and then it decreases with moisture content. Basically, the effective diffusion coefficient depends on the concentration and temperature of diffusing substance.

CONCLUSIONS

By comparing the predicted moisture ratios with experimental results, it could be concluded as follows:

1. The predicted moisture ratios of papaya 'glace' drying obtained from Models 1 and 2 were close to experimental results only during the early period of drying.
2. Models 3 and 4 were able to have better predictions particularly towards the final period of drying.
3. The effect of shrinkage during drying incorporated in Model 4 was unable to improve the predictions of moisture ratios.

4. Model 3 was recommended for calculating drying curves of papaya and mango glaze' drying.

NOMINCLATURE

a	constant in Equation (7)	(m ² /h)
b	constant in Equation (8)	(m ² /h)
C	parameter in B.E.T. equation	(m ² /h)
D	effective diffusion coefficient	(m ² /h)
D'	Arrhenius factor	(kJ/mol)
D ₀	parameter in Equations (4) and (5)	(m)
E _a	energy of activation	(% dry-basis)
i	size of the fruits glaze'	(decimal)
M	moisture content	(decimal)
MR	moisture ratio	(kJ/mol-K)
MRS	mean residual square	(decimal)
R	universal gas constant	(kJ/mol-K)
R ²	coefficient of determination	(decimal)
RH	relative humidity	(decimal)
T	temperature	(°C or K)
t	time	(h)

Greek letters

- λ parameter in Equations (4) and (5)

Subscripts

abs	absolute
d	drying air
eq	equilibrium
ex	experimental value
in	initial
m	monolayer
pr	predicted value

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

REFERENCES

1. Achariyaviriya, S. and Soponronnarit, S., 1990, The study of parameters for analysis of papaya glaze' drying, *Kasetsart Journal (Sci.)*, vol. 24, p. 196-207.
2. Andrieu, J., Jallut, C., Stamatopoulos, A. and Zafropoulos, M., 1988, Identification of water apparent diffusivities for drying of corn based extruded pasta, In *Proceeding 6th Inter. Drying Symp. (IDS'88)*, France, p. 71-74.
3. Azzouz, S., Jomaa, W. and Belghith, A., 1998, Drying kinetic equation of single layer of grapes, *Drying '98*, vol. B, p. 988-997.
4. Brunauer, S., Emmett, P.H. and Teller, E., 1938, Adsorption of gases in multimolecular layers, *J. Am. Chem. Soc.* 60, p. 309-319.
5. Crank, J., 1975, *The mathematics of diffusion*, Oxford University Press, U.K.
6. Lopez, A., Pique, M.T., Boutella, J., Ferran, A., Garcia, J. and Romero, A., 1998, Drying characteristic of the hazelnut, *Drying Tech.*, Vol. 16, p. 627-649.
7. Lozano, J.E., Rotstein, E. and Urbicain, M.J., 1983, Shrinkage, porosity and bulk density of food stuffs at changing moisture content, *J. Food. Sci.*, Vol. 48, p. 1497-1502.
8. Raghavan, G.S.V., Tulasidas, T.N., Sablani, S.S. and Ramaswamy, H.S., 1995, A method of determination of concentration dependent effective moisture diffusivity, *Drying Tech.*, Vol. 13, p. 1477-1488.
9. Ratsie, S., 1998, Drying of mango by heat pump, Master of Engineering Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology, Thailand.
10. Zogzas, N.P. and Maroulis, Z.B., 1996, Effective moisture diffusivity estimation from drying data, *Drying Tech.*, Vol. 14, p. 1543-1573.

Cyclonic Rice Husk Furnace and Its Application on Paddy Drying

Somchart Soponronnarit*, Thanit Swasdisevi*, Somboon Wetchacama*,
Adisak Shujinda** and Boonrueng Srisawat**

*School of Energy and Materials, ** Former graduate students
King Mongkut's University of Technology Thonburi,
Suksawat 48 Road, Bangkok 10140
THAILAND

ABSTRACT

The objectives of this research are to design, construct and test a rice husk furnace for a commercial fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 000 kg/h. The furnace was cylindrical in shape with inner diameter of 1.37 m and height of 2.75 m. Rice husk was fed into the furnace with a feed rate of 110 kg/h to 136 kg/h. Air and rice husk entered to the combustion chamber in tangential direction with vortex rotation. The experimental results showed that for heights of ash on grate of 300 mm, 450 mm, 500 mm and 600 mm, rice husk feed rates were 110 kg/h to 136 kg/h, and excess air 265% to 350% with combustion gas temperature approximately 523 °C to 710 °C. Thermal efficiency of the furnace system increasing with excess air was approximately 57% to 73% while carbon conversion efficiency was approximately 89% to 97%. The height of ash on grate had no effect on the system performance. Financial analysis indicated that the pay-back period of the furnace was 1200 hours, when used in place of the diesel oil burner. Latest information shows that the rice husk furnace has been commercialized for more than 40 units since the beginning of the year 1999.

1. INTRODUCTION

Singh, et al. [1] designed and tested a cyclonic rice husk furnace for drying 1000 kg of paddy with initial moisture content of 35% down to 14% dry basis. Efficiencies of the furnace were different at various rice husk feed rates and air flow rates. The highest efficiency was 80% with the rice husk feed rate of 20 kg/h and air flow rate of 168 m³/h. Tumaming [2] investigated the performance of the cyclonic rice husk furnace of Padicor for paddy drying and found that the combustion efficiency was 98%. Xuan, et al. [3] designed and tested two types of rice husk furnace. The first one was a furnace with inclined grate and cylindrical combustion chamber. The upper part of the furnace was a heat exchanger. Inlet air entered at the lower part of inclined grate on which rice husk with a feed rate of 20 kg/h to 25 kg/h was burnt. The efficiency of the furnace was 70%. The second rice husk furnace was a pneumatic-fed cyclonic furnace. It consisted of combustion chamber and rice husk feed system. Rice husk was fed into the combustion chamber with primary air and was burnt. Then it fell down to the lower part of the chamber. The secondary air entered at the upper part of the combustion chamber in tangent direction in order to eliminate dust from flue gas. Rice husk consumption and furnace efficiency were 10 kg/h to 12 kg/h and 75%, respectively.

The past research showed that there were several designs of rice husk furnace, i.e., vortex or inclined grate types and direct use of flue gas or indirect use of thermal energy from combustion via heat exchanger. Acceptance of the furnace was still limited in the experimental sites. Therefore, the objectives of this research were to design, construct and test a commercial-scale prototype of cyclonic rice husk furnace for a commercial fluidized bed paddy dryer with a capacity of 10 tons/h. The dryer has been sold in several countries for more than 5 years [4].

2. MATERIALS AND METHODS

The design of the rice husk furnace started at the determination of the thermal energy required by the fluidized bed paddy dryer and followed by the determination of the feed rate of rice husk. Finally, the volume of the combustion chamber of the furnace was determined by the following equation.

$$v = B Q_{\text{hr}} / Q_{\text{fr}} \quad (1)$$

where v = volume of combustion chamber, m^3
 B = feed rate of rice husk, kg/h
 Q_{hr} = high heating value of rice husk, kJ/kg
 Q_{fr} = design parameter for rice husk, (560 000 - 1 120 000) kJ/h.m^3

Then the dimensions of the furnace were fixed. The furnace consisted of a combustion chamber, feeding systems of air and rice husk, a control system and a suction blower. The combustion chamber was made of steel in cylindrical shape with inner and outer diameters of 1.37 m and 1.76 m, respectively, and height of 2.75 m. Materials inside the combustion chamber at the lower part from inner layer to outer layer were the following: fire brick, steel, glass fiber and covering steel. There was a grate with diameter of 1.37 m, thickness of 9.5 mm (583 holes/ m^2 , hole diameter 0.0127 m) and ash paddle with cross-section of 50 mm x 50 mm and 1.1 m length at the lower part of combustion chamber. The primary air duct was connected to the upper part of the combustion chamber in tangential direction. On the upper part of the combustion chamber, a steel cylinder with inner diameter of 0.8 m and height of 1.6 m was installed and connected to the secondary air duct in tangential direction in order to clean up flue gas. The cylinder was insulated with cement 60 mm thick. Rice husk ash was removed from the combustion chamber by the ash paddle followed by a screw conveyor installed under the combustion chamber. The tertiary air duct was connected to the bottom part of the combustion chamber in order to support complete combustion. The rice husk feeding system consisted of a rice husk hopper with a screw installed at the bottom and driven by a 0.37 kW motor, a 0.152 m diameter primary air duct for pneumatic feed of rice husk and a fan. The secondary air duct was 0.102 m in diameter. The tertiary air duct with diameter of 0.076 m separated from the secondary air duct and then was divided into four ducts with distributors at the bottom of the combustion chamber under the grate. Air suction system consisted of a 15 kW blower, a duct with diameter of 0.254 m and a valve for regulating the fraction of fresh air into the combustion chamber.

The measuring instruments used in this experiment were as follows: a data logger with an accuracy $\pm 1^\circ\text{C}$ connected to type K thermocouple, a clamp-on meter, a manometer of 0 Pa to 2000 Pa (accuracy ± 1 Pa), a hygrometer of 0% to 100% (accuracy of $\pm 1\%$), a balance machine of 0 kg to 50 kg (accuracy ± 200 g), a gas combustion analyzer of O_2 , CO , NO_2 and SO_2 with a range of temperature 0°C to 600°C (accuracy $\pm 3^\circ\text{C}$ for temperature, ± 20 ppm for CO , $\pm 0.3\%$ for O_2).

To start the experiment, air flow rates in the primary, secondary and tertiary air ducts were set

up. Sample of rice husk was taken for component analysis. Rice husk was weighed and fed into the furnace until it reached the height required. Combustion was started by the aid of burning oil and paper. The fans number 4 and 10 were switched on for supporting the combustion. After 10 to 15 minutes, the fan number 3 and the rice husk feeding system and ash paddle were switched on. Control temperature was set at 325°C. Temperature was measured every 3 minutes and flue gas was analyzed every 10 minutes. Relative humidity, dry bulb and wet bulb temperatures of ambient air were measured. At the end of the experiment, rice husk feeding system and the fans number 3 and 4 were switched off while the fan number 10 was still switched on in order to suck hot air from the furnace. Finally, the fan number 10 was switched off and samples of ash were taken for component analysis. Figure 1 shows the schematic diagram of the cyclonic rice husk furnace.

The efficiency of the rice husk furnace was determined by the following equation:

$$\eta_r = [m_a c_p (T_2 - T_1) / m_f HHV] 100 \quad (2)$$

where

- η_r = efficiency of the furnace, %
- m_a = flow rate of mixed air between fresh air and flue gas, kg/h
- c_p = specific heat of air, kJ/kg.K
- T_1 = ambient air temperature, K
- T_2 = temperature of the mixed air between fresh air and flue gas, K
- m_f = rice husk feed rate, kg/h
- HHV = high heating value of rice husk, kJ/kg

The carbon conversion efficiency was calculated by the following equation:

$$\eta_c = [(c_a - c_h) / c_h] 100 \quad (3)$$

where

- η_c = carbon conversion efficiency, %
- c_a = (percent of carbon in ash).(ash weight, kg)
- c_h = (percent of carbon in rice husk).(husk weight, kg)

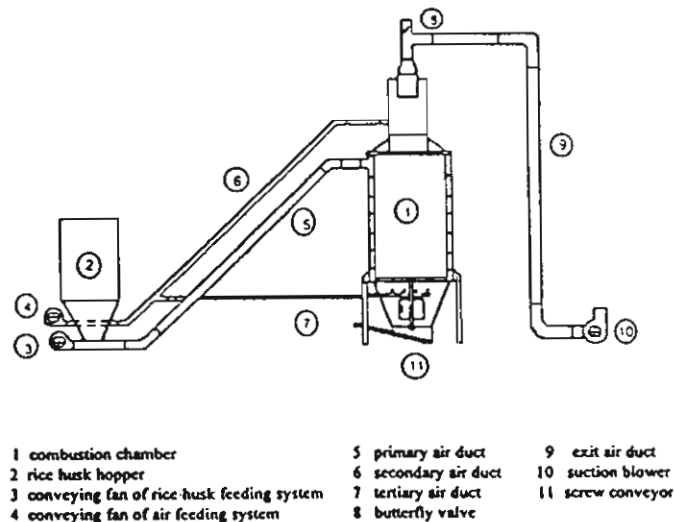


Fig. 1. Schematic diagram of the rice husk furnace.

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1 Air Distribution in Tertiary Air Duct

Table 1 and Table 2 show the efficiencies of the furnace and carbon conversion efficiencies at various heights of ash with four air distributors under the grate. The results of experiment nos. 1/97, 2/97, 3/97 and 4/97 with heights of ash 300 mm, 450 mm, 500 mm and 600 mm were as follows: the carbon conversion efficiencies were 93%, 95%, 96% and 97%, respectively, and the efficiencies of the furnace were 57% to 59%. Table 3 and Table 4 show the efficiency of the furnace and the carbon conversion efficiencies at heights of ash of 300 mm, 450 mm, 500 mm and 600 mm with only one air distributor. The results of experiment nos. 1/96, 2/96, 3/96 and 4/96 showed that the carbon conversion efficiencies were 88%, 93%, 85% and 90%, respectively while the efficiencies of the furnace were 58% to 63%. It can be concluded that the pattern of air distribution in the tertiary duct did not significantly affect the carbon conversion efficiency and the efficiency of the furnace.

3.2 Air Flow Rate in Tertiary Air Duct

Combustion was not complete when air flow rate in the tertiary duct was too high. High air velocity caused the burning rice husk to fall too quickly from the grate. Consequently, combustion was not complete which resulted in low carbon conversion efficiency, as shown in Table 1 and Table 2 (comparison between experiment nos. 6/97 and 11/97).

3.3 Excess Air

The results in Table 1 show that when the excess air of combustion was 260% to 280% (experiment nos. 1/97-4/97), the efficiencies of the furnace was 58% to 59% and the carbon conversion efficiencies were 93% to 97%. When the excess air increased to be 342% to 350% (experiment nos. 5/97-7/97), the efficiency of the furnace increased to 70% to 73% and the carbon conversion efficiency increased to 95% to 97%. The increase of the excess air resulted from the decrease of the rice husk feed rate. The best condition obtained from several experiments was as follows: 500 mm height of ash on grate, 110 kg/h rice husk feed rate, 350% excess air of combustion, and a yield in an average furnace temperature of 628°C. Carbon in ash after combustion was 5.5%. The carbon conversion efficiency was 96% and the efficiency of furnace was 73%. Temperature distribution in the furnace with height of ash 500 mm is shown in Fig. 2.

3.4 Height of Ash on Grate during Combustion

The height of ash on grate during combustion did not affect the efficiency of the furnace, as shown in Table 3.

3.5 Component Analysis of Rice Husk and Ash

Composition of substances in rice husk before combustion were as follows: carbon 39%, hydrogen 5.4%, oxygen 40.3%, nitrogen 0.19%, sulfur 0.04%, moisture 8.10%, ash 15.1% and calorific value 14927 J/g.

Ash obtained from each experiment was analyzed at the Department of Science Service, Ministry of Science, Technology and Environment. The results showed that the quantities of carbon

Table 1 The Efficiencies of the Rice Husk Furnace (experiment in 1997)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct ($\phi=0.152m$) (kg/s)	Air flow rate in secondary duct ($\phi=0.102m$) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct ($\phi=0.076m$) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient temperature (°C)	Furnace temperature (°C)	Exit* temperature (°C)	Efficiency of furnace (%)
1/97	30	135	0.627	0.400	0.178	0.048	265	34	531	304	58
2/97	45	133	0.627	0.400	0.178	0.048	270	34	530	302	58
3/97	50	136	0.625	0.398	0.178	0.048	260	35	523	304	57
4/97	60	130	0.628	0.401	0.179	0.048	280	33	554	301	59
5/97	30	110	0.628	0.401	0.179	0.048	350	33	571	299	70
6/97	45	112	0.628	0.401	0.179	0.048	342	33	568	306	70
7/97	50	110	0.626	0.400	0.178	0.048	350	34	628	310	73
8/97	50	111	0.621	0.400	0.161	0.060**	342	34	710	311	72
9/97	50	125	0.619	0.400	0.149	0.070**	294	34	598	301	62
10/97	30	133	0.676	0.398	0.178	0.099**	299	35	502	297	57
11/97	45	125	0.674	0.397	0.177	0.099**	323	36	566	297	60
12/97	50	136	0.674	0.397	0.177	0.099**	289	36	527	295	54

* Mixed air between combustion air and ambient air

** Increasing air flow rate in tertiary duct

Table 2 Carbon Conversion Efficiency of the Rice Husk Furnace (experiment in 1997)

Experiment no.	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O ₂ value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency Measured (%)
1/97	39	9.9	318	84	1025-1869	17.4-18.6	93	93
2/97	39	7.5	228	70	1129-1999	17.2-18.7	93	95
3/97	39	5.9	320	75	142-1732	17.4-18.4	94	96
4/97	39	4.4	254	60	1083-1982	17.0-19.1	95	97
5/97	39	7.0	259	62	1253-1946	17.9-18.9	96	95
6/97	39	4.9	253	60	1204-1832	17.4-18.4	98	97
7/97	39	5.5	237	53	200-1803	17.4-18.4	96	96
8/97	39	13.4	250	58	1200-1993	17.4-18.4	90	92
9/97	39	14.8	262	74	1232-1879	17.5-18.6	87	89
10/97	39	28.7	220	83	1230-1896	17.4-18.4	81	81
11/97	39	26.3	289	74	1235-1999	17.4-19.0	83	82
12/97	39	22.8	320	79	1260-1988	17.2-18.7	85	85

Low values of NO_x and SO_x (NO_x: 1-12 ppm, SO_x: 1-20 ppm)

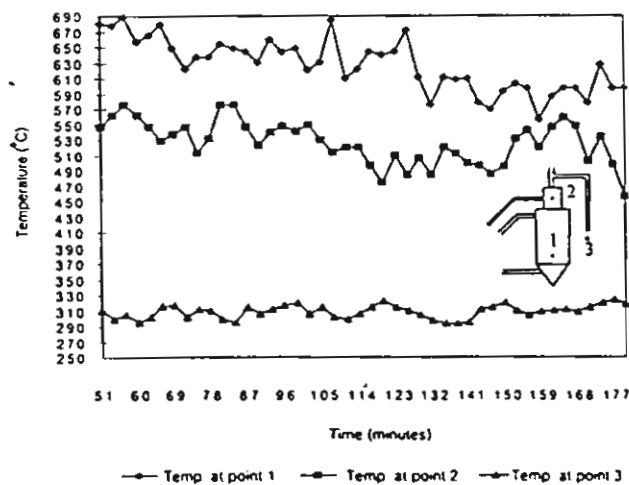


Fig. 2. Relationship between temperature and time in the rice husk furnace at 500 mm height of ash on grate (experiment no. 7/97).

after combustion of 12 samples were as follows: 9.9%, 7.5%, 5.9%, 4.4%, 7.0%, 4.9%, 5.5%, 13.4%, 14.8%, 28.7%, 26.3% and 22.8%, respectively. Carbon content after combustion was high when the air flow rate for supporting combustion in the tertiary duct was increased, as shown in Table 1. The grate hole became larger and the burning rice husk on grate fell down too quickly.

3.6 Power Consumption of Rice Husk Furnace

Power consumption of rice husk furnace was as follows: the fan for primary air 1.25 kW, the fan for secondary air and tertiary air 1.18 kW, the suction blower 8.36 kW, the motor of ash paddle 1.79 kW, the motor of rice husk feeding system 0.66 kW and the screw conveyor for ash unloading 0.72 kW. The total electrical power consumption was 13.96 kW.

Table 3 The Efficiency of the Rice Husk Furnace at Various Heights of Ash (experiment in 1996)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct ($\phi=0.152m$) (kg/s)	Air flow rate in secondary duct ($\phi=0.102m$) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct ($\phi=0.051m$) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient temperature ($^{\circ}C$)	Exit * temperature ($^{\circ}C$)	Efficiency of furnace (%)
1/96	30	127	0.626	0.400	0.178	0.048	287	34	294	62
2/96	45	133	0.626	0.400	0.178	0.048	269	34	296	59
3/96	50	126	0.628	0.401	0.179	0.048	290	33	296	63
4/96	60	143	0.631	0.402	0.180	0.049	245	32	297	58

Table 4 Carbon Conversion Efficiency of the Rice Husk Furnace at Various Heights of Ash (experiment in 1996)

Experiment no.	Height of ash (cm)	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O ₂ value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency Measured (%)
1/96	30	36.8	19.3	381	101.0	1300-1600	18	87	88
2/96	45	36.8	12.6	399	93.0	1700-1800	18	95	93
3/96	50	36.8	24.8	378	102.5	1600-1900	18	83	85
4/96	60	36.8	14.9	429	108.0	1000-1800	18	94	90

Low values of NO_x and SO₂ (NO_x: 30-60 ppm, SO₂: 3-20 ppm)

Electricity consumption in these experiments was compared to the thermal energy production of the furnace. The results showed that electricity consumption in terms of primary energy (multiplying factor 2.6) was approximately 7% of the thermal energy production of the rice husk furnace, as shown in Table 5.

3.7 Application on Paddy Drying

The rice husk furnace was sold and installed for supplying hot air to the fluidized bed dryers at Koong Li Chan in Ayudhaya province in early 1999. Result from one test showed that the efficiency of the furnace was 75%. The conditions of the experiment were paddy feed rate 9.249 t/h, moisture content reduced from 25.3% to 21.5% dry basis, 147°C drying air temperature, 4.5 m³/s air flow rate and 142 kg/h feed rate of rice husk. The specific primary energy consumption was 9.3 MJ/kg water evaporated. This value seems to be high as compared to normal value of the fluidized bed paddy drying with diesel oil burner. Reasons for that are: (a) the efficiency of the rice husk furnace was much lower as compared to that of the diesel burner, and (b) the operation without air recirculation in the fluidized bed drying with the rice husk furnace caused lower drying efficiency.

3.8 Financial Analysis and Commercialization

Financial analysis of the rice husk furnace that operates with the fluidized bed paddy compared to the diesel burner was conducted by Samitayothin [5]. The assumptions were as follows: initial cost of the dryer Baht 800,000, initial cost of the rice husk furnace Baht 400,000, initial cost of the diesel burner Baht 50,000, service life of the dryer and the furnace 10 and 5 years, respectively, interest rate 12% per year, salvage value 10% of initial cost, maintenance cost 5% of initial cost, operating time 2400 h/y, drying rate for the case of rice husk furnace and diesel burner are 291 kg/h and 316 kg/h, respectively, electrical power consumption for the dryer and the furnace 29 kW and 4 kW, respectively, rice husk consumption (if rice husk is used) 142 kg/h of which 35 kg ash was obtained, diesel oil consumption (if diesel oil is used) 38.1 l/h, cost of electricity 1.78 Baht/kWh with extra charge 0.33 Baht/kWh and value added tax 7%, cost of rice husk 100 Baht/t, benefit from selling ash 150 Baht/t, cost of diesel oil 9.54 Baht/L.

Table 5 Electricity Consumption (experiment in 1997)

Experiment no.	Feed rate of rice husk (kg/h)	Electricity consumption rate (kW)	Electricity consumption rate in terms of primary energy * (kW)	Heat production rate of rice husk furnace (kW)
1/97	135	13.96	36.30	559.68
2/97	133	13.96	36.30	551.40
3/97	136	13.96	36.30	563.83
4/97	130	13.96	36.30	538.95
5/97	110	13.96	36.30	456.04
6/97	112	13.96	36.30	464.33
7/97	110	13.96	36.30	456.04
8/97	111	13.96	36.30	460.20
9/97	125	13.96	36.30	518.23
10/97	133	13.96	36.30	551.40
11/97	125	13.96	36.30	518.23
12/97	136	13.96	36.30	563.38

* Multiply by factor 2.6

The results showed that the total cost of the dryer with the rice husk furnace was 0.83 Baht/kg water evaporated of which Baht 0.39 was fixed cost and Baht 0.44 was operating cost and that of the dryer with diesel oil burner was 1.61 Baht/kg water evaporated of which Baht 0.19 was fixed cost and Baht 1.42 was operating cost. When using in place of the diesel oil burner, it was found that the pay-back period of the rice husk furnace was 1200 h. Latest information shows that the cyclonic rice husk furnace has been commercialized for more than 40 units since the beginning of the year 1999. All of them were installed in private rice mills.

4. CONCLUSIONS

From this study, conclusions can be drawn as follows:

- Excess air affected the efficiency of the furnace. When excess air increased from 260% to 350%, the efficiency of the furnace increased from 57% to 73%.
- Pattern of air distribution in the tertiary duct did not significantly affect the carbon conversion efficiency and the efficiency of the furnace.
- The height of ash on the grate was observed not to affect the efficiency of the rice husk furnace.
- Too high air flow rate in the tertiary duct did not support combustion because the burning rice husk fell quickly from the grate which resulted in incomplete combustion.
- Pay-back period of the rice husk furnace was 1200 hours when used in place of the diesel oil burner.

5. ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Centre for International Agricultural Research for supporting this project. Thanks are also due to Rice Engineering Supply Co., Ltd. for supporting fabrication of the prototype of rice husk furnace and the Storage and Processing Section, Department of Agriculture for providing experimental site and technical support.

6. REFERENCES

1. Singh, R.; Maherhweri, R.C.; and Ojha, T.P. 1980. Development of husk fired furnace. *The British Society for Research in Agricultural Engineering, India* :109-120.
2. Tumambing, J.A. 1984. Testing and evaluation of rice hull-fed furnaces for grain drying. *National Post Harvest Institute for Research and Extension* :197-214.
3. Xuan, N.V.; Vinh, T.; Anh, P.T.; and Hien, P. 1995. Development of rice husk furnaces for grain drying. In *Proceedings of the International Conference on Grain Drying in Asia*, 17-20 October 1995, Bangkok, Thailand :109-120.
4. Soponronnarit, S.; Prachayawarakorn, S.; and Wangi, M. 1996. Commercial fluidized bed paddy dryer. In *Proceedings of the 10th International Drying Symposium (IDS'96)*, Krakow, Poland, 30 July-2 August 1996, (A): 638-644.
5. Samitayothin, S. 1999. Comparative test of fluidized paddy drying using rice husk furnace and diesel oil burner (in Thai). Master Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand.

Seed Drying Using a Heat Pump

Somchart Soponronnarit, Somboon Wetchacama, and Tanin Kanphukdee

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

ABSTRACT

The objectives of this research were to design, construct and test a heat pump dryer for paddy seed working with a mixed flow (LSU type) dryer. In this study, paddy seed was dried in an open air-loop from initial moisture content of 13.5% w.b. to 22.2% w.b. to final moisture content of about 12% w.b., inlet drying air temperature was 43 °C, specific air flow rate was 9 m³/min-m³ paddy and evaporator bypass air ratio was 0%, 30% and 50%. The effects of evaporator bypass air ratio on specific energy consumption, COP_{hp}, SMER, and MER were investigated. Experimental results showed that COP_{hp} and SMER increased to maximum at evaporator bypass air ratio of 0% and decreased with increasing bypass air ratio. Quality of paddy seed was very good with mean germination of sun drying and heat pump drying of 98% and 97% and mean vigor of sun drying and heat pump drying of 96% and 95%, respectively. From cost evaluation of paddy seed drying with an initial moisture content of 22.2% w.b. and final moisture content of 12.4% w.b., it was found that total cost of seed drying was 2.81 baht/kg water evaporation of which Baht 0.63 (US\$ 1 = Baht 40) was energy cost, Baht 0.41 was maintenance cost and Baht 1.77 was fixed cost.

1. INTRODUCTION

Seed production should be managed to maintain good quality of original seed that is good in germination and vigor [1]. Drying process is one of seed producing processes with high energy consumption cost. Heat pump drying is becoming popular in several countries because of high energy efficiency. Moreover, water is condensed and separated from air thus results in dry and low temperature air which is good for producing low moisture content product with good quality paddy seed. Some research works on heat pump drying development are briefly introduced in this paper.

Yathip, et al. [2] studied feasibility of drying by using heat pump. A near-equilibrium mathematical drying model was employed to find optimum drying condition. Variables considered were specific air flow rate, drying temperature, ambient air relative humidity, initial moisture content of paddy and height of paddy bed. Details are as follows: specific air flow rate from 10 m³/min-m³ to 20 m³/min-m³ paddy, drying air temperature from 36 °C to 50 °C, ambient air temperature of 30 °C, relative humidity variation of 70% and 80%, initial moisture content of paddy from 18% to 24% w.b. and height of paddy bed variation of 0.5 m and 1 m. Simulated results showed that specific air flow rate and drying air temperature affected drying rate. At low specific air flow rate and high temperature, energy consumption was low. Energy consumption increased with height of paddy bed. The best drying condition was as follows: drying air temperature maintained at 49 °C, specific air flow rate of 12 m³/min-m³ paddy, paddy bed height of 0.5 m,

ambient air temperature and relative humidity of 30°C and 70%, respectively. In drying for 2160 hours per year, drying cost in reducing moisture content from 24% to 14% w.b. was Baht 61.50 per 1000 kg (US\$ 1 = Baht 40) of paddy.

Sartori [3] studied soybean seed drying in a cross-flow drying chamber to find variables which affected soybean seed quality such as relative drying air humidity, initial moisture content, and drying air and soybean velocities. Soybean qualities were evaluated in both before and after drying as follows: germination, vigor and breakage. Results from experiment showed that with low ambient air relative humidity and high initial moisture content, quality of soybean seed decreased significantly. The best conditions of drying were air relative humidity of 23%, initial moisture content of soybean of 18% w.b., air velocity of 2 m/s and soybean velocity of 1.8×10^{-3} m/s.

Meyer and Greyvenstein [4] studied technique and economic analysis of seed drying using a heat pump and compared to electrical heater and diesel fuel systems. It was found that if operating time was less than 3 months, rate of return of heater and fuel systems was higher than that of heat pump. This was due to high initial investment cost of heat pump system. To make a heat pump system more economical, the heat pump should be used for multi-purposes such as for drying and water heating.

Clements, et al. [5] studied continuous drying with heat pump using a mathematical model to find the effect of variables on specific moisture extraction rate (SMER) and coefficient of performance (COP). The variables considered were relative humidity of drying air, air flow rate and evaporator bypass air ratio. Results showed that SMER and COP increased with air relative humidity. Proper bypass air ratio should be 60% to 70%.

Jia, et al. [6] studied performance of continuous drying using heat pump. Results showed that the system performance could increase by 20% as evaporator bypass air was recycled. If exhausted air reduced about 10%, SMER and product quantity could increase by about 15% and 50% respectively.

From the past research, it showed that suitable evaporator bypass air ratio was 60% to 70%. Variables which affected seed quality were initial moisture content, drying air relative humidity, which affected germination quality, and specific air flow rate, which affected energy consumption. Economic analysis showed that initial investment of heat pump drying system was high but the system would be worth for long term operation. In Thailand especially during period of rainy season, air is relatively humid. Consequently, it is difficult and costly to dry seed to a safe storage moisture content with the maximum allowable drying air temperature of 43°C. Heat pump drying is an alternative technology. Therefore, the objective of this research is to design, construct and test a prototype heat pump dryer for paddy seed. The unit was tested in a seed reproducing center.

2. MATERIALS AND METHODS

The schematic diagrams of the experimental heat pump dryer and the heat pump unit were shown in Figs. 1 and 2, respectively. It consisted of a 18 kW evaporator, 20 kW internal and external condensers, a 3.7 kW two piston compressor, a 5 kW electrical heater, a 1.5 kW forward curved blade centrifugal fan and a mixed-flow columnar drying cabinet (with 4000 kg capacity of paddy). Working fluid was R-22. Air flow was open-loop. Circulation rate of paddy seed in the drying cabinet was controlled by setting time for fixed seed bed for 20 minutes alternated with flowed bed for 4 minutes.

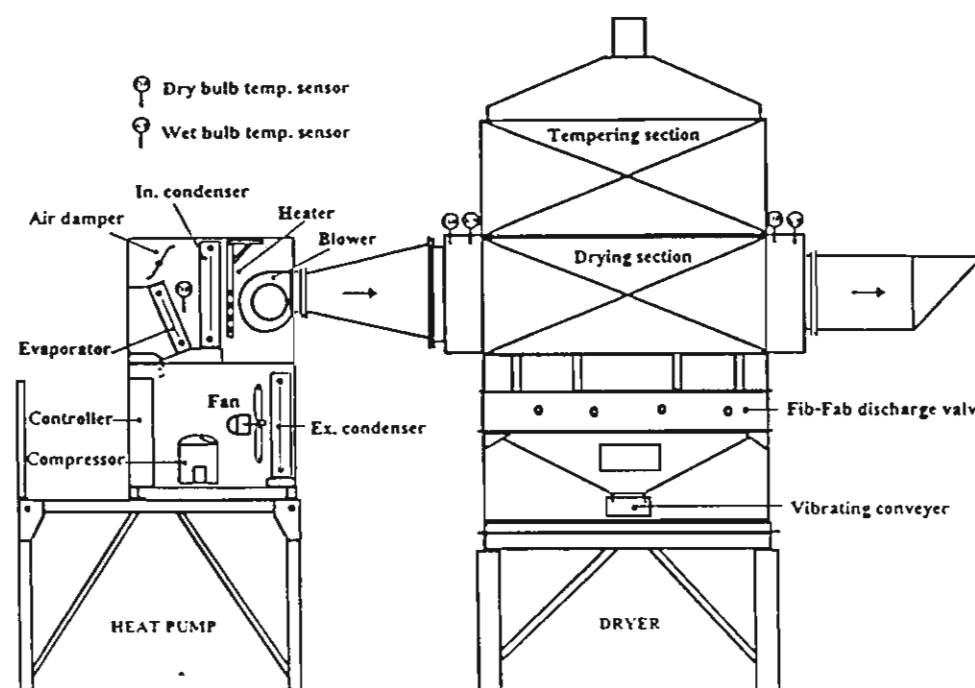


Fig. 1. Schematic diagram of heat pump dryer.

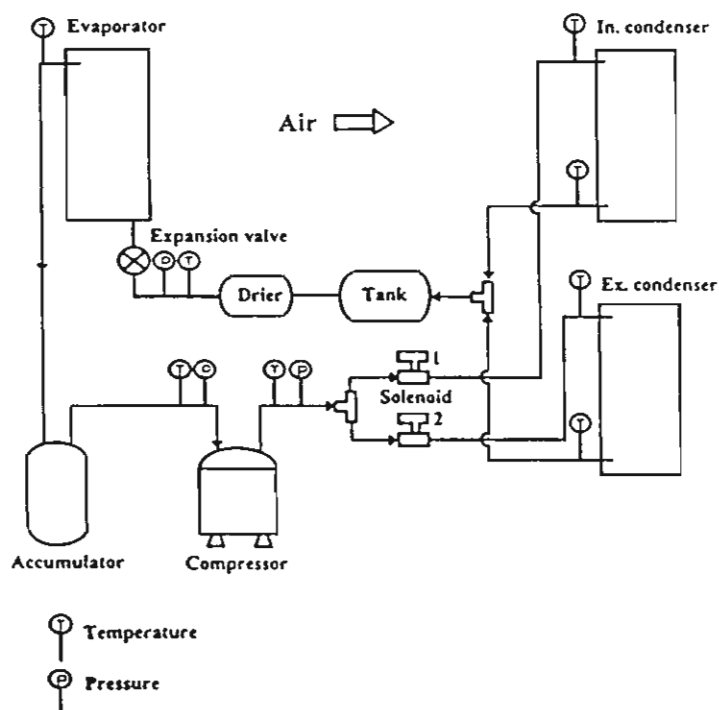


Fig. 2. Schematic diagram of heat pump unit.

Temperatures of air loop and working fluid loop were measured by Chromel-Alumel type K thermocouple connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Bourdon gage (range 0 kPa to 350 kPa, resolution 3.5 kPa) was used to measure pressure in the working fluid loop. At inlet air duct, air velocity was measured by a hot wire anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$ and air flow rate was adjusted by a frequency inverter. The quantity of condensed water from the evaporator was measured by a load cell every hour. As energy used in the system was electrical energy, energy consumption was then measured by using a kilowatt-hour meter and a clamp-on meter with an accuracy of $\pm 0.5\%$.

There were 15 experiments in this research but only four were selected for presentation. In each experiment, air temperature was controlled at 43°C , air flow rate and paddy quantity were $63\text{ m}^3/\text{min}$ and 4000 kg , respectively. Bypass air ratio was varied at 0%, 30% and 50% in order to study the effect on specific energy consumption. Coefficient of performance of heat pump (COP_{hp}) was defined as the ratio of heat delivered at the condenser to energy input at the compressor, and SMER was defined as water removed from product divided by total energy input.

During drying process, paddy seed of 300 g to 400 g was taken every hour. Moisture content was determined by using air oven method. After a certain storage time, germination and vigor of paddy seed dried by heat pump was tested according to the method used by the Seed Reproducing Center in Surin Province and compared to that obtained from sun drying.

3. RESULTS AND DISCUSSION

Results of paddy seed drying from the four experiments are shown in Table 1. Moisture content after drying could be decreased to 11.5% w.b. It was difficult to obtain this moisture level when normal air heating was used (compared to conventional seed dryers operated nearby).

Experimental results showed that COP_{hp} and SMER increased to maximum at evaporator bypass air ratio of 0% and decreased with increasing bypass air ratio (30% and 50%). At zero evaporator bypass air ratio, high flow rate of air passing through the evaporator caused the thermostatic expansion valve open more thus resulted in high flow rate of working fluid entering the evaporator. Consequently, both heat receiving from the evaporator and heat supplying to the internal condenser increased thus reduced energy consumption.

Moisture extraction rate (MER) decreased when adjusting bypass air ratio to 0% and increased when adjusting bypass air ratio to 30% and 50%. It was because the temperature of air which flowed through evaporator at bypass air ratio of 30% and 50% was less than that of 0%. Drying rate was always higher than MER. It could be concluded that open-loop heat pump drying was suitable for paddy seed drying.

The paddy seed used in this research was Kao-Dokmali 105. After drying, paddy sample was stored for approximately 8 weeks before germination and vigour tests, and compared to paddy obtained from sun drying. Results from seed quality testing are shown in Table 2. Quality of paddy seed was very good with mean germination of sun drying and heat pump drying of 98% and 97% and mean vigor of sun drying and heat pump drying of 96% and 95%, respectively.

Total fabrication cost of the prototype of heat pump dryer was Baht 323,407 of which Baht 248,775 was material cost and Baht 74,638 was labor cost. In case of operating time of 24 hours per day and 90 days per year, initial moisture content of 22.2% w.b. and final moisture content of 12.2% w.b., total cost of drying was Baht 2.81 per kilogram water evaporated of which Baht 0.63 was energy cost, Baht 0.41 was maintenance cost and Baht 1.77 was fixed cost. (US\$ 1 = Baht 40).

Table 1 Experimental Results of Paddy Seed Drying

Descriptions	Test nos.			
	1	2	3	4
Ambient conditions				
Average temperature, °C	27	27	30	30
Average relative humidity, %	70	73	66	67
Conditions of paddy seed				
Average moisture content before drying, %w.b.	22.15	13.50	13.50	13.50
Average moisture content after drying, %w.b.	12.45	11.50	11.50	11.50
Initial weight, kg	4000	4000	4000	4000
Drying air conditions				
Average temperature, °C	41	43	44	42
Average relative humidity, %	24	22	21	21
Specific air flow rate, m ³ /min-m ³ paddy	9	9	9	9
Rate of paddy circulation, ton/h	1.60	1.60	1.60	1.60
Drying time, h	23	10	10	10
Evaporator bypass air ratio, %	50	50	30	0
Performance of heat pump				
Drying rate, kg water evap./h	19.27	9.04	9.04	9.04
MER, kg water condensed/h	8.43	8.23	6.98	6.31
SMER, kg water evap./kW-h	1.95	1.03	1.20	1.27
COP _{hp}	4.18	4.39	4.79	5.18
Specific energy consumption, MJ/kg water evap.	1.85	3.51	2.99	2.83

Remark: MER is moisture extraction rate from evaporator

SMER is specific moisture extraction rate

COP_{hp} is coefficient of performance of heat pump

Table 2 Paddy Seed Qualities

Test nos.	Germination		Vigour	
	Sun drying	Heat pump drying	Sun drying	Heat pump drying
1	99	96	97	92
2	96	97	95	96
3	97	97	96	93
4	100	96	97	99
Average	98	97	96	95
Standard	>85	>80	>80	>80

Comparing to fluidized bed paddy drying with high drying air temperature and higher range of moisture content, i.e., from 24.6% to 20.5% w.b., total cost was Baht 1.48 per kilogram water evaporated of which Baht 0.53 was fixed cost and Baht 0.95 was energy cost [7]. At lower range of moisture content, it would be much higher and it should be noted that it is generally not recommended to dry seed with high air temperature.

4. CONCLUSION

Important results of paddy seed drying using a prototype of heat pump working with a mixed flow (LSU type) dryer (capacity of 4000 kg of paddy seed) with air flow rate of 63 m³/min under temperature and relative humidity of ambient air in ranges of 27°C to 30°C and 66% to 73%, respectively could be drawn as follows:

- o Open-loop system was suitable for paddy seed heat pump drying.
- o The appropriate evaporator bypass air ratio was 0%, which produced maximum values of COP_{hp} and SMER.
- o The quality of paddy seed in terms of germination and vigor obtained from heat pump drying was very good.
- o Total cost of drying was 2.81 Baht per kilogram water evaporated of which 0.63 Baht was electricity cost, 0.41 Baht was maintenance cost and 1.77 Baht was fixed cost, with an exchange rate of US\$ 1 = 40 Baht.

5. ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support, Rice Engineering Supply Co. Ltd. for help in construction of the heat pump dryer, and Seed Reproducing Center in Surin province for their help in installing and testing the heat pump dryer and in testing seed quality.

6. REFERENCES

1. Duangpatha, J. 1986. *Seed Technology* (in Thai). Bangkok: Agricultural Book Group.
2. Yathip, B.; Soponronnarit, S.; and Nathakarakule, A. 1995. Feasibility study of paddy drying and cooling using heat pump (in Thai). *Engineering Journal: Research and Development* 6(1): 1-12.
3. Sartori, D.J.M. 1992. Drying of seed in cross-flow moving bed. *Drying Technology* 14: 1524-1533.
4. Meyer, J.P., and Greyvenstein, G.P. 1992. The drying of grain with heat pump in South Africa: A techno-economic analysis. *International Journal of Energy Research* 14: 397-406.
5. Clements, D.; Jia, X.; and Jolly, P. 1993. Experimental verification of a heat pump assisted continuous dryer simulation model. *International Journal of Energy Research* 17(1): 19-28.
6. Jia, X.; Jolly, P.; and Clements, S. 1990. Heat pump assisted continuous drying, Part 2. (simulation results). *International Journal of Energy Research* 14(1): 771-782.
7. Soponronnarit, S.; Rordprapat, W.; and Wetchacama, S. 1998. Mobile fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology* 16(7): 1501-1513.



PERGAMON

Journal of Stored Products Research 37 (2001) 133–151

Journal of
STORED
PRODUCTS
RESEARCH

www.elsevier.com/locate/jspr

Fluidised bed drying of soybeans

Somchart Soponronnarit*, Thanit Swasdisevi, Somboon Wetchacama,
Wivat Wutiwiwatchai

*School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Suksawas 48 Rd,
Tungkru, Bangkok 10140, Thailand*

Accepted 17 January 2000

Abstract

The fluidised bed drying characteristics of soybeans at high temperatures (110–140°C) and moisture contents, 31–49% dry basis, were modelled using drying equations from the literature. Air speeds of 2.4–4.1 m/s and bed depths from 10 to 15 cm were used. The minimum fluidised bed velocity was 1.9 m/s. From a quality point of view, fluidised bed drying was found to reduce the level of urease activity which is an indirect measure of trypsin inhibitor, with 120°C being the minimum required to reduce the urease activity to an acceptable level. Increased air temperatures caused increased cracking and breakage, with temperatures below 140°C giving an acceptable level for the animal feed industry in Thailand. The protein level was not significantly reduced in this temperature range. The drying rate equations and quality models were then combined to develop optimum strategies for fluidised bed drying, based on quality criteria, drying capacity, energy consumption and drying cost. The results showed that from 33.3% dry basis, soybean should not be dried below 23.5% dry basis in the fluidised bed dryer, to avoid excessive grain cracking. The optimum conditions for minimum cost, minimum energy and maximum capacity coincided at a drying temperature of 140°C, bed depth of 18 cm, air velocity of 2.9 m/s and fraction of air recirculated of 0.9. These conditions resulted in 27% cracking, 1.7% breakage and an energy consumption of 6.8 MJ/kg water evaporated. © 2000 Elsevier Science Ltd. All rights reserved.

Keywords: Dehydration; Fluidised bed; Quality; Soybean

* Corresponding author. Tel.: +66 2 470 8624; fax: +66 2 427 9062.

E-mail address: isomarit@cc.kmutt.ac.th (S. Soponronnarit).

1. Introduction

Soybeans [*Glycine max* (L.) Merrill] are harvested typically at moisture contents in the range 25–33% dry basis. Safe storage requires rapid decrease in moisture to preserve quality. Fluidised bed drying is recognised as a fast drying technology, due to the large air to product contact area achieved relative to a static bed caused by fluidisation of the product, and the high air speed and high temperatures used. Recently dryers have been commercialised in Thailand for paddy (80 units at 10 t/h capacity in private mills, Soponronnarit et al., 1998), with a few being used for maize and one unit being tested for soybean drying. The results of the soybean tests form the basis of this paper. Results showed that soybean could be dried at 110–140°C, with the degree of cracking increasing with temperature.

Soybean contains protein (17–19%) and fat (35–40%), providing a cheaper source of protein than meat. Raw soybean cannot be consumed as human food or animal feed because of the presence of antinutritional substances, some of which may harm the consumer. These antinutritional substances can be eliminated by heat treatment, provided the heat treatment is maintained at a level that does not significantly reduce the protein level of the legume. Fluidised bed drying is a high-temperature short-time treatment. Overhults et al. (1973) studied soybean (Culter type) drying from moisture contents of 25–30% dry basis to 11% dry basis, in a thin bed, at drying temperatures of 38–104°C. At high drying temperatures, the physical surfaces of the soybeans were damaged, with cracks in the form of V-shaped fissures. Hirunlabh et al. (1992) studied the strategies for the batch drying of soybeans at temperatures of 44–75°C, from moisture contents of 25–11% dry basis, finding that breakage and cracking increased with both drying time and temperature. Zeng et al. (1996) studied soybean breakage using air temperatures of 37.5, 48.9 and 60°C, from 19, 25 and 32% dry basis to a final moisture content of 12% dry basis, finding that breakage increased with both temperature and initial moisture content. A surprising result was that initial moisture content had no effect at 60°C. Kwok et al. (1993) studied the effect of heat treatment of soymilk on trypsin inhibitor activity (TIA). The pH was found to have a small effect, with greater variation in TIA at high pH. At a pH of 6.5, TIA was decreased by 90% in 60 min at 93°C, 56 s at 143°C and 23 s at 154°C.

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) studied fluidised bed drying of paddy with temperatures of 100–150°C, initial moisture contents ranging from 28.5 to 45% dry basis, and specific airflow rates of 0.13–0.33 kg air/s.kg dry product. They found that increasing temperature or specific airflow rate improved the drying rate, and energy consumption decreased with specific airflow rate and air recirculation fraction. This led to a recommendation that the air temperature should not be higher than 115°C and final product moisture not less than 24% dry basis. Soponronnarit et al. (1996a) developed this study further, showing that a bed depth of 10 cm, specific airflow rate of 0.043 kg/s.kg, using 80% air recirculation, gave optimum drying conditions. The energy consumption (verified in tests at commercial rice mills) showed that primary energy consumption varied from 2.5 to 4.0 MJ/kg water evaporated (Soponronnarit et al., 1996b).

This paper modelled the drying rate of soybean in a fluidised bed and the effect of fluidised bed drying on quality aspects of soybean. In order to develop recommendations for dryer operation and design for soybean, the drying rate model and quality model were combined

into a model of a complete drying system, and this was used to determine suitable operating conditions for the dryer.

2. Materials and methods

2.1. Thin layer drying rate

Three thin layer models of the drying rate of soybeans were fitted to the data, namely Newton's Law of Cooling, and the models of Page (1949) and Sharaf-Eldeen et al. (1980). The models were compared to determine the best model for predicting drying rate. The three models were:

Newton's Law of Cooling:

$$MR = \exp(-k_1 t) \quad (1)$$

where MR is the moisture ratio defined as:

$$MR = (M - M_{eq}) / (M_0 - M_{eq}) \quad (2)$$

where k_1 = drying constant (min^{-1}), t = time (min), M = moisture at time t (decimal dry basis), M_0 = initial moisture content (decimal dry basis) and M_{eq} = equilibrium moisture content (decimal dry basis). The equilibrium moisture content was calculated using the equation of Tia et al. (1990):

$$RH = \exp \left[\left(\frac{-21065}{R \cdot T} \right) \cdot M_{eq}^{-1.25} \right] \quad (3)$$

where RH is the air relative humidity (fraction), T is the air temperature (Kelvin) and R is the gas constant (8.314 J/mol.K).

Page's (1949) equation:

$$MR = \exp(-k_2 t_n) \quad (4)$$

where k_2 and n are constants.

Sharaf-Eldeen et al.'s (1980) equation (two-compartment model):

$$MR = A \exp(-k_3 t) + B \exp(-k_4 t) \quad (5)$$

where k_3 , k_4 , A and B are constants. This model was used by Tumambing and Driscoll (1991) for fluidised drying of paddy, where the constants A , B , k_3 and k_4 were found to depend on temperature and bed depth. Prachayawarakorn and Soponronnarit (1993) also used Eq. (5) in a model of the fluidised bed drying of paddy, finding that constants A , B , k_3 and k_4 were dependent on temperature and specific airflow rate (airflow rate per unit product mass). They also found that Page's (1949) equations fitted the data as well as the two-compartment model. Satayaprasert and Vanishriwatana (1992) used Newton's Law of Cooling for fluidised drying of maize, showing that k_1 was a function of temperature and bed depth.

A batch fluidised bed dryer (Fig. 1) was used. This consisted of a cylindrical chamber with an inner diameter of 20 cm, a height of 140 cm, four 3 kW electric heaters, a temperature controller with on-off control and a backward-curved blade centrifugal fan (1.5 kW motor) with mechanical variable speed drive. Two cylindrical chambers were used, one of transparent acrylic used for minimum fluidised bed speed tests, and the other of stainless steel used for drying tests. A water manometer was used for pressure drop measurements. Temperatures were measured using Chromel-Alumel (Type K) thermocouples (not shielded against radiation) connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Air speed was measured at the locations where flow was well developed (in the straight duct as indicated in Fig. 1) by a hot-wire anemometer with an accuracy of $\pm 5\%$. A pitot-static tube was not used due to the difficulty of reading the water level difference in a U-tube.

The soybean was rewetted from its delivery moisture and then equilibrated in a cool room at $8\text{--}10^\circ\text{C}$ for 5–7 days to ensure uniform moisture content through the kernels. The experimental conditions used were initial moisture contents of 24.7–33.3% dry basis, bed depths of 10–15 cm, temperatures of $110\text{--}140^\circ\text{C}$ and air speeds of 2.4–4.1 m/s. Samples were taken at 2, 5, 10, 15 and 20 min intervals, and then dried in an electric oven at 103°C for 72 h in order to measure final moisture content.

2.2. Quality

Measurements of quality were taken from drying runs at moisture contents of 32.1 and 33.3% dry basis and $100\text{--}140^\circ\text{C}$ air temperature, and at 14.9% dry basis using air

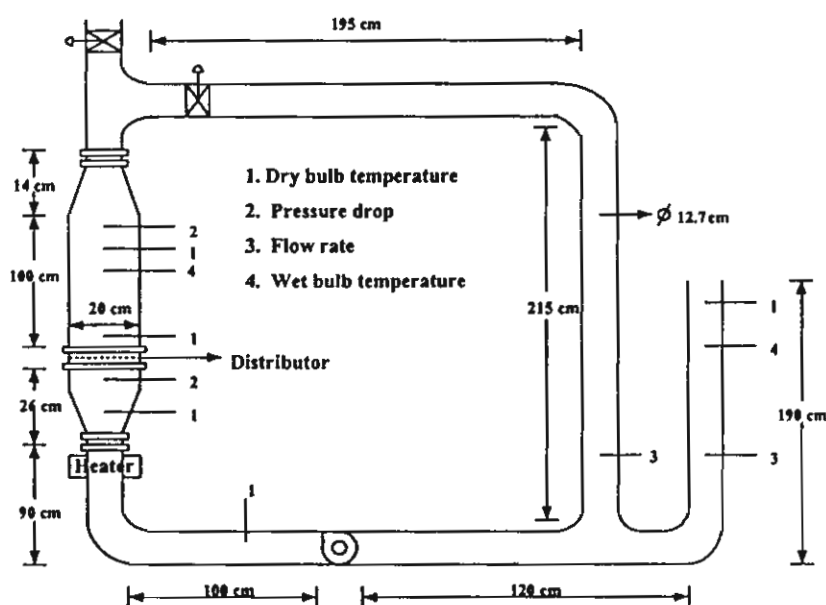


Fig. 1. Diagram of a batch fluidised bed dryer.

temperatures of 140–160°C, to test whether drying was sufficient treatment or whether a high temperature treatment for the dried product could be used.

Urease activity was measured. It is an indirect test for level of trypsin inhibitor (Cheong, 1997). It measures the change in pH resulting from the action of urease converting urea to ammonia. The time required for complete digestion is 30 minutes. Soluble protein was measured by dispersion of soybean proteins in 0.2% KOH (Cheong, 1997). Cracking was assessed visually.

The measured values of urease activity were expressed as ΔpH .

2.3. System model

Soponronnarit et al. (1996a) developed a mathematical model of a continuous cross-flow fluidised bed paddy dryer. The authors assumed thermal equilibrium between the drying air and paddy within the drying chamber. This model was modified for soybean drying, and the quality model incorporated. Fig. 2 is a diagram of the dryer, showing five control volumes labelled CV1 to CV5. The dimensions of the first control volume (drying chamber) were 1.25 m height by 2.5 m length by 1.0 m width. Experimental results reported by Sripawatakul (1993) indicated that the flow regime of paddy was between near plug flow and high dispersion flow. Though dispersion was a known factor in the fluidised bed, the model assumed plug-flow in order to simplify calculation. The assumption of plug flow and thermal equilibrium between the product and the drying air was validated for both paddy and maize drying by Soponronnarit et al. (1996a) and Soponronnarit et al. (1997), respectively. Simulated and experimental results of average moisture content of paddy at the dryer exit were in agreement.

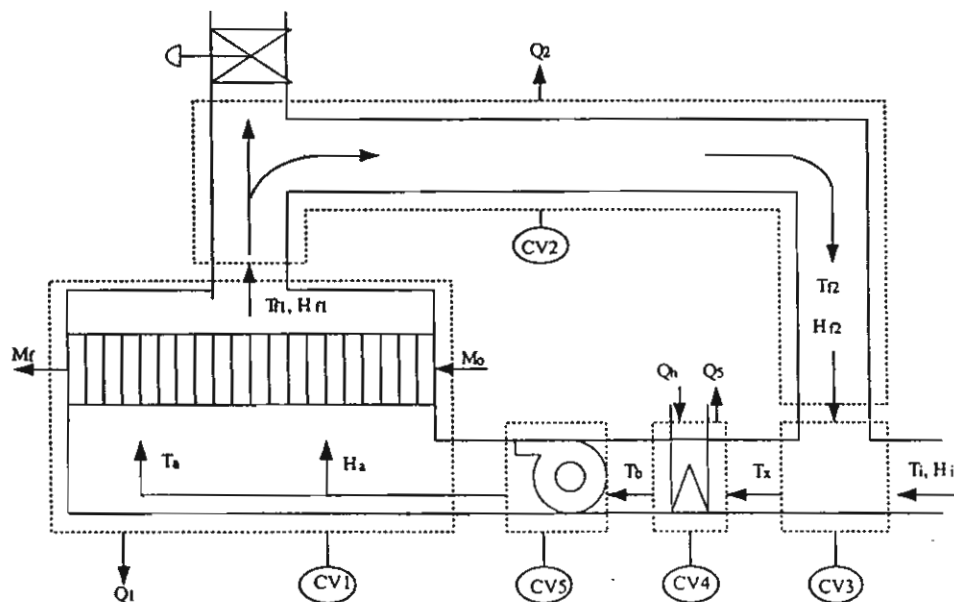


Fig. 2. Schematic diagram of a model continuous fluidised bed dryer.

3. Results and discussions

3.1. Thin layer drying rate

Fig. 3 shows that the minimum superficial air speed required for fluidisation was 1.9 m/s. This varied slightly and inversely with moisture content, since as moisture content increases, bulk density decreases but porosity increases, increasing the buoyancy forces. The minimum fluidisation air speed also increased with bed depth. Typical fluidisation behaviour was observed above the minimum fluidisation speed, with gas bubbles being formed above the distributor and moving to the bed surface.

The drying rate increased with air temperature, T (Fig. 4) and specific airflow rate, v_s (Fig. 5). All parameters in each of the models of Eqs. (1), (4) and (5) were therefore fitted to functions of T and v_s . The following parameter models were tested:

1. The general first order polynomial model, including a cross-product term of the form $v_s \cdot T$,
2. The general second order polynomial,
3. The Arrhenius temperature dependence model:

$$\text{parameter} = cv_s^n \exp\left(\frac{-\Delta h}{RT}\right) \quad (6)$$

where Δh is an activation energy and c and n are constants,

4. The power model:

$$\text{parameter} = kv_s^{n_1} T^{n_2} \quad (7)$$

where k , n_1 and n_2 are constants.

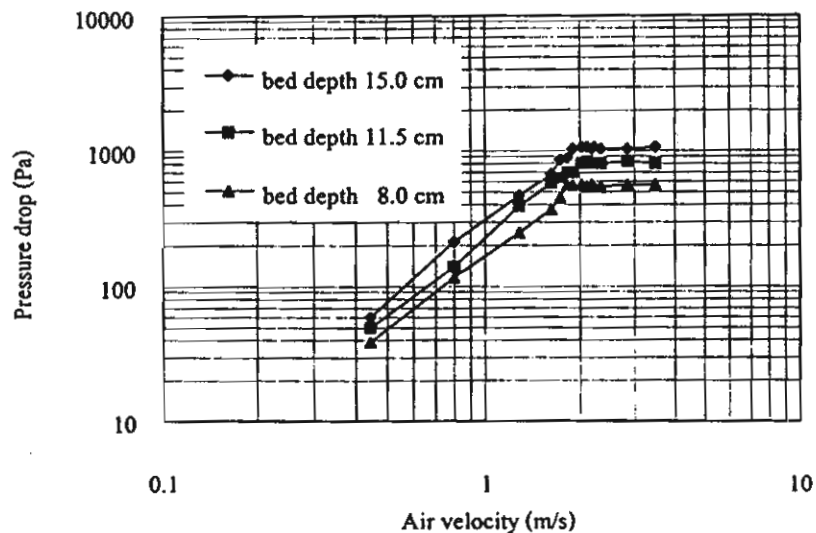


Fig. 3. Relationship between pressure drop and air velocity at different bed depths (moisture content of soybean = 12.5% dry basis).

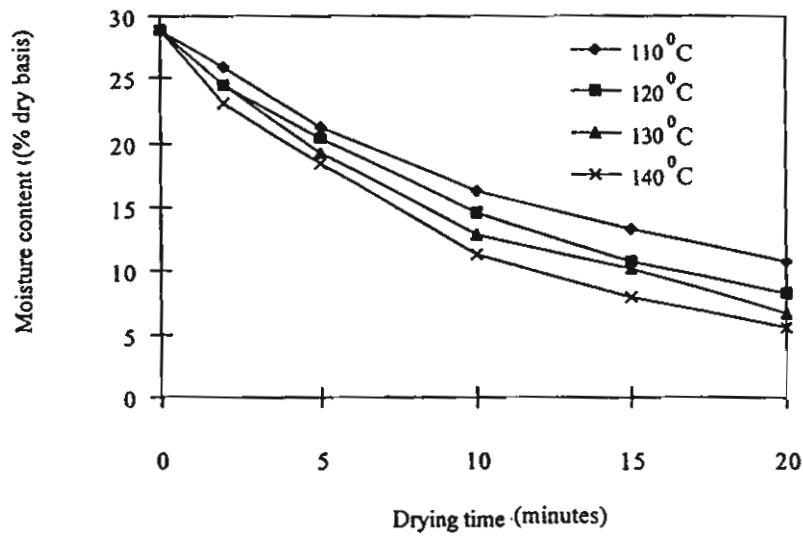


Fig. 4. Evolution of moisture content of soybean at different drying temperatures (specific air flow rate = 0.03 kg/s/kg dry soybean, bed depth = 15 cm).

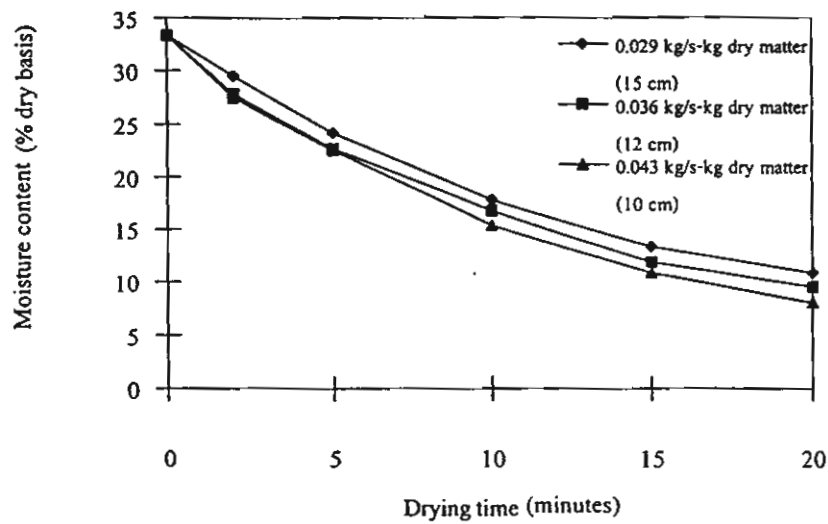


Fig. 5. Evolution of moisture content of soybean at different specific airflow rates (drying air temperature = 120°C, air velocity = 2.5 m/s).

After fitting each model to each parameter, the most appropriate model was chosen using the standard error of prediction as the determinant.

$$ASPE = \frac{\sum_{i=1}^n (MR_{obs} - MR_{pre})^2}{n} \quad (8)$$

where ASPE is the average squared prediction error, MR_{obs} is the moisture ratio determined by experiment, MR_{pre} is the predicted moisture ratio as determined by the regression equation, and n is the number of data points. The results are given in Table 1, showing that Page's (1949) model gave the lowest error in prediction. The two-compartment model also performed well, but used a greater number of parameters. Based on this result, the thin layer drying equation best suited to soybean was Page's (1949) equation, with the following constants:

$$k_2 = -0.529 + 4.42v_s + 0.00143T - 0.00704v_sT \quad (9)$$

$$n = 3.50 - 116v_s - 0.00600T + 0.290v_sT \quad (10)$$

with correlation coefficients of 80% for k_2 and 84% for n .

3.2. Effect on cracking and breakage

Soybean drying by fluidisation at high temperatures caused soybeans to crack and break in V-shaped fissures. Experimental results were consistent with those of Overhults et al. (1973) that cracking and breakage of soybean increased with drying temperature as heat and mass transfer rates increased. Since water movement is limited by water diffusion in the soybean kernel, the temperature of the soybean surface increases to more than the air wet bulb temperature as drying proceeds, so that the soybean becomes brittle at the surface and prone to cracking.

The average degree of soybean cracking in the animal feed industry was not available. However, the degree of breakage must be < 3%. The results show that soybean drying can be operated with air temperatures up to 140°C.

Mathematical models were developed to predict the percentage of cracking and breakage of soybean as a function of the initial moisture content (M_0 , dry basis), final moisture content

Table 1
Average squared prediction error of different models of drying kinetics

Model	ASPE			
	Second order polynomial	First order polynomial	Arrhenius-type equation	Power Model
Page	0.000922	0.000251	0.000462	0.000459
Two-compartment	0.000286	0.000504	0.000446	0.002222
Newton's law of cooling	0.000455	0.000574	0.000684	0.001407

(M_f , dry basis) and drying temperature (T , Kelvin). The model used was the Logistic equation, as follows:

$$Cr = \frac{a}{1 + \exp(b(M_f - c))} \quad (11)$$

where Cr denotes percentage of cracking, a , b and c are constants. After fitting the equation to the data by least squares regression,

$$a = -19.2 - 392M_0 + 0.185T + 0.949M_0T \quad (12)$$

$$b = -369 + 1322M_0 + 1.137T - 3.71M_0T \quad (13)$$

$$c = 0.151 - 0.0741M_0 - 0.000261T + 0.00155M_0T \quad (14)$$

where correlations of 96%, 92% and 93% were measured for Eqs. (12)–(14) respectively. The same equation was applied to breakage:

$$Br = \frac{d}{1 + \exp(e(M_f - f))} \quad (15)$$

$$d = -8.84 - 11.8M_0 + 0.0251T - 0.0190M_0T \quad (16)$$

$$e = -493 + 1763M_0 + 1.255T - 4.21M_0T \quad (17)$$

$$f = -1.82 + 6.08M_0 - 0.00392T - 0.0114M_0T \quad (18)$$

where correlations of 73%, 54% and 97% were measured for Eqs. (16)–(18), respectively.

The usefulness of these models was gauged by considering the values of the average square prediction error (ASPE) between experimental and calculated results. The ASPE for cracking

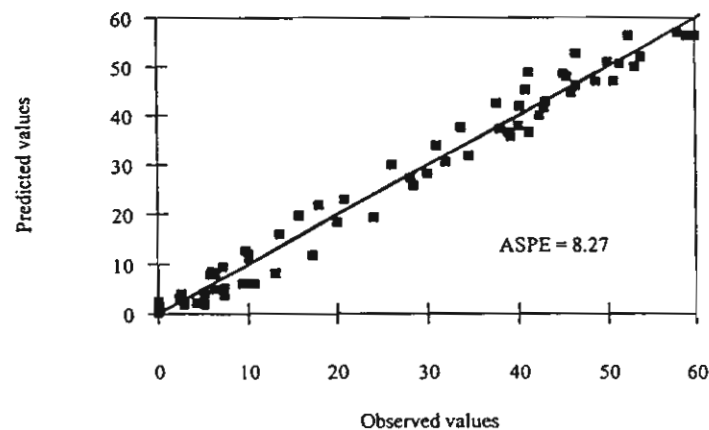


Fig. 6. Comparison between predicted and observed values of percentage cracking of soybean.

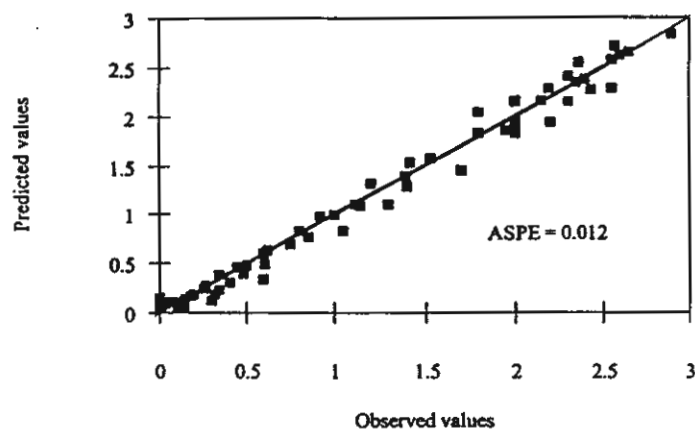


Fig. 7. Comparison between predicted and observed values of percentage breakage of soybean.

and breakage were 8.27 (typically about 14% error in a model prediction) and 0.012 (typically about 0.4% error) respectively, as illustrated in Figs. 6 and 7. The models and data are plotted for comparison in Figs. 8 and 9. Thus the breakage model is of high accuracy.

3.3. Effect on nutrition factors

Acceptable values of urease activity (ΔpH) should be lower than 0.3, as required by the animal feed industry in Thailand.

Fig. 10 shows the relationship between urease activity and final moisture content. It was found that ΔpH decreased when final moisture content decreased, or drying times were excessive. In decreasing the level of ΔpH by fluidised bed drying, the air temperature must be higher than 120°C. Soybean drying at high temperature did not result in the decrease of protein as shown in Table 2. If soybean was dried to a moisture content of 12.2%–14.4% dry

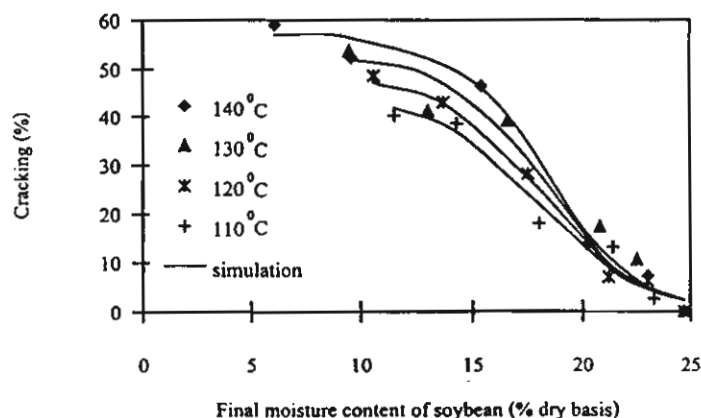


Fig. 8. Effect of final moisture content of soybean on percentage of cracking at different drying air temperatures (initial moisture content = 33.0% dry basis).

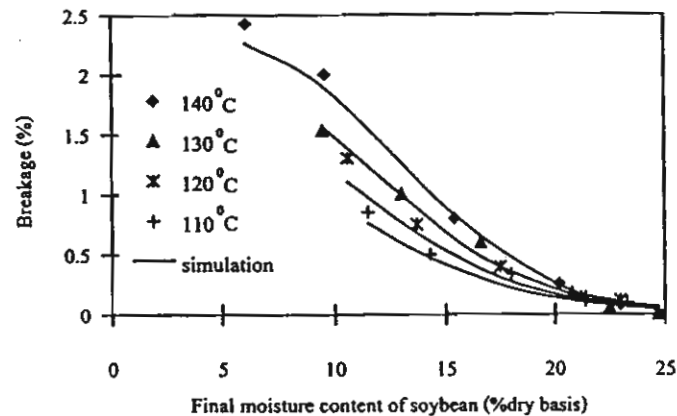


Fig. 9. Effect of final moisture content of soybean on percentage of breakage at different drying air temperatures (initial moisture content = 24.7% dry basis).

basis, ΔpH and protein solubility levels met the acceptable standard values, i.e. ΔpH of less than 0.3 and protein solubility in the range of 80–85%.

The fluidised bed dryer was also used to reduce urease activity in soybean at initial moisture content of 14.9% dry basis. The results are given in Table 3 and Fig. 11, showing that protein solubility and ΔpH were within the range of acceptable values, and indicating that it is feasible to use the fluidised bed dryer for soybean drying. However, at drying temperatures of higher than 150°C, it was found that soybean overheated, with the result that protein solubility was reduced to lower than 80–83%. This may be avoided by reducing the drying time, but currently limits the maximum drying temperature at low moistures to about 140°C.

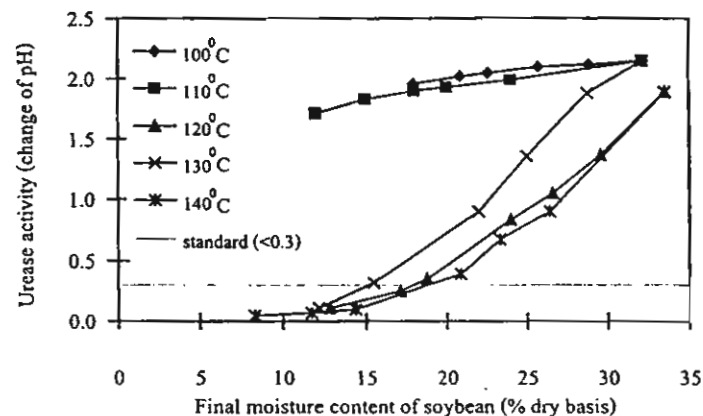


Fig. 10. Effect of final moisture content of soybean on urease activity (initial moisture content = 32.1% and 33.3% dry basis).

Table 2

Protein solubility in 0.2% KOH and urease activity of high initial moisture soybean after drying at different temperatures^a

<i>T</i> (°C)	<i>M</i> ₀ (%d.b.)	<i>M</i> _f (%d.b.)	Protein (%)	Urease activity (ΔpH)	Protein solubility (%)
140	33.5	23.3	40.76	0.67	86.14
130	32.1	22.0	39.75	0.90	86.76
120	33.5	24.0	40.53	0.83	88.96
140	33.5	14.4	40.14	0.10	81.78
130	32.1	12.2	40.67	0.11	81.70
120	33.5	12.8	41.33	0.11	82.43
Initial values			41.45–41.67	1.89–2.04	89.94–90.07

^a *M*₀ = initial moisture content, *M*_f = final moisture content.

3.4. System model

The mean residence time in minutes of the product in the dryer is:

$$\tau = h_u/F = \rho_c V/F = A_b \rho_c H/F \quad (19)$$

where *h_u* is the amount of soybean in the dryer at any one time (hold-up mass), *ρ_c* is the soybean bulk density (kg/m³), *V* is the product non-fluidised hold-up volume (m³), *F* is the feed rate (kg/min), *A_b* is the bed surface area and *H* is the bed depth of the non-fluidised product in the dryer (m). With the assumption of plug-flow as stated before, the bed length was divided into *N* vertical elements, so a particle would stay in each element for a time *t* = *τ*/*N*. Similarly, the mass flow per element and holdup mass per element were obtained.

Table 3

Protein solubility in 0.2% KOH and urease activity of low initial moisture soybean (initial moisture content = 14.9% dry basis) after drying at three temperatures for different periods

<i>T</i> (°C)	SP ^a	Drying time (min)	<i>M</i> _f (%d.b.)	Protein (%)	Urease activity (ΔpH)	Protein solubility (%)
160	0.072	3	10.8	38.98	0.18	84.26
	0.052	3	11.6	40.23	0.2	83.09
	0.037	3	12.5	39.97	0.3	82.90
150	0.073	5	8.8	40.35	0.07	77.68
	0.051	5	10.0	39.47	0.1	79.08
	0.037	5	10.7	40.33	0.11	80.91
140	0.072	5	9.2	39.91	0.24	84.97
	0.054	5	10.4	40.68	0.28	83.26
	0.042	10	8.3	40.83	0.14	82.04
Initial values				40.97	2.08	88.45

^a SP = specific airflow rate (kg/s·kg solid).

The average moisture content of the soybeans at the outlet of the i th layer was obtained by differentiating Eq. (4) [using the constants given by Eqs. (9) and (10)] with respect to time, and substituting the mean residence time from Eq. (19). This moisture then became the inlet moisture content for the next layer. Energy and mass balances were used to calculate the air states for each element of the dryer:

$$H_{fi} = H_a + h_u \frac{M_i - M_{i+1}}{m_a t_i} \quad (20)$$

$$T_{fi} = (Q_1 + c_a T_a + H_a(h_{fg} + c_v T_a) - H_{fi} h_{fg} + c_{pw} T_a h_u / m_a t_i - \Delta U) / (c_a + H_{fi} c_v) \quad (21)$$

where H_{fi} = absolute humidity of drying air leaving the i th element, H_a = absolute humidity of heated inlet air, T_{fi} = temperature of drying air leaving the i th element ($^{\circ}\text{C}$), T_a = temperature of drying air entering the i th element ($^{\circ}\text{C}$), m_a = mass flow rate of drying air (kg/s), t_i = small interval of drying time (s), Q_1 = heat losses to surroundings (kW/kg dry air), c_a = specific heat of dry air (kJ/kg $^{\circ}\text{C}$), c_v = specific heat of water vapor (kJ/kg $^{\circ}\text{C}$), c_{pw} = specific heat of moist soybean (kJ/kg $^{\circ}\text{C}$), h_{fg} = latent heat of vaporisation of moisture (kJ/kg) and ΔU = change in internal energy of the soybean (kJ/kg dry air). The average temperature and absolute humidity of drying air leaving the drying chamber were determined by taking the arithmetic means of T_{fi} and H_{fi} over time.

Considering control volume, CV2, the temperature of the recirculation air before mixing with fresh ambient air, was determined from the following equation:

$$T_{f2} = \frac{(Q_2 / m_a R_c) + c_a T_{f1} + H_{f1} c_v T_{f1}}{c_a + H_{f1} c_v} \quad (22)$$

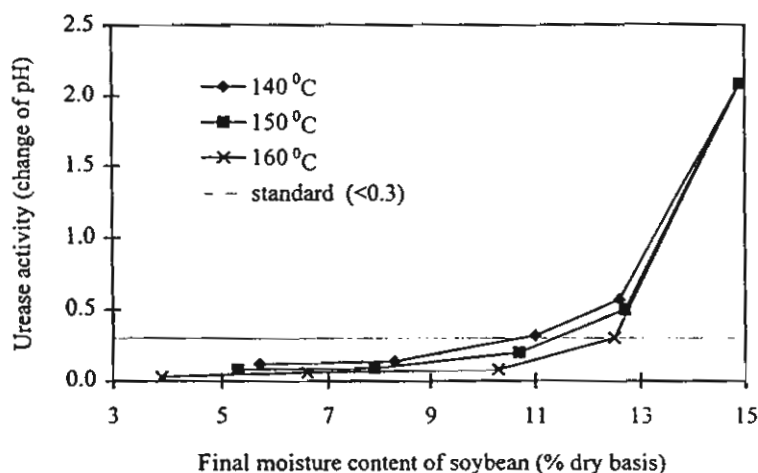


Fig. 11. Effect of final moisture content of soybean on urease activity (initial moisture content = 14.9% dry basis).

where T_{f2} = temperature of recirculation air ($^{\circ}\text{C}$), R_c = fraction of air recirculation (m_{Rc}/m_a) and Q_2 = heat losses to surroundings (kW).

For control volume CV3, the equations of mass and energy balance can be written as follows:

$$H_a = (1 - R_c)H_i + H_{f1}R_c \quad (23)$$

$$m_a c_a T_x + m_a H_a (h_{fg} + c_v T_x) - m_i c_a T_i - m_i H_i (h_{fg} + c_v T_i) - R_c m_a c_a T_{f2} - R_c m_a H_{f1} (h_{fg} + c_v T_{f2}) = 0 \quad (24)$$

where T_x = temperature of drying air leaving control volume CV3 ($^{\circ}\text{C}$) and T_i = ambient air temperature ($^{\circ}\text{C}$).

For control volume CV4, the equation of energy balance can be written as follows:

$$Q_5 + Q_h = m_a (c_a + c_v H_a) (T_b - T_x) \quad (25)$$

where Q_5 = convective and radiative heat losses to surroundings (kW), Q_h = thermal energy consumption (kW) and T_b = drying air temperature leaving the heater ($^{\circ}\text{C}$).

For control volume CV5, the conservation of energy law was applied to determine the temperature rise across the fan (ΔT_{fan}):

$$\Delta T_{fan} = \frac{P_t}{1000(\rho_a \eta_f)(c_a + c_v H_a)} \quad (26)$$

where P_t = pressure loss (Pa), η_f = fan efficiency (fraction) and ρ_a = density of drying air (kg/m^3).

Pressure would change if either airflow rate, air recirculation ratio or soybean bed depth was changed. The electrical energy consumption of the fan motor, W_M in kW, was determined from the equation below:

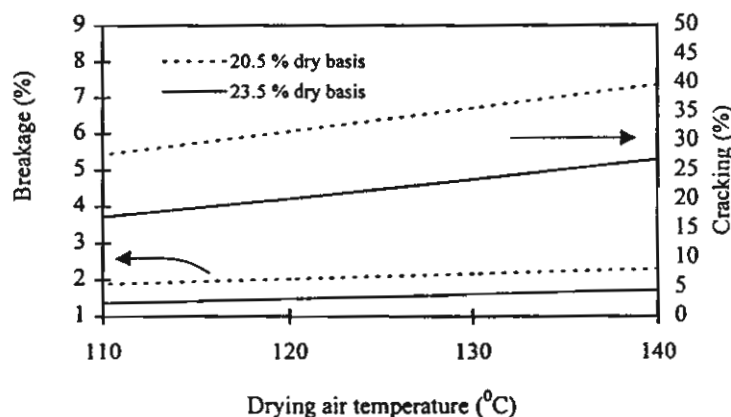


Fig. 12. Relationship between cracking and breakage and drying air temperature at different final moisture contents (initial moisture content = 33.3% dry basis).

$$W_M = \frac{P_t(m_a/\rho_a)}{\eta_f \eta_m} \quad (27)$$

where η_m is motor efficiency.

The above equations were solved under the following conditions: initial and final moisture contents of 32.3% and 23.5% dry basis, respectively, drying air temperatures of 110–140°C, ambient air 30°C, ambient relative humidity 70%, drying air velocity of 2.9 m/s and a fan motor of 37 kW.

Fig. 12 shows the effect of the drying air temperature on the percentage of cracking and breakage of soybean. It was found that if the moisture content of the soybean reduced to 20.5% dry basis, the percentage of cracking would be 10% higher than if the moisture only reduced to 23.5% dry basis. Minimum final moisture content of 23.5% dry basis was therefore adopted as a requirement for further work on investigating appropriate strategies for soybean drying.

Figs. 13–16 show the effect of fraction of recirculation air on drying capacity and energy consumption at different bed depths and drying air temperatures. Drying capacity increased with bed depth and air temperature, whilst energy consumption decreased. It was found that as air recirculation increased, energy consumption decreased rapidly and drying capacity decreased gradually, up to 0.9. Above this recirculation rate, energy consumption rapidly increased and drying capacity rapidly decreased.

Cost studies were conducted using the following data (US\$ 1 = 40 Baht):

1.	Cost of dryer	: 850,000–911,130 Baht (depending on size of fan motor)
2.	Life time of dryer	: 10 years
3.	Operating time	: 12 h per day and 90 days per year
4.	Maintenance cost per year	: 5% of dryer cost
5.	Salvage value	: 10% of dryer cost
6.	Interest rate	: 18%/year
7.	Diesel fuel price	: 10 Baht/l
8.	Electricity price	: 1.55 Baht/kW.h

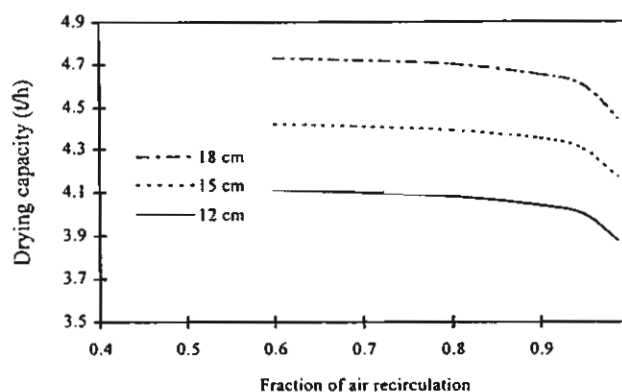


Fig. 13. Effect of air recirculation on drying capacity at different bed depths (initial moisture content = 33.3% dry basis, final moisture content = 23.5% dry basis, drying air temperature = 140°C, air velocity = 2.9 m/s).

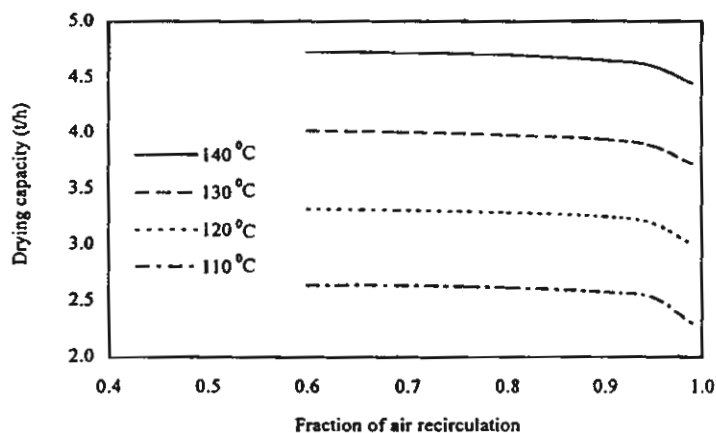


Fig. 14. Effect of air recirculation on drying capacity at different drying air temperatures (initial moisture content = 33.3% dry basis, final moisture content = 23.5% dry basis, bed depth = 18 cm, air velocity = 2.9 m/s).

Figs. 17–18 show the effect of air recirculation on drying costs at different bed depths and drying air temperatures. It was found that the optimum conditions for soybean drying by fluidised bed drying in terms of minimum drying cost were as follows: drying air temperature of 140°C, bed depth 18 cm and fraction of air recirculation 0.9. At these conditions, percentage of cracking was 27%, percentage of breakage was 1.74%, drying capacity was 4.65 tph, total primary energy consumption was 6.8 kW/MJ water evaporated [15% electric power (fan) and 85% burner] and total drying cost was 2.38 Baht/kg water evaporated.

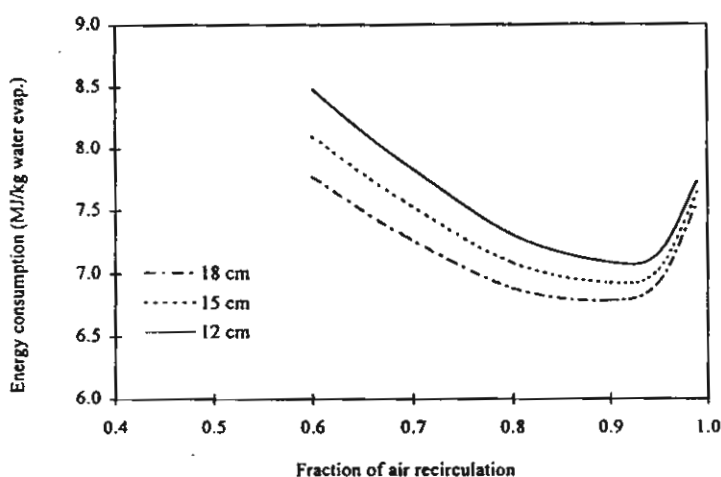


Fig. 15. Effect of air recirculation on energy consumption at different bed depths (initial moisture content = 33.3% dry basis, final moisture content = 23.5% dry basis, drying air temperature = 140°C, air velocity = 2.9 m/s).

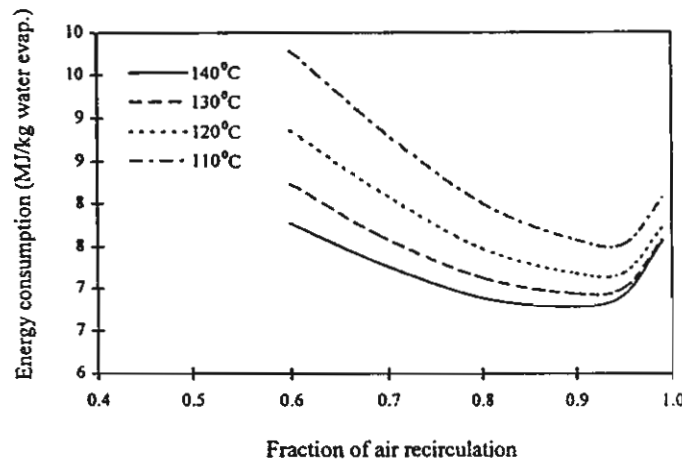


Fig. 16. Effect of air recirculation on energy consumption at different drying air temperatures (initial moisture content = 33.3% dry basis, final moisture content = 23.5% dry basis, bed depth = 18 cm, air velocity = 2.9 m/s).

4. Conclusions

1. The minimum fluidised bed velocity of dry soybean is 1.9 m/s. Page's (1949) model with parameters in terms of first order polynomial depending on drying air temperature and specific airflow rate was found to predict the drying rate of soybean very well.
2. From the experimental results of fluidised bed drying, it could be concluded that the percentage of cracking and breakage of soybean increased with drying temperature and drying time. However, soybean drying at a temperature of 140°C did not increase the percentage of breakage to greater than the standard level of animal feed industry. A logistic equation describes the experimental results relatively well. It was found that soybean drying at high temperature (140°C) had no effect on protein quality. Urease activity was reduced to the standard value of the animal feed industry by using fluidisation, provided that the drying temperature was higher than 120°C.

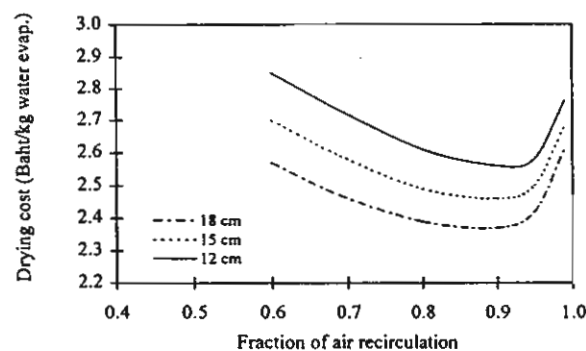


Fig. 17. Effect of air recirculation on drying cost at different bed depths (initial moisture content = 33.3% dry basis, final moisture content = 23.5% dry basis, drying air temperature = 140°C, air velocity = 2.9 m/s).

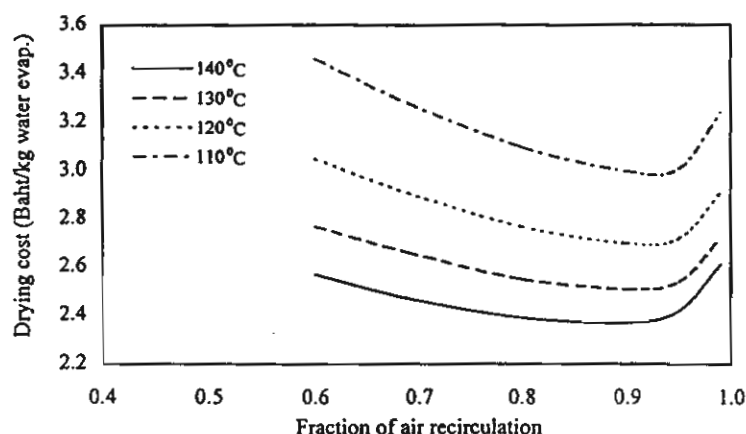


Fig. 18. Effect of air recirculation on drying cost at different drying air temperatures (initial moisture content = 33.3% dry basis, final moisture content = 23.5% dry basis, bed depth = 18 cm, air velocity = 2.9 m/s).

3. Simulation results showed that the optimal operating parameters for drying soybean by fluidisation were a drying air temperature of 140°C, a bed depth of 18 cm, a drying air velocity of 2.9 m/s and air recirculation of 90%. At these conditions, the percentages of cracking and breakage of soybean after drying were 27% and 1.7% respectively, the drying capacity was 4.65 t/h, the total primary energy consumption was 6.8 MJ/kg water evaporated (of which 15% was electricity for the fan and 85% was heat for the burner), and the drying cost was 2.38 Baht/kg water evaporated (US\$ 0.06/kg water evaporated).

Acknowledgements

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and the Australian Centre for International Agricultural Research for supporting this project. Thanks are also due to Saha Farm Co. Ltd for helping with the soybean quality analysis.

References

- Cheong, Y.L., 1997. Full-fat soybean meal production and utilization. American Soybean Association (ASA) Technical Bulletin FT37-1997, 1–13.
- Hirunlabh, J., Tirawanithakul, S., Soponronnarit, S., 1992. Strategies for drying soybean: batch process. Songklanakarin Journal of Science and Technology 14 (1), 33–46 (in Thai).
- Kwok, K.C., Qin, W.H., Tsang, J.C., 1993. Heat inactivation of trypsin inhibitor in soymilk at ultra-high temperatures. Journal of Food Science 58, 859–862.
- Overhults, D.G., White, G.M., Hamilton, H.E., Ross, I.J., 1973. Drying soybean with heated air. Transaction of the American Society of Agricultural Engineers 16, 112–113.
- Page, G.E. 1949. Factors influencing the maximum rate of drying shelled corn in layers. Unpublished M.S. thesis, Purdue University, West Lafayette, IN.

- Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., 1993. Mathematical model of fluidized bed paddy drying. *Engineering Journal: Research and Development* 4, 101–109 (in Thai).
- Satayaprasert, C., Vanishriwatana, V., 1992. Drying corn in fluidized bed. *Thailand Engineering Journal* 44, 76–79 (in Thai).
- Sharaf-Eldeen, Y.I., Blaisel, J.L., Hamdy, M.Y., 1980. A model for ear corn drying. *Transaction of the American Society of Agricultural Engineers* 27, 195–200.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology* 12, 1667–1686.
- Soponronnarit, S., Kittiporn, K., Prachayawarakorn, S., 1997. Appropriate operating parameters for fluidised bed corn drying. *RERIC International Energy Journal* 19, 1–13.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Sripawatakul, O., 1996a. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology* 14, 2397–2410.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Wangji, M., 1996b. Commercial fluidized bed paddy dryer. In: Strumillo, C., Pakowski, Z. (Eds.). *Proceedings of the 10th International Drying Symposium*, Krakow, Poland. Lodz Technical University, Poland, vol. A, pp. 638–644.
- Soponronnarit, S., Rordprapat, W., Wetchacama, S., 1998. Mobile fluidized bed dryer. *Drying Technology* 16, 1501–1513.
- Sripawatakul, O. 1993. Drying of paddy by fluidised bed technique. Master thesis. King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok (in Thai).
- Tia, W., Soponronnarit, S., Pienklang, K. 1990. Studies of physico-thermal properties, equilibrium moisture content and thin layer drying of soybean and black gram. Drying of high moisture grains in humid tropical climates (Thailand), Final report, ACIAR project, Bangkok Thailand.
- Tumambing, J.A., Driscoll, R.H., 1991. Modelling the performance of a continuous fluidised bed dryer for rapid pre-drying of paddy. In: Naewbanij, J.O., Manilay, A.A. (Eds.), *Proceedings of the 14th ASEAN Seminar on Grain Post-Harvest Technology*, Manila, Philippines. AGGP, Bangkok, Thailand, pp. 193–213.
- Zeng, S.X., Ruan, R.R., Fulcher, G.R., Paul, C., 1996. Evaluation of soybean seed coatcracking during drying: Part I. Using drying tests. *Drying Technology* 14, 1575–1593.

TECHNICAL NOTE

**INDUSTRIAL-SCALE PROTOTYPE
OF CONTINUOUS SPOUTED
BED PADDY DRYER**

Thamid Madhiyanon, Somchart Soponronnarit,
and Warunee Tia*

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

ABSTRACT

An industrial-scale prototype of spouted bed dryer with a capacity of around 3500 kg/h was constructed and tested. The prototype is shown to have a desirable feature of a spouted bed as well as the capability of continuous drying and offering consistent results throughout the testing period. Experimental results show that the prototype performs well in reducing the moisture content of the paddy and yields high product quality in terms of the milling quality. The high temperatures up to 130–160 °C were applied to dry paddy from various initial moisture contents to the range of 14–25%, dry basis without significant change in quality. Thermal energy consumption, in the range of 3.1–3.8 MJ/kg water, is comparable with other commercial dryers.

Key Words: Continuous spouting; Drying; Grain.

*Corresponding author. E-mail: warunee.tia@kmutt.ac.th

INTRODUCTION

The combination of two distinct hydrodynamic features, viz., the pneumatic transport of particles in the spout which allows intensive heating and moisture evaporation and a falling bed in the downcomer in which tempering of particles takes place are the main features of the spouted bed. To overcome some of the limitations of the conventional cylindrical-conical spouted bed, Mujumdar (1) proposed the two-dimensional spouted bed in which scaling up can be easily performed. Kalwar et al. (2), Kalwar and Raghavan (3,4) studied drying of grains in two-dimensional spouted beds with draft plates, using soybeans, wheat, corn, and shelled corn as test materials. It was found that thin-layer drying behavior as that predicted by Page's equation is in very good agreement with experimental data. The circulation of particles strongly depends on the entrance height, spout width and slant angle. It is also shown that the drying rate is significantly influenced by grain circulation rate. In another experiment conducted by Wetchacama et al. (5), a linear equation was found to be suitable to describe the drying rate of paddy which depends on hold-up and drying temperature. The milling quality of paddy in terms of head rice yield as well as the drying characteristics of paddy was investigated by Nguyen et al. (6,7). A triangular spouted bed was proposed in their experiments. The result of head rice yield is satisfactory as long as the moisture content is kept above 17.6% dry basis regardless of the high inlet air temperature up to 160°C.

Although extensive research has already been performed on the spouted bed grain drying, the focus was only on batch drying operation. For drying on a commercial scale, continuous operation is always preferable. It is thus the objective of this project to design and test an industrial-scale prototype of a continuous spouted bed dryer for use in a rice mill. In addition to the fluidized bed dryer, which has been commercialized, the spouted bed dryer is an alternative for continuous drying of grain with high initial moisture content. Moreover, the expectation is that grain quality is preserved, though it is continuously dried to a moisture content safe for storage.

MATERIALS AND METHODS

Drying studies were conducted in an industrial-scale, prototype spouted bed dryer with a capacity of 3500 kg/h as shown in Figures 1 and 2, using paddy as a test material. The dryer consists of a vertical rectangular chamber, 0.6 m in width, 1.45 m in height, and 2.1 m in length. The front wall and both of the sidewalls just above the slanting base of the drying chamber are fitted with glass windows to permit visualization of the grain flow pattern. The slanting base is inclined at 60°. The air entrance and spout widths are 0.04 and 0.06 m, respectively. The draft plates with 0.62 and 0.82 m in height were centrally installed in the first and

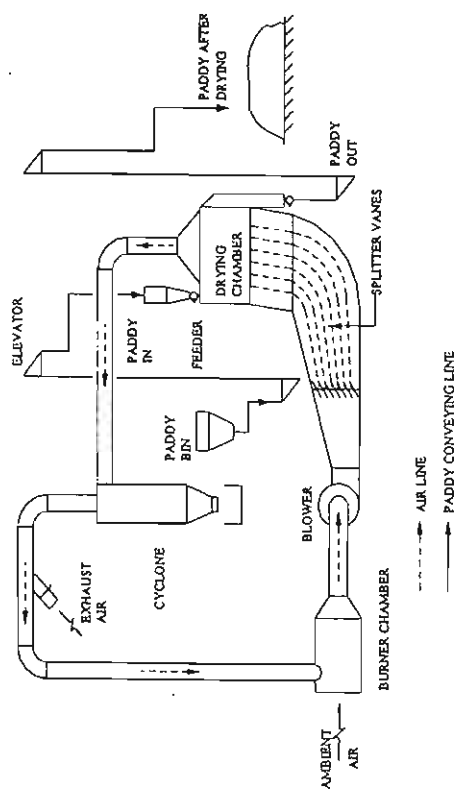


Figure 1. Schematic diagram of the overall experimental set-up.

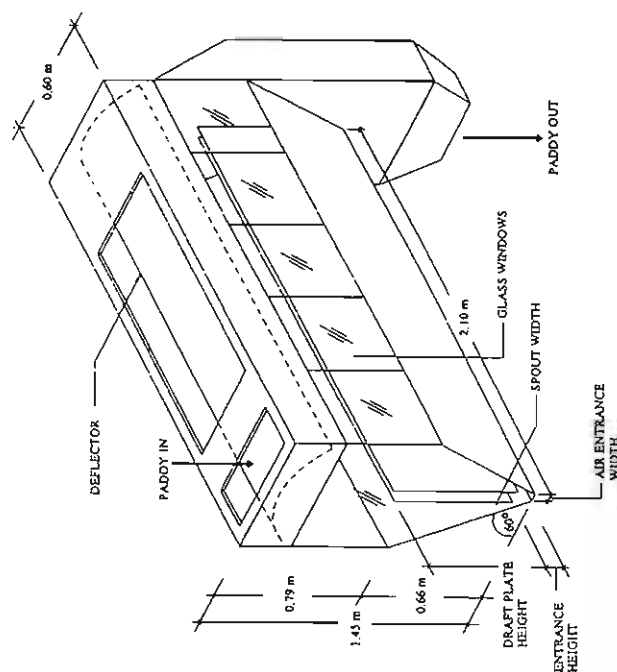


Figure 2. Dimensions of the continuous spouted bed dryer.

second phase of experiments, respectively. The entrance heights of 0.10, 0.125, and 0.15 m were varied from one experiment to the other to match the feed rate of paddy. Heat derived from burning diesel fuel was supplied to heat the air before it was drawn through the blower. The inlet air temperature was controlled by a P.I.D. temperature controller to be within $\pm 2^\circ\text{C}$ of the set values. The heated air was then forced through the ductwork connected to the drying chamber. The hot and humid air leaving the drying chamber was discharged into a cyclone with some portion of it exhausted to the ambient. The rest (approximately 60–70% of total circulation air) was recirculated and mixed with ambient air at the combustion chamber. Paddy was continuously fed into the drying chamber. The paddy traveled upward through the draft channel before raining back onto the downcomers and moved vertically downward. The paddy movement alternated between spout and downcomer until paddy came out of the outlet port at the bottom of drying chamber. Air and paddy temperatures were measured using k-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The pressure drop across the bed was measured using a U-tube manometer. A hot air anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$ was used to measure the air velocity. Paddy samples were taken from the outlet port of the drying chamber for measuring moisture content, head rice yield, and whiteness at 10-min intervals for a period of 80 min. Moisture contents were determined using a hot air oven set at 103°C for 72 h. Head rice yield was determined according to the method of the Rice Research Institute, and the whiteness was measured using the Kett meter.

RESULTS AND DISCUSSION

Paddy Motion in the Spout and Bed Shape

It was observed that the flow of paddy was relatively uniform through the entire length of the dryer due to the proper functioning of ductwork connected to the inlet of the drying chamber. In the first phase of experiments, the spouting did not occur continuously. This could be attributed to the improper blower performance, which resulted in a low pressure drop across the bed and low inlet air velocity at the entrance of the drying chamber. To solve this problem, an existing blower was replaced with a high-pressure blower during the second phase of the experiments. Figure 3 presents the variation of the bed height along the length of dryer at a feed rate of 3550 kg/h and hold-up of approximately 310 kg. The shape of both downcomer sides is not quite symmetrical. This is because the draft plates may not be positioned exactly at the center of the drying chamber. The effect of the bed height difference between each side on the moisture distribution in the bed cannot be identified since the moisture distribution was not measured in this study.

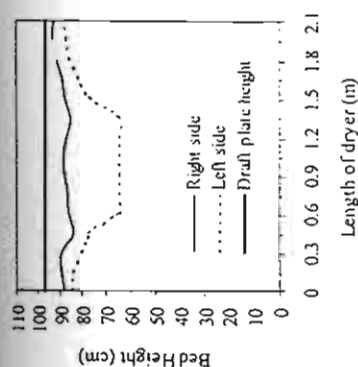


Figure 3. Variation of bed height with length of dryer: feed rate, 3550 kg/h; hold-up, 310 kg.

Drying Efficiency and Milling Quality

Fifteen experiments were carried out in phases 1 and 2. The results of the first and second phase experiments are summarized in Tables 1 and 2, respectively. To study dryer performance in terms of moisture content reduction, milling quality and energy consumption, feed rate of paddy, and the inlet air temperature were varied from one experiment to the other.

Moisture Content

Cycle time strongly affects the moisture distribution inside the paddy kernel in the downcomer as well as the number of turns of paddy flowing through the draft channel. Partial tempering occurs in the downcomer while intense heating and moisture removal take place in the draft channel. However, it is impractical to record cycle time in these experiments because of the continuous operation. Instead, the mean residence time in the dryer (t_m) is defined by the following equation:

$$t_m = \frac{\text{hold-up}}{\text{feed rate}} \quad (1)$$

The moisture reduction result of test No. 1 (Table 1) was not satisfactory. This is probably due to nonmatching between the airflow rate and the high feed rate, which led to residence times that were too short. Therefore, feed rates in all subsequent experiments were limited to 1000 kg/h, which consequently led to good results in terms of moisture reduction. The results in Table 1 show that paddy was dried from a moisture range of 20.0–30.3% to 14.4–21.5%, dry basis

Table 1. Summary of the First Phase Experimental Results

Description	Test No.						
	1	2	3	4	5	6	7
Feed rate (kg/h)	3140	1000	900	844	664	939	816
Hold-up (kg)	180	210	135	125	190	190	190
Residence time (min)	4.0	12.6	9.0	8.9	17.2	12.1	14.0
Average inlet air temp. (°C)	185	144	144	146	146	133	126
Exit grain temp. (°C)	67	71	69	67	72	72	71
Average moisture content							
BFD (% dry basis)	31.9	20.0	23.2	25.0	30.3	26.2	26.6
AFD (% dry basis)	28.5	14.4	17.8	20.4	21.3	21.5	19.9
Head rice yield							
BFD (%)	62.9	34.2	45.6	37.1	48.2	39.5	43.5
AFD (%)	64.8	33.4	42.7	39.2	48.0	36.8	45.5
Whiteness							
BFD	41.9	47.6	50.2	51.0	45.9	49.6	44.6
AFD	39.2	47.5	51.1	51.1	46.7	50.3	45.0
Drying rate (kg water/h)	83	49	41	33	49	39	46
Energy consumption							
(MJ/kg water evaporated)							
Heat	7.1	6.7	7.0	7.7	5.6	7.7	N/A
Electricity	0.50	0.76	0.91	1.12	0.74	1.00	0.80

AFD, after drying; BFD, before drying; N/A, not available; temp., temperature; entrance height 10 cm (for all experiments).

and that the mean residence-time lay between 9 to 17 min. At the second phase of the experiments (Table 2), the old blower was replaced by a high-pressure blower. The prototype was then able to handle a maximum capacity of around 3500 kg/h with moisture reduction in the range of 21.7–29.4% to 17.1–25.0%, dry basis. However, the main difficulty was that high moisture reduction was required at a feed rate over 3000 kg/h. Since the mean residence time was relatively short, that is, in the range of 5–6 min, grains were less frequently drawn through the draft channel. The final moisture content appeared to be consistent throughout the testing period as shown in Figure 4 (test No. 13). Similar trends were found for all 15 experiments.

The question of how to reach high moisture reduction, that is, from 30% down to 16–18%, dry basis, is of practical interest. It was to be expected from the near-to-linear trend in the moisture content with time (5) that high moisture reduction could be achieved by extending the drying chamber length, which would result in a longer mean residence time.

Table 2. Summary of the Second Phase Experimental Results

Description	Test No.									
	8 ^a	9 ^b	10 ^b	11 ^c	12 ^c	13 ^c	14 ^c	15 ^d		
Feed rate (kg/h)	2470	2440	1990	2370	2400	3160	3280	3550		
Hold-up (kg)	60	360	340	240	210	335	290	310		
Residence time (min)	1.5	8.9	10.2	6.0	5.3	6.4	5.3	5.2		
Average inlet air temp. (°C)	154	149	141	152	159	154	156	160		
Exit grain temp. (°C)	68	71	66	71	68	67	67	68		
Average moisture content										
BFD (% dry basis)	26.1	21.7	28.5	22.1	25.0	29.4	28.2	22.8		
AFD (% dry basis)	22.7	17.5	23.6	17.1	19.7	25.0	23.3	19.0		
Head rice yield										
BFD (%)	56.1	45.9	53.3	49.0	49.6	50.1	54.3	41.2		
AFD (%)	58.9	45.7	54.2	47.4	48.4	52.4	55.0	40.8		
Whiteness										
BFD	41.9	45.7	44.2	47.6	47.6	47.8	46.4	46.7		
AFD	41.6	45.4	45.0	46.8	46.7	47.5	46.3	45.9		
Drying rate (kg water/h)	68	87	79	101	106	111	130	101		
Energy consumption										
(MJ/kg water evaporated)										
Heat	6.5	7.0	N/A	4.4	5.2	3.5	3.8	3.1		
Electricity	0.60	0.60	0.60	0.50	0.50	0.46	0.40	0.46		

AFD, after drying; BFD, before drying; N/A, not available; temp., temperature.

^aDraft channel blade angle 85°; entrance height, 10 cm.

^bDraft channel blade angle 89°; entrance height, 10 cm.

^cDraft channel blade angle 89°; entrance height, 12.5 cm.

^dDraft channel blade angle 89°; entrance height, 15 cm.

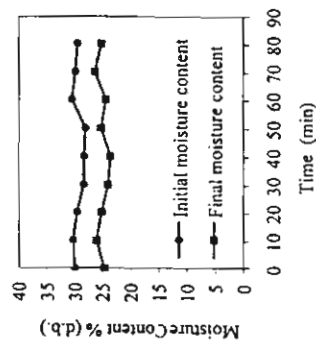


Figure 4. Comparison of moisture content between before and after drying; inlet air temp., 154°C; feed rate, 3160 kg/h; hold-up, 335 kg; t_m , 6.4 min.

Milling Quality

The milling quality, in terms of head rice yield and whiteness, is very sensitive to the drying method and is usually employed in appraising the success or failure of a grain-drying system. As seen in Tables 1 and 2, it is clear that the present drying process does not have much effect on milling quality. No significant quality change was observed when paddy was dried down to 14–25% dry basis, regardless of the high inlet air temperature of up to 130–160°C. For the head rice yield, this was due to the fact that the moisture gradient inside the grain kernel was somewhat redistributed and equalized while passing through the downcomer, which resulted in relaxation of the stress developed within the grain kernel and thus gave a satisfactory result in the head rice yield. The high inlet air temperature makes no significant change in the whiteness, since grain is exposed to the hot air in the spouting region within a very short time. In addition, the alternative method for preservation of milling quality is to apply a zoning concept, that is, using a high temperature in the first zone for fast drying and a lower temperature in the subsequent zone of the dryer for gentle drying. This is analogous to employing the different temperature level concept as described by Nguyen et al. (6,7). The head rice yield and whiteness results of test No. 13 are presented in Figure 5. A similar trend of consistency was observed in all experiments.

Energy Consumption

Thermal energy consumption in the first phase of experiments (Table 1) was relatively high, that is, in the range of 5.6–7.7 MJ/kg water removed. This

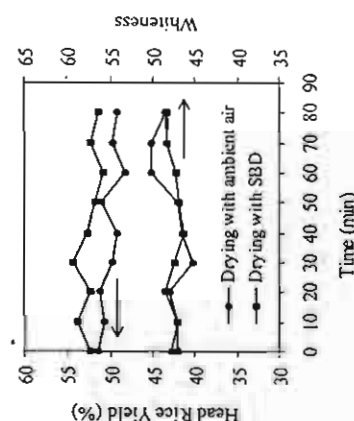


Figure 5. Comparison of head rice yield and whiteness between drying with ambient air and drying with spouted bed dryer (inlet air temp., 154°C; feed rate, 3160 kg/h; hold-up, 7.56 m³; 6.4 min)

be attributed to noncontinuation of the spouting, which would result in poor paddy circulation. However, in the second phase of the experiments, thermal energy consumption was reduced to the range of 3.1–3.8 MJ/kg water according to a feed rate of 3100–3500 kg/h (test Nos. 13–15 in Table 2). The decrease of thermal energy consumption in the second phase, especially for test Nos. 13–15 is probably attributed to a much higher circulation rate than that achieved in the first phase of the study.

CONCLUSIONS

An industrial-scale continuous spouted bed dryer with a capacity of 3500 kg/h was developed and tested. No serious loss in quality was observed during the experiments while the high drying air temperature was used. Final moisture content and milling quality results appear to be consistent throughout the testing periods. However, with the limitation of the existing drying chamber length, a high percentage of moisture reduction corresponding to the high paddy feed rate could not be achieved. The energy consumption is comparable to those of other commercial dryers.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support and Rice Engineering Supply Co. Ltd. for supplying facilities for the construction of the prototype dryer. The Kungleechan Rice Mill is also acknowledged for its cooperation during this study.

REFERENCES

1. Mujumdar, A.S. In *Spouted Bed Technology: A Brief Review*, Drying '84; Hemisphere: Washington, 1984; 151–157.
2. Kalwar, M.I.; Kudra, T.; Raghavan, G.S.V.; Mujumdar, A.S. Drying of Grains in a Drafted Two-Dimensional Spouted Bed. *J. Food Proc. Eng.* 1991, 13, 321–332.
3. Kalwar, M.I.; Raghavan, G.S.V. Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates. *Drying Technol.* 1993, 11 (2), 339–354.
4. Kalwar, M.I.; Raghavan, G.S.V. Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates. *Powder Tech.* 1993, 77, 233–242.

5. Wetachacama, S.; Soponronnarit, S.; Swasdisevi, T.; Panich-ing-orn, J.; Suthicharoenpanich, S. In *Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique*, Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC '99), Bali, Indonesia, Oct. 24-27, 1999; 300-307.
6. Nguyen, L.H.; Driscoll, R.H.; Srzednicki, G.S. In *Drying Characteristics of Paddy in a Triangular Spouted-Bed*, Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS '98), Halkidiki, Greece, Aug. 19-22, 1998; 1397-1404.
7. Nguyen, L.H.; Driscoll, R.H.; Srzednicki, G.S. In *Flowing Performance and Drying Characteristics of Paddy in a Triangular Spouted-Bed*, 7th International Working Conference on Stored-Product Protection, Beijing, China, Oct. 14-20, 1998.

A TWO-REGION MATHEMATICAL MODEL FOR BATCH DRYING OF GRAINS IN A TWO-DIMENSIONAL SPOUTED BED

T. Madhiyanon, S. Soponronnarit, and W. Tia

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

ABSTRACT

A two-region non-equilibrium model of a two-dimensional spouted bed dryer has been developed. The model, based on heat and mass transfer interactions between the spout and downcomer regions, predicts the air and grain temperatures and moisture content throughout each elementary thin layer of grain in the spouted bed. The model was validated with the experimental results on batch drying of corn. Drying and heating processes are shown to occur in both the spout and downcomer regions. Overall, the agreement between experimental and simulated results is satisfactory.

Key Words: Corn; Dehydration; Diffusion; Simulation

INTRODUCTION

To simulate spouted bed drying, macroscopic drying of the overall bed incorporating mass balance, energy balance and drying rate equation is generally developed. Mechanism of drying for the spout and downcomer regions are considered as whole bed. Thermal equilibrium between the grain and the air leaving the bed and well mixed isothermal bed are usually assumed for simplifying model and thus the model does not deal with heat transfer equation (Becker and Sallans, 1960; Zurith and Singh, 1982; Zahed and Epstein, 1992 and 1993; and Ngyen, 2000). Zurith and Singh (1982) developed a model for batch drying of rough rice using a semi-theory of the heat desorption-vaporization as a function of temperature and moisture content. To predict the moisture content, they applied constant coefficient to the diffusion drying equation. Unlike Zurith and Singh (1982), Zahed and Epstein (1992 and 1993) used an empirical equation relating the diffusion coefficient of cereal grains to temperature and moisture content. For continuous drying, Becker and Sallans (1960) and Zahed and Epstein (1992) incorporated a residence time distribution function into the drying equation.

The previous experimental results showed that such these simplifying assumptions of the model described well the grain moisture content. However, there were differences between the predicted and experimental temperatures (Zurith and Singh, 1982 and Ngyen, 2000). Jumah and Mujumdar (1996 and 1997) developed a model for batch drying of corn in a novel rotating jet spouted bed under condition of constant and intermittent drying. Unlike prior related works as above-mentioned, the assumptions of thermal equilibrium and of no temperature gradient inside the kernels were not employed in their model. Gong *et al.* (1997) and Devahastin *et al.* (1998) developed a two-dimensional liquid diffusion model to study the effects of wheat geometry on heat and mass transfer rates for drying in a novel rotating jet spouted bed. To study drying kinetics of grains in two-dimensional spouted beds, Kalwar and Raghavan (1993a) dried shelled corn in their experiments under minimum spouting conditions and found that there was no distinct constant drying rate period. However, Wehacama *et al.* (1993) and Ngyen (2000) found the different results in their study of batch drying of paddy in spouted bed dryers. The results showed that the moisture content reduction with time was nearly constant rate.

This paper presents the non-equilibrium and non-isothermal bed model that is validated with the experimental results of batch drying of corn in two-dimensional spouted bed dryer (proposed by Mujumdar (1984)) Unlike the previous studies, modeling for the spout and downcomer

regions are considered separately for better understanding of the drying physics. The model has to deal with the circulation rate of grains, which has been formulated empirically by Kalwar and Raghavan (1993b). To develop the model, the beds (both the spout and downcomer regions) are divided into elementary thin layers and four differential equations, i.e. mass balance, heat balance, heat transfer and drying rate, are developed and solved numerically. For an overall review of spouted bed drying techniques, the reader should refer to Pallai *et al.* (1995). For a discussion of the design principle, the reader will find the article by Passos *et al.* (1987) of interest.

MODEL DEVELOPMENT

Assumptions

The following assumptions are made in the development of the mathematical model.

1. The corn kernels are uniform in size and internally homogeneous, and can be approximated as isotropic spheres.
2. Internal moisture diffusion dominates the drying process, so that the external convective mass transfer resistance can be neglected and the surface moisture content of grains is assumed to reach instantaneous equilibrium with the drying air.
3. Moisture migration within the grain kernel is controlled by liquid diffusion.
4. Temperature gradients within the grain kernel are negligible.
5. The effects of heat conduction and moisture transfer between grains, heat losses and grain shrinkage are not accounted.
6. The accumulation rate of the thermal energy and water vapor of the air in the bed is negligible.
7. The airflow and grain flow are plug type in both regions, and the co-currentflow and counterflow are assumed for the spout and downcomer regions, respectively.

To simulate drying in the spout and downcomer regions, the bed is assumed to be divided into a series of elementary thin layers (Figure 1) with differential thickness (δy) and unit cross-sectional area. The basic knowledge of mass and energy conservation with accounting for convective heat transfer (air-grain interface) and diffusion mass transfer within the kernel are

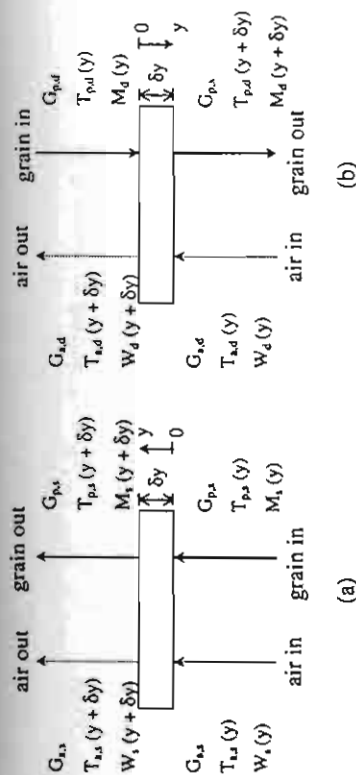


Figure 1. Elementary thin layer. (a) spout region (b) downcomer region.

employed to each elementary thin layer drying, which leads to the development of a set of differential equations.

Mass Balance

Hence, assuming plug flow for both regions and by employing assumption (6) that accumulation rate of water vapor of the air within the elementary thin layer is not accounted, the physical meaning of mass conservation law can be written as:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Mass of moisture evaporated} \\ \text{from grain} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Change in mass of moisture in} \\ \text{air flowing through thin layer} \end{array} \right]$$

which is mathematically expressed as follows:

$$G_p \frac{dM}{dy} = \pm G_a \frac{dW}{dy} \quad (1)$$

Eq. (1) is applied with the minus sign for the spout region with co-current flow and with the positive sign for the downcomer with counter-flow.

Energy Balance of Grain

Energy balances employed for grain flowing into and out of an

as below:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Heat transfer from} \\ \text{air to grain} \\ \text{by convection} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Enthalpy change} \\ \text{of grain} \\ \text{across thin layer} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Energy used for} \\ \text{evaporation of} \\ \text{moisture leaving grain} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Energy to increase} \\ \text{temperature of moisture} \\ \text{leaving grain to} \\ \text{air temperature} \end{array} \right]$$

which is mathematically expressed as:

$$\delta Q = (G_p c_p + G_p M c_w) \frac{dT_p}{dy} - G_p \lambda \frac{dM}{dy} - G_p c_v (T_a - T_p) \frac{dM}{dy} \quad (2)$$

Eq. (2) is applied for both the spout and downcomer regions.

Energy Balance of Air

With the assumption (6) that accumulation rate of thermal energy of the air in the beds is negligible, the change in energy of air across an elementary thin layer and heat transfer rate gives a relationship as follows:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Heat transfer from} \\ \text{air to grain} \\ \text{by convection} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Enthalpy change of} \\ \text{air across} \\ \text{thin layer} \end{array} \right]$$

which is mathematically expressed as:

$$\delta Q = \pm (G_a c_a + G_a W c_v) \frac{dT_a}{dy} \quad (3)$$

where the minus sign is applied for the spout region and the positive sign is

Heat Transfer Rate Equation

Air-to-grain heat transfer rate by convection is:

$$\delta Q = h_{a,p}(T_a - T_p) \quad (4)$$

which, when substituted into Eqs. (2) and (3), gives the air and grain temperature gradients with respect to the depth of the layer:

$$\frac{dT_p}{dy} = \frac{h_{a,p}(T_a - T_p)}{G_p c_p + G_p M c_w} + \frac{\lambda + c_w(T_a - T_p)}{c_p + M c_w} \frac{dM}{dy} \quad (5)$$

and

$$\frac{dT_a}{dy} = \pm \frac{h_{a,p}(T_a - T_p)}{G_a c_a + G_a W c_w} \quad (6)$$

Eq. (5) is applied to both the spout and downcomer regions. The minus and plus signs presented in Eq. (6) are employed to the spout and downcomer regions, respectively.

To set the boundary conditions of Eqs. (5) and (6), we assume that the outlet conditions of grain for each region are the inlet conditions of the subsequent region and thus we obtain:

For the spout region,

$$\begin{array}{ll} y=0, & t=0 \\ & t>0 \\ & \\ y=0, & t=0 \\ & t>0 \end{array} \quad \begin{array}{ll} T_p = T_{p,in} & M = M_{in} \\ T_p = T_p \text{ (ending of downcomer period)} & \\ M = M \text{ (ending of downcomer period)} & \\ T = T_{a,in} & W = W_{amb} \\ T = T_{a,in} & W = W_{mix} \end{array}$$

where W_{mix} is the humidity of recirculation air mixing to ambient air. For the downcomer region,

$$\begin{array}{ll} y=0 & \\ & \\ y=L, & t=0 \\ & t>0 \end{array} \quad \begin{array}{ll} T_p = T_p \text{ (ending of spouting period)} & \\ M = M \text{ (ending of spouting period)} & \\ T_a = T_{a,in} & W = W_{amb} \\ T_a = T_{a,in} & W = W_{mix} \end{array}$$

TWO-REGION MODEL FOR BATCH DRYING

To develop the two-region model, the rate of circulation of grain has to be determined in order to estimate the value of the mass flux of corn (G_p) by dividing the grain circulation rate with the relative cross-sectional area of an elementary thin layer. Kalwar and Raghavan (1993) have reported grain circulation rates in a two-dimensional spouted bed. The convective air-grain heat transfer coefficient for the spout region is given by the correlation of Janewijitsakul (2000) who studied batch drying of corn in a two-dimensional spouted bed:

$$Nu_s = \frac{h_s D_p}{k_a} = 0.02204 H_b^{-0.1217} Re^{0.8278} Pr^{1/3} \quad (7)$$

An empirical overall bed heat transfer coefficient for a two-dimensional spouted bed given by Kudra *et al.* (1989) is used to estimate the convective heat transfer coefficient for the downcomer region.

Drying Rate Equation

Assuming a constant diffusion coefficient, the equation of one-dimensional diffusion for spherical geometry with initial and boundary conditions to describe the moisture transfer are:

$$\begin{array}{l} \frac{\partial M}{\partial t} = D \left[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \left(\frac{2}{r} \right) \frac{\partial M}{\partial r} \right] \\ \\ t=0, \quad 0 \leq r \leq r_0 \quad M = M_{in} \\ t>0, \quad r=r_0 \quad M = M_{eq} \\ \quad \quad \quad r=0 \quad \frac{\partial M}{\partial r} = 0 \end{array} \quad (8)$$

D is effective diffusion coefficient. It was reported by Chinnaboon (2000) as follows:

$$D = 2.82995(R_p)^2 \exp(-4338.695/T) \exp(-1.83838M) \quad (9)$$

The air leak-off rates into the downcomer region are obtained from the experimental results according to Janewijitsakul (2000).

The average moisture content $\bar{M}(t)$ of corn is obtained by integrating $M(r, t)$ over the entire sphere volume.

$$\bar{M}(t) = \frac{4\pi}{V} \int_0^{R_p} r^2 M(r, t) dr \quad (10)$$

The heat transfer area of particles per unit bed volume for each region is obtained from:

$$a_p = 6(1 - \epsilon)/D_p \quad (11)$$

where the value of ϵ for the spout region is 0.93 (Janevijiitsakul (2000)) and 0.40 for the downcomer region which is a typical value for fixed beds (Phudphong (1988) and Brooker *et al.* (1992)).

Knowing the particle circulation rate ($\dot{m}_p$), the particle velocity can be determined from:

$$V_p = \dot{m}_p / (\rho_b(1 - \epsilon)A) \quad (12)$$

The dwell time in the spout region is calculated as follows:

$$t_s = H_s / V_{p,s} \quad (13)$$

where H_s and $V_{p,s}$ are spout height and particle velocity in the spout (assumed constant), respectively.

Similar to Eq. (12), the time taken by the grain in the downcomer can be determined corresponding to the bed height and grain velocity of the downcomer. Otherwise the empirical equation by Kudra *et al.* (1992) can also be used.

The exit air temperature and humidity ratio are the mixed conditions of the air leaving the spout and downcomer regions and can be expressed as follows:

$$\begin{aligned} \text{Exit air temp.} &= (\text{air ratio into the spout}) \\ &\quad \times (\text{temp. of air leaving the spout}) \\ &\quad + (\text{air leak-off ratio into the downcomer}) \\ &\quad \times (\text{temp. of air leaving the downcomer}) \end{aligned} \quad (14)$$

$$\begin{aligned} \text{Exit humidity ratio} &= (\text{air ratio into the spout}) \\ &\quad \times (\text{humidity ratio of air leaving the spout}) \\ &\quad + (\text{air leak-off ratio into the downcomer}) \\ &\quad \times (\text{humidity ratio of air} \\ &\quad \text{leaving the downcomer}) \end{aligned} \quad (15)$$

The inlet air at the dryer entrance comprises of the recycled and the ambient air. Thus the inlet air humidity can be determined by:

$$\begin{aligned} \text{Inlet air humidity ratio} &= (\text{recycle air ratio}) \times (\text{exit air humidity ratio}) \\ &\quad + (1 - \text{recycle air ratio}) \\ &\quad \times (\text{ambient humidity ratio}) \end{aligned} \quad (16)$$

Properties and Thermodynamics Equations

Expressions for properties of product and thermodynamics equations obtained from literature for corn and air-water system are listed in Tables 1 and 2.

SOLUTION ALGORITHM

For modeling drying mechanism accompanied by two regions, it is considered that drying procedure consists of a set of drying stages in the spout and downcomer regions (Figure 2). The grain alternates between drying in the spout and downcomer regions until reaching the end of the drying period. Thus, the conditions of the grains leaving one region are used

Table 1. Properties Used for Simulation

Eqn.#	Property	Expression	Ref.	Unit
17	λ	$(2502 - 2.386T)(1 + 4.35 \exp(-28.25M)) \times 10^3$	[20]	J/kg
18	M_{eq}	$[\ln(1 - RH)/(c_1 T_{abs})^{1/c_2}] / 100$	[19]	kg/kg
19	C_{pw}	$c_1 = -3.0740 \times 10^{-5}$, $c_2 = 1.8156$		
20	ρ_b	$1.465 \times 10^3 + 35.6(M/(1 + M))$ $698 + 110.5M$	[2] [19]	J/kg K kg/m ³

Table 2. Thermodynamic of Air and Water Systems [14,16]

Eqn.#	Property	Expression	Unit
21	RH	$RH = 101.3W / (0.62189 P_{vs} + WP_{vs})$	Decima
22	P_{vs}	$P_{vs} = 100 \exp(27.0214 - 6887/T_{abs} - 5.31 \ln(T_{abs}/273.16))$	Pa
23	c_a	$c_a = 1.00926 \times 10^3 - 4.0403 \times 10^{-2}T + 6.1759 \times 10^{-4}T^2 - 4.097 \times 10^{-7}T^3$	J/kg K
24	k_a	$k_a = 2.425 \times 10^{-2} + 7.889 \times 10^{-5}T - 1.790 \times 10^{-7}T^2 - 8.570 \times 10^{-12}T^3$	W/m K
25	ρ_a	$\rho_a = 101.325 / (0.287 T_{abs})$	kg/m ³
26	μ_a	$\mu_a = 1.691 \times 10^{-5} + 4.984 \times 10^{-3}T - 3.187 \times 10^{-11}T^2 + 1.319 \times 10^{-14}T^3$	kg/m s
27	c_v	$c_v = 1.883 \times 10^3 - 1.6737 \times 10^{-1}T + 8.4386 \times 10^{-4}T^2 - 2.6966 \times 10^{-7}T^3$	J/kg K
28	c_w	$c_w = 2.8223 \times 10^3 + 11.828 T - 3.5043 \times 10^{-2}T^2 + 3.601 \times 10^{-5}T^3$	J/kg K

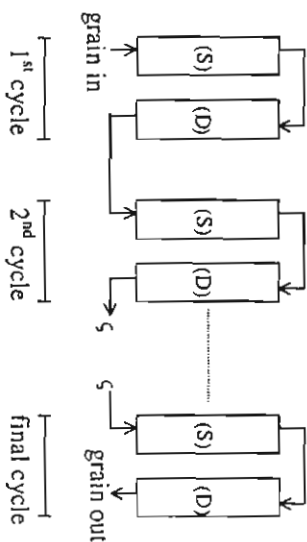


Figure 2. Schematic of grain circulation of two regions. (S – spool region, D – downcomer region).

as input conditions of the grains entering the other region. The procedure of solution of the governing equations involves the following steps:

For the Spout Region

1. The spout region is considered to consist of a group of elementary thin layers stacked one upon the other. For a given depth of thin layer and a fixed velocity of grain, one can automatically determine a required time step.

TWO-REGION MODEL, FOR BATCH DRYING

By applying the diffusion drying equation (Eq. (8)), moisture profiles inside the kernel and change in average moisture content respect to a given time step are determined. The equation is solved numerically using the well-known Crank-Nicholson implicit method.

2. Knowing the inlet air and grain conditions of any given layer, final conditions are calculated at the end of a required time step by solving Eqs. (5) and (6) using the 4th Runge-Kutta method. The outlet air humidity can be determined with mass balance equation (Eq. (1)). The entire procedure is repeated for subsequent layers until reaching the top layer of spout height.

For the Downcorner Region

3. The grain conditions at the exit of the spout region are specified as the inlet conditions for the downcomer region. The calculation starts at the elementary thin layer at the top of downcomer region, but only the inlet grain conditions are known. Under such problem, the initial conditions of air need to be guessed in order to determine the leaving conditions of air and grain for a given elementary thin layer. Considering the first iteration, the conditions of inlet air (at the entrance of dryer) are used as initial guess conditions and applied to each elementary thin layer. In the manner analogous to that of the spout region, four differential equations i.e. Eqs. (8), (5), (6) and (1) are solved sequentially by numerical method. Then the final conditions of air for each layer are obtained and employed as initial conditions of a subsequent iteration. The entire procedure is repeated until the solution is converged.

4. Return to step 1 for the next grain movement (cycle). The final grain conditions of the bottom layer of the downcomer region are used as the initial conditions of the spout region for a subsequent cycle. The calculations are repeated until reaching the end of drying period.

RESULTS AND DISCUSSION

The simulation results are validated with experimental data for batch drying of corn in a two-dimensional spouted bed unit (Figure 3) studied by Jancvijitsakul (2000). The operating conditions and the fixed bed dimensions used to validate the model are presented in Tables 3 and 4, respectively. The model was simulated with elementary thin layers with thickness of one centimeter for both regions. A few centimeters thickness can also be

Table 3. Operating Conditions for Model Validation

Parameter	Test no.		
	1	2	3
Inlet air temperature (°C)	130	140	150
Ambient temperature, db/wb (°C)	27/25	30/26	29/26
Initial grain temperature (°C)	24	27	27
Initial moisture content (%d.b.)	38.5	36.9	37.0
Hold-up (kg)	30	30	30
Grain diameter (m)	0.008	0.008	0.008
Total air flow rate (kg dry/s)	0.28	0.29	0.25
Air leak-off rate into the downcomer (%)	17	20	17
Recirculation air ratio (%)	72	69	71

Table 4. Geometric Parameters of the Spouted Bed

Bed dimensions	Value
Spout height (m)	1.45
Entrance height (m)	0.125
Spout width (m)	0.08
Bed width (m)	0.54
Bed height (m)	0.75
Slot width (m)	0.04
Slant angle (degrees)	60

practical considerations. Data in Figure 3 also show that the relationship of change in moisture content with time could be considered as constant rate. These results appeared to be supported by the works of Weichakama *et al.* (1999) and Nugen (2000).

Moisture Profile and Moisture Distribution in the Downcomer

Figure 5 displays the change in moisture profile inside the kernel with drying time corresponding to four bed heights. No moisture relaxation but gentle drying was observed during the grain movement from top to bottom of downcomer. This was indicated by shifts in moisture profile, which resulted in average moisture reduction of 0.1–0.2% dry basis for each downcomer period (≈ 0.5 min).

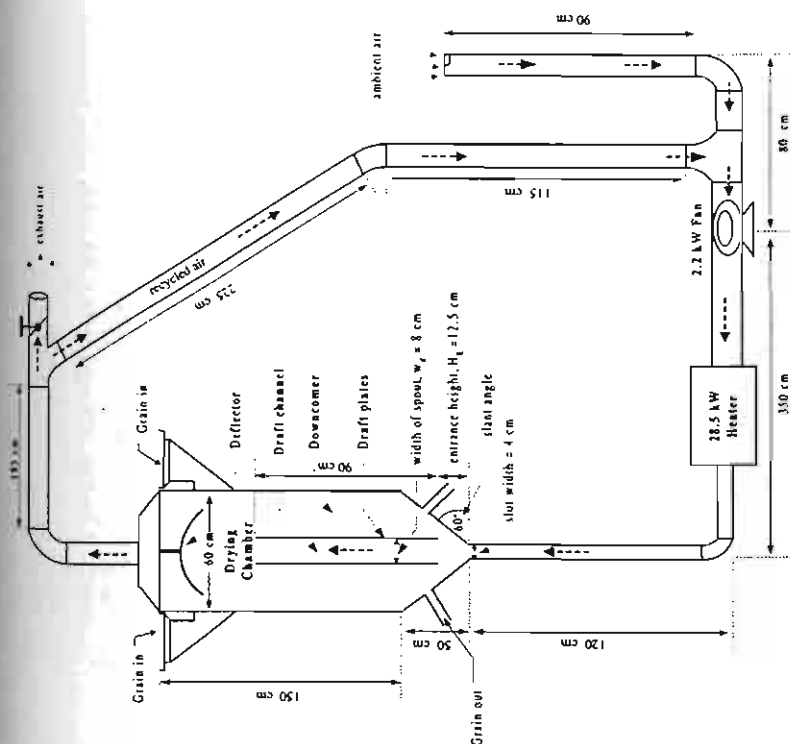


Figure 3. Schematic diagram of the overall experimental set-up.

used with slightly different results. Larger thickness could be used for higher airflow rate.

Variation of Moisture Content

Figure 4 presents the experimental and simulated moisture content for inlet air temperatures of 130, 140 and 150°C, corresponding to the operating conditions of the tests shown in Tables 3 and 4. In all these tests, there was close agreement between experimental and predicted values during the drying period. Differences in simulated and experimental moisture content were less than 1.5% dry basis and may be considered insignificant based on

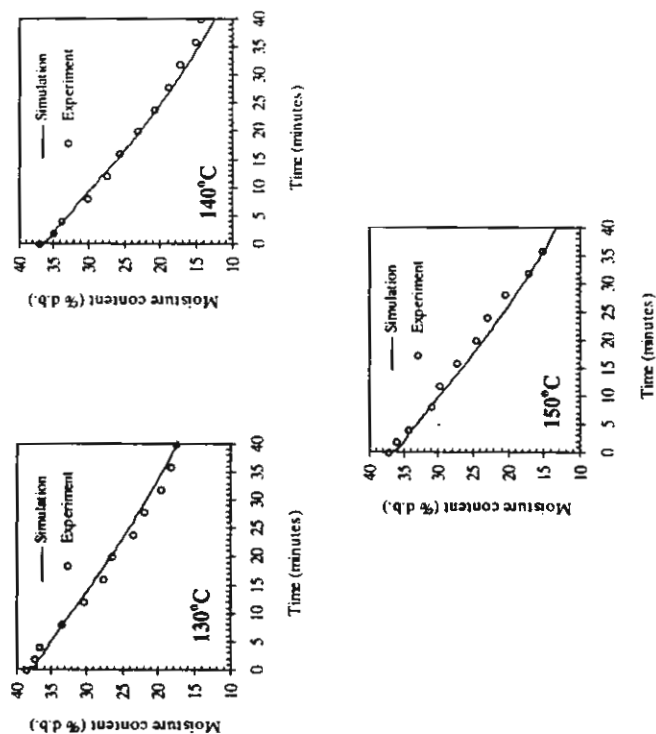
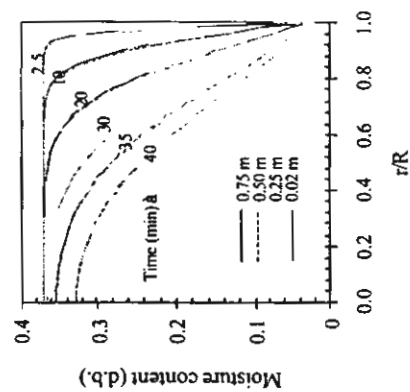


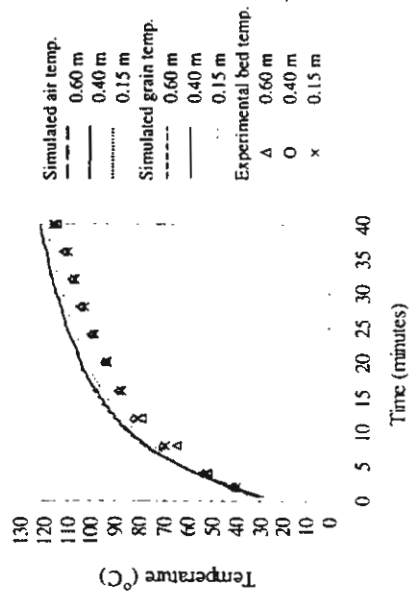
Figure 4. Comparison between experimental and simulated moisture contents with time. (inlet air temp., 130, 140, 150°C; hold-up 30 kg).



Temperature Distribution in the Downcomer

Figure 6 shows the temperature evolution inside the downcomer with deepest bed of 0.75 m (test no. 3). The experimental results were compared to the simulated temperatures of air and grain for the given bed heights of 0.15, 0.40 and 0.60 m. It should be noted that the measured bed temperature presented the values somewhere between air and grain temperatures. Figure 6 exhibited a reasonable trend of agreement between the experimental and simulated results. The deviations were less than 10%. The simulated and experimental results demonstrated that the grain temperature increased rapidly during the first 10 minutes and thereafter the increasing rate gradually decreased. Because there were large temperature differences between air and grain at the start of drying with a consequence of enhancing heat transfer rate.

It is worth to point out that the simulated temperature curves of air for various bed heights almost coincide. Similar results also appear for grain temperatures. This is in line with the experimental results of bed temperatures. In addition, the predicted results showed that the grain temperatures at any layers above 0.15 m in height were very close to the air temperatures at relative layers. This was caused by the low mass ratio of air to grain in the downcomer region. Similar results were found for all experiments. Therefore, thermal equilibrium and isothermal bed could be reasonably made to develop the simplified model for the downcomer region with sufficient bed height.



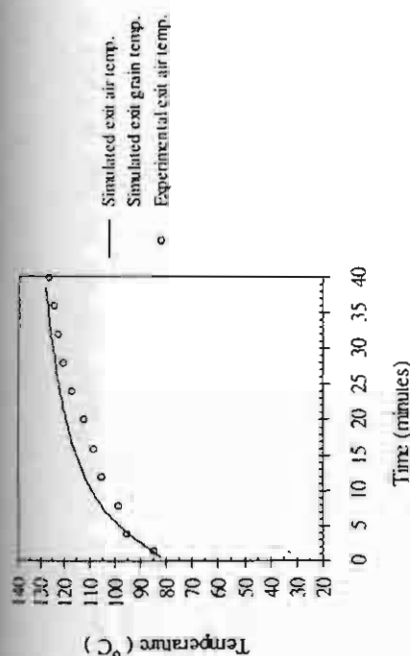


Figure 7. Evolution of exit air temperatures. (inlet air temp., 150°C; hold-up 30 kg).

Evolution of Exit Air and Grain Temperatures

Figure 7 presents the simulated and experimental exit air temperatures (measured at the outlet of dryer) according to test no. 3. It is clear that the model produced results that conform to experimental results. The errors between the experimental and simulated results were less than 10%. The predicted curves of exit air and grain temperatures showed that the grains did not approach to thermal equilibrium with the air especially for the first half of the drying period. Similar phenomena also appeared for other tests. This means that it may not be really proper to predict the grain temperature by assuming thermal equilibrium. These results were confirmed by the previous study of Zurith and Singh (1982) and the recent work of Nugen (2000).

The discrepancies between the simulated and the experimental results appearing in Figures 6 and 7 were partly attributed to the simplifying assumptions made in the development of the model, i.e. plug flow type, neglect of heat losses as well as due to uncertainties in the experimental measurements of grain temperature and moisture content.

CONCLUSIONS

A two-region model of a spouted bed was developed to predict changes in the air and grain temperatures and moisture content during batch drying of a grain, which is diffusion-controlled. The model was

validated with the experimental results of batch drying of corn using a two-dimensional spouted bed. Analysis of the solution was based on treating air-grain interaction in the spout and downcomer separately. In general, the results of the simulation compared well with the data obtained from the experiments. The simulation results show that the exit air and grain do not approach thermal equilibrium conditions. Moreover, it is important to note that drying and heating occur in both the spout and downcomer regions with a certain leak-off air from the spout to the downcomer region.

NOMENCLATURE

Symbols

A	cross-sectional area of elementary thin layer, m^2
a_p	surface area of particles per unit bed volume, m^2/m^3
c_a	specific heat of dry air, $J/kg\ K$
c_p	specific heat of dry particles, $J/kg\ K$
c_{pw}	specific heat of wet product, $J/kg\ K$
D	effective diffusion coefficient, m^2/s
D_p	equivalent particle diameter, m
G	mass flux, $kg\ dry/m^2\ s$
h	convective heat transfer coefficient, $J/m^2\ K$
H_b	bed height, m
H_s	spout height, m
k_a	thermal conductivity of dry air, $W/m\ K$
M	moisture content, decimal d.b.
$\bar{M}$	average moisture content, decimal d.b.
$\dot{m}$	mass flow rate, $kg\ dry/s$
δQ	heat transfer by convection, W
P_{vs}	saturated vapor pressure, Pa
r	radial distance from center of sphere, m
R_p	equivalent particle radius, m
RH	relative humidity, decimal
t	time, s
T	temperature, $^{\circ}C$
V_p	velocity of particles, m/s
V_n	superficial velocity of air, m/s
V	volume of a single particle, m^3
W	air humidity, $kg\ water\ vapor/kg\ dry\ air$

Greek letters

ε	bed porosity, -
μ	viscosity, kg/ms
ρ_a	density of dry air, kg/m ³
ρ_b	bulk density of particles, kg/m ³
λ	heat of evaporation, J/kg

Subscripts

a	air
abs	absolute
amb	ambient
d	downcomer region
eq	equilibrium
in	initial
mix	mixing
p	particle
s	spout region
v	vapor
w	water

Dimensionless groups

Nu	Nusselt number, hD_p/k_a
Pr	Prandtl number, $c_{p,a} \mu_a / k_a$
Re	Reynolds number, $D_p V_a \rho_a / \mu_a$

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support.

REFERENCES

- Becker, H.A. and Sallans, H.R., 1960, Drying Wheat in a Spouted Bed, *Chem. Eng. Sci.*, 13, pp. 97-112.
 Brooker, D.B., Bakker, F.W. and Hall, C.W., 1992, *Drying and Storage of Grain and Grain Products*, 2nd ed., Marcel Dekker, New York.

TWO-REGION MODEL FOR BATCH DRYING

- Chinnaboon, K., 2000, Effect of Tempering on Quality of Corn after Fluidized Bed Drying, M. Eng. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
 Devahastin, S., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1998, Diffusion-Controlled Batch Drying of Particles in a Novel Rotating Jet Annular Spouted Bed, *Drying Technology*, 16(3-5), pp. 525-543.
 Gong, Z.X., Devahastin, S. and Mujumdar, A.S., 1997, A Two-Dimensional Finite Element Model for Wheat Drying in a Novel Rotating Jet Spouted Bed, *Drying Technology*, 15(2), pp. 575-592.
 Janevitsakul, K., 2000, Two-Dimensional Spouted Bed Corn Drying, M. Eng. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
 Jumah, R.Y., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1996, A Mathematical Model for Constant and Intermittent Batch Drying of Grains in a Novel Rotating Jet Spouted Bed, *Drying Technology*, 14(3-4), pp. 765-802.
 Jumah, R.Y., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1997, A Mathematical Model for Constant and Intermittent Batch Drying of Grains in a Novel Rotating Jet Spouted Bed, *Mathematical Modeling and Numerical Techniques in Drying Technology*, A.S. Mujumdar and I. Turner (Ed.), New York, Basel and Hong Kong, pp. 339-380.
 Kalwar, M.I. and Raghavan, G.S.V., 1993a, Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates, *Drying Technology*, 11(2), pp. 339-354.
 Kalwar, M.I. and Raghavan, G.S.V., 1993b, Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds with draft plates, *Powder Tech.*, 77, pp. 233-242.
 Kudra, T., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1989, Gas-to-Particle Heat Transfer in Two-Dimensional Spouted Beds, *Int. Comm. Heat and Mass Transfer*, 16(5), pp. 731-741.
 Kudra, T., Mujumdar, A.S., Raghavan, G.S.V. and Kalwar, M.I., 1992, Two-Dimensional Spouted Beds: Some Hydrodynamic, Heat Transfer and Drying Characteristics, *Drying of Solids*, A.S. Mujumdar (Ed.), Oxford & IBH Publishing Co., New Delhi, India.
 Mujumdar, A.S., 1984, Spouted Bed Technology: A brief review, *Drying '84*, Hemisphere, Washington, pp. 151-157.
 Mujumdar, A.S., 1995, *Handbook of Industrial Drying*, Appendix, 2nd ed., Marcel Dekker, Inc., New York.
 Nguyen, L.H., 2000, *Evaluation of a Modified Spouted Bed Drying Process*, M. Eng. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.

- Pakowski, Z., Bartczak, Z., Strumillo, C. and Stenstrom, S., 1992, Evaluation of Equations Approximating Thermodynamic and Transport Properties of Water, Steam and Air for Use in CAD of Drying Processes, *Drying Technology*, 9, pp. 753-773.
- Pallai, E., Szentmarjay, T. and Mujumdar, A.S., 1995, Spouted Bed Drying, Ch. 13 in *HandBook of Industrial Drying*, Vol. 1, A.S. Mujumdar (Ed.), Marcel Dekker, Inc., New York, pp. 453-488.
- Passos, M.L., Mujumdar, A.S. and Raghavan, G.S.V., 1987, Spouted Bed Drying: Principles and Design Consideration in Drying, Vol. 4, A.S. Mujumdar (Ed.), Hemisphere, New York, pp. 359-398.
- Phudphong, A., 1988, The Study of Parameters for the Analysis and Design of Corn Drying, M. Sci. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
- Thompson, T.L., Peart, R.M. and Foster, G.H., 1968, Mathematical Simulation of Corn Drying: A New Model, trans. ASAE 11(4), pp. 582-586.
- Wetchacama, S., Soponronnarit, S., Swadisevi, T., Panich-ing-orn, J. and Suthicharoenpanich, S., 1999, Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique, Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC '99), Bali, Indonesia, 24-27 October 1999, pp. 300-307.
- Zahed, A.H. and Epstein, N., 1992, Batch and Continuous Spouted Bed Drying of Cereal Grains: The Thermal Equilibrium Model, *Can. J. Chem. Eng.*, 70, pp. 945-953.
- Zahed, A.H. and Epstein, N., 1993, On the Diffusion Mechanism during Spouted Bed Drying of Cereal Grains, *Drying Technology*, 11(2), pp. 339-354.
- Zuritz, C.A. and Singh, R.P., 1982, Simulation of Rough Rice Drying in a Spouted Bed, *Drying '82*, A.S. Mujumdar (Ed.), McGraw-Hill Hemisphere, New York, pp. 239-247.

DESIGN, TESTING, AND OPTIMIZATION OF VIBRO-FLUIDIZED BED PADDY DRYER

Somchart Soponronnarit,* Somboon Welchacama,
Suwat Trutassanawin,[†] and Wuttikorn Jaritatonitvairit[†]

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

ABSTRACT

The objectives of this research were to design, construct and test a prototype of vibro-fluidized bed paddy dryer with a capacity of 2.5–5.0 t/h and develop a mathematical model that determines optimum operating parameters. Experimental drying conditions were: air flow rate, 1.7 m³/s; bed velocity, 1.4 m/s; average drying air temperature, 125–140°C; residence time of paddy, approximately 1 minute; bed height, 11.5 cm; fraction of air recycled, 0.85 and vibration of intensity, 1 (frequency, 7.3 Hz and amplitude, 5 mm). Moisture content of paddy with a feed rate of 4821 kg/h was reduced from 28 to 23%

*Corresponding author. E-mail: Somchart.Sop@kmutt.ac.th

[†]Graduate students, KMUTT.

d.b. Specific primary energy consumption (SPEC) was 6.15 MJ/kg-water evaporated. Electrical power of blower motor and vibration motor was 55% as compared to electrical power of blower motor used in fluidized bed drying without vibration. Comparison between the experimental and simulated results showed that the mathematical model could predict fairly well. To find out optimum operating parameters, the grid search method was employed with criteria based on acceptable moisture reduction and quality and minimum energy consumption.

Key Words: Dehydration; Fluidization; Grain; Vibration

INTRODUCTION

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) studied drying of high moisture content paddy using fluidization technique. The factors affected on paddy quality after drying and energy consumption were investigated. The experimental conditions were as follows: drying air temperature of 100–150°C, specific air flow rate of 0.13–0.33 kg/s/kg dry matter and initial moisture contents of paddy of 28–40% d.b. The result showed that drying rate increased with specific airflow rate and/or temperature of drying air. Energy consumption decreased when specific airflow rate increased or fraction of air recycled increased. The suggestions to obtain good paddy quality in terms of head rice yield and rice whiteness were: drying air temperature should be lower than 115°C and moisture content of paddy after drying should not be lower than 24–25% d.b. The study and development of paddy drying using fluidization technique was continued and succeeded in 1996, a prototype of fluidized bed dryer was constructed. The commercial fluidized bed dryers with capacities of 5 and 10 t/h were constructed and had been sold for more than 100 units since the beginning of 1996. The conditions of paddy drying were as follows: drying air temperature in range of 120–150°C, drying air velocity approximately 2.0–2.3 m/s and fraction of air recycled approximately 0.8.

Rysin (1992) studied food product drying using vibro-fluidization technique. It was found that vibration intensity should be lower than 3.3. The suitable values of vibration intensity and amplitude were 1.5–2.0 and 5–10 mm, respectively. Ringer and Mujumdar (1982) designed a chart which provided to aid in the selection of the operating parameters of drying by using vibro-fluidization technique (the ratio of bed velocity to minimum fluidized bed velocity and vibration intensity not more than 1.1 and 3.3, respectively). Han et al. (1990)

drying characteristics of a continuous pilot-plant vibro-fluidized bed dryer. Wheat particles and BYN (trade name Biyanning, a medication for rhinitis) were used as testing materials. Operating variables in the study included vibration intensity, mass flow rate of air, feed rate, inlet air temperature, and particle size. The flow of particles in the dryer was considered as plug flow. It was found that vibration intensity was the most significant factor affecting particle mean residence time and drying rate. As vibration intensity increased, mean residence time decreased and drying rate increased.

From the past research, it can be concluded that the appropriate operating conditions of paddy drying using fluidization technique to obtain good paddy quality were as follows: moisture content of paddy after drying not lower than 23% d.b., bed height of 10–15 cm, drying air temperature not higher than 150°C. For drying using fluidization technique with vibration, it was recommended that vibration intensity and amplitude should be in range of 1.0–3.3 and 5–10 mm, respectively, and low frequency should be used to avoid the deterioration of vibration system.

According to the success of commercialization of fluidized bed paddy dryers in various countries and requirement to reduce electrical power of blower motor, the objectives of this research are therefore to design, construct, and test a commercial-scale vibro-fluidized bed paddy dryer with capacity of 2.5–5.0 t/h and develop a mathematical model that determines optimum operating parameters.

MATERIALS AND METHODS

Design and Experiment of Prototype

A vibro-fluidized bed paddy dryer with capacity of 5 t/h was fabricated by Rice Engineering Supply Co., Ltd. and tested at Thanyakanwangphet Rice Mill, Suphanburi province, Thailand. The unit comprised of a diesel burner and combustion chamber, a backward-curved-blade centrifugal fan driven by a 7.5 kW motor, 0.6 × 2.1 × 1.2 m drying chamber and 0.6 × 2.1 m perforated steel sheets with 0.5 mm thickness and 1.1 mm hole diameter. The vibration system comprised of cams, coil springs, watch springs, 1.5 kW vibration motor (frequency of 7.3 Hz, vibration intensity of 1 and vertical amplitude of 5 mm), hopper, rotary feeder, rotary discharger, recycle air duct and cyclone, the details as shown in Figure 1.

During drying, paddy samples before and after drying were kept every 20 minutes to investigate moisture and quality. Before testing of paddy

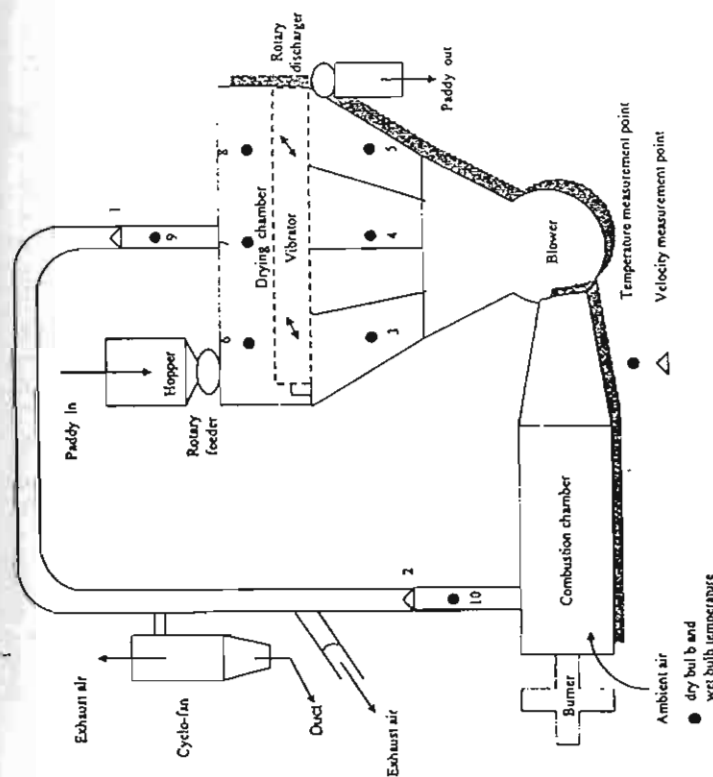


Figure 1. Diagram showing the vibro-fluidized bed paddy dryer.

velocity measurements were shown in Figure 1. Temperatures were measured by type K thermocouple, connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Air velocities were measured by a hot wire anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$ and electrical power was measured by a clamp-on meter with an accuracy of $\pm 0.5\%$.

Dryer Model

Soponronnarit et al. (1996) developed a mathematical model for continuous cross-flow fluidized bed paddy drying with important assumptions that thermal equilibrium between grain and air exists, and both grain flow and air flow are plug type. The model is consisted of several equations including main equations derived from the principle of energy and mass

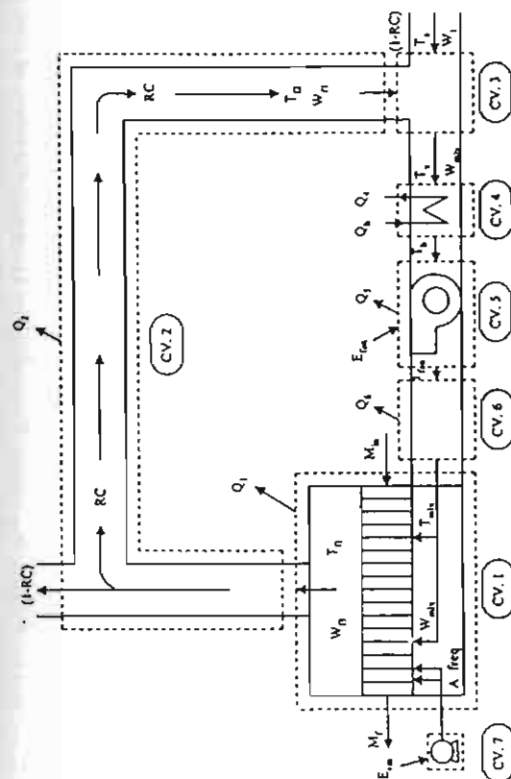


Figure 2. Diagram showing the control volumes of vibro-fluidized bed dryer.

conservation and drying kinetics equation. With additional mechanical vibration, one more equation for predicting energy for vibration is required. Based on Figure 2, details of equations can be written as follows:

$$W_{f1,i} = \frac{h p_i (M_i - M_{i+1})}{m_{\text{mix},i} t_i} + W_{\text{mix}} \quad (1)$$

$$T_{f1,i} = \frac{Q_i / m_{\text{mix}} + c_a T_{\text{mix}} + W_{\text{mix}} (h_{fg} + c_v T_{\text{mix}})}{c_a + W_{f1,i} c_v} - \frac{W_{f1,i} h_{fg} + \Delta U_{p,i}}{c_a + W_{f1,i} c_v} \quad (2)$$

$$W_{\text{mix}} = (1 - RC) W_i + RC W_{f1} \quad (3)$$

$$T_x = \frac{RC m_{\text{mix}} c_a T_p RC m_{\text{mix}} W_{f1} (h_{fg} + c_v T_p) - m_{\text{mix}} W_{\text{mix}} h_{fg}}{m_{\text{mix}} (c_a - W_{\text{mix}} c_v)} + \frac{m_i c_a T_a + m_i W_i (h_{fg} + c_v T_a)}{m_{\text{mix}} (c_a - W_{\text{mix}} c_v)} \quad (4)$$

$$P_i = P_L + P_{bv} \quad (5)$$

$$P_{bv} = P_b \Gamma^{-n} \quad \text{where } n \text{ depends on density and size of particle} \quad (6)$$

$$T_b = T_{fan} - \left(\frac{P_f m_{mix}}{\rho_a \eta_f} + Q_5 \right) / m_{mix} (c_a + c_p W_{mix}) \quad (7)$$

$$Q_h = m_{mix} (c_a + c_p W_{mix}) (T_b - T_x) - Q_4 \quad (8)$$

$$E_{fm} = \frac{P_f (m_{mix} / \rho_a)}{\eta_f \eta_{fm}} \quad (9)$$

$$E_{vm} = \frac{F_f [2\pi r(\text{freq})]}{1000 \eta_{vm}} \quad \text{where } F_f = \mu \rho_{pc} A_b H \cdot g \quad (10)$$

$$\text{MER} = \frac{1000 F (M_{in} - M_f)}{(1 + M_{in})} \quad (11)$$

The method of calculation is based on iteration. T_{fan} is fixed up, W_{f1} is assumed, W_{f2} , W_{mix} and T_{mix} are calculated. The paddy bed in the CV.1 is divided into n thin layers. The change of moisture content of paddy in each layer can be determined by using the empirical drying kinetics equation (see Soponronnarit et al., 1996). From then, Equations (1) and (2) can be used to determine humidity ratio and temperature of outlet air at each layer, respectively. The average temperature and humidity ratio of air that exhausts from the paddy bed including the 1st to n th layers are determined arithmetically. New W_{f1} is then compared to the old one. If the accuracy is accepted, the other variables are calculated.

Optimization

All above-mentioned equations served as the basis for the optimization. To optimize the fluidized bed paddy drying, the first step is to minimize the exit moisture content of grain that is the favorite of rice miller. The second step is to minimize the specific primary energy consumption (SPEC). The grid search method was selected in this study. In the first step, the objective function and constraints are written as follows:

$$\text{Minimize } y_1 = M_f(RC, H, T_{mix}, \Gamma, \text{freq}) \quad (12)$$

Giving the value of fluidized bed velocity of 2.3 m/s and 1.5 m/s for fluidized bed drying and vibro-fluidized bed drying, respectively and paddy

VIBRO-FLUIDIZED BED PADDY DRYER

1897

(Soponronnarit et al., 1999) and the moisture reduction in a single drying pass higher than 4%.

$$\text{Subject to } 0 \leq RC \leq 0.97 \quad (13)$$

$$0.05 \leq H \leq 0.20 \text{ m} \quad (14)$$

$$100 \leq T_{mix} \leq 150^\circ\text{C} \quad (15)$$

$$1.0 \leq \Gamma \leq 2.5 \quad (16)$$

$$5 \leq \text{freq} \leq 25 \text{ Hz} \quad (17)$$

In the second step, the objective function is as follows:

$$\text{Minimize } y_2 = \text{SPEC}(RC, H, T_{mix}, \Gamma, \text{freq}) \quad (18)$$

$$\text{where SPEC} = \text{SHC} + \text{SPC} \quad (19)$$

$$\text{SHC} = \frac{Q_h}{\text{MER}} \quad (20)$$

$$\text{SPC} = \frac{E_t}{\text{MER}} \quad \text{where } E_t = E_{fm} + E_{vm} \quad (21)$$

The solutions are feasible for the outlet moisture content of paddy that is in the range of 0.5% d.b. of the minimum moisture content obtained from the first step. The constraints are the same as those in equations (13)–(17).

RESULTS AND DISCUSSION

Experimental conditions are as follows: paddy feed rate of 4.82 t/h, air flow rate of 1.7 m³/s (velocity, 1.4 m/s), fraction of air recycled of 0.85, drying air temperature in range of 125–140°C and vibration intensity of 1 (frequency, 7.3 Hz and vertical amplitude, 5 mm). Experimental results are presented in Table 1.

Moisture Content of Paddy and Temperature in Drying Chamber

Figure 3 shows the values of temperature at various locations of dryer

Table 1. Performance of the Vibro-fluidized Bed Paddy Dryer (Bed Height 11.5 cm, Bed Velocity 1.4 m/s, Vibration Intensity 1, Fraction of Air Recycled 0.85 and Feed Rate 4821 kg/h)

T_{mix} (°C)	M_{in} (% d.b.)	M_{f} (% d.b.)	T_{po} (°C)	HRV From	AAD (%) From	VFBD (%) From	HRV From	AAD (%) From	RW From	VFBD From	SPC (MJ/kg-water evap.)	SHC (MJ/kg-water evap.)
125	26.8	23.7	62	33.0	32.5	37.0	42.4	41.5	42.9	0.77	5.47	4.69
133	24.1	20.7	63	35.2	37.5	37.0	41.5	42.5	41.0	0.66	4.69	3.80
140	28.0	23.0	64	32.0	32.0	37.0	42.5	41.2	41.2	0.48	3.80	

Remarks: AAD = Ambient air drying.

HRV = Head rice yield.

RW = Rice whiteness.

T_{po} = Paddy temperature at drying chamber outlet.

VFBD = Vibro-fluidized bed drying.

T_{mix} (°C)		M_{in} (% d.b.)		M_{f} (% d.b.)		T_{po} (°C)		T_{h} (°C)		T_{a} (°C)		T_{d} (°C)	
Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.
130	3.12	0.115	25.9	119.7	123.6	3.3	22.5	22.6	0.4	65.2	76.2	16.9	6.45
140	4.72	0.147	26.7	129.5	133.4	3.0	23.3	23.9	2.5	65.8	77.5	17.8	4.83
150	5.10	0.150	26.1	139.4	142.5	2.2	23.4	23.3	-0.3	62.2	80.9	30.0	6.01
130	4.82	0.115	26.8	124.9	124.3	-0.5	23.7	24.1	1.7	56.0	71.7	27.9	5.47
Diff. = difference.													
Exp. = experimental results.													
Sim. = simulated results.													

Table 2. Comparison Between Experimental and Simulated Results of Vibro-fluidized Bed Paddy Drying

T_{mix} (°C)		M_{in} (% d.b.)		M_{f} (% d.b.)		T_{po} (°C)		T_{h} (°C)		T_{a} (°C)		T_{d} (°C)	
Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.
130	3.12	0.115	25.9	119.7	123.6	3.3	22.5	22.6	0.4	65.2	76.2	16.9	6.45
140	4.72	0.147	26.7	129.5	133.4	3.0	23.3	23.9	2.5	65.8	77.5	17.8	4.83
150	5.10	0.150	26.1	139.4	142.5	2.2	23.4	23.3	-0.3	62.2	80.9	30.0	6.01
130	4.82	0.115	26.8	124.9	124.3	-0.5	23.7	24.1	1.7	56.0	71.7	27.9	5.47
Diff. = difference.													
Exp. = experimental results.													
Sim. = simulated results.													

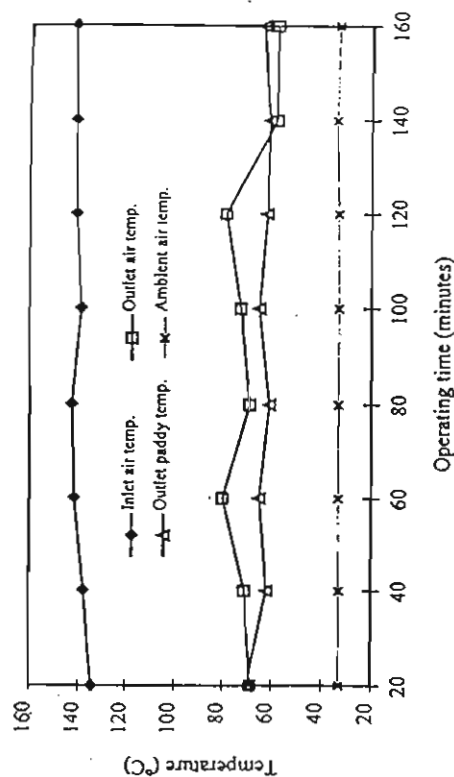


Figure 3. Evolution of temperatures at various locations. (vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, average inlet moisture content = 28.0% d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, average outlet moisture content = 23.0% d.b.).

found that the average paddy temperature at the outlet of drying chamber was 64°C. Figure 4 shows the inlet and outlet moisture contents of paddy, the average of these values were 28 and 23% d.b., respectively.

Paddy Quality

In order to investigate the percentage of head rice yield, paddy samples before and after drying were kept every 20 minutes. It was found that average percentages of head rice yield of paddy samples dried by ambient air and vibro-fluidized bed dryer (in case of average inlet drying air temperature was 140°C) were 32.0 and 37.0, respectively. Head rice yield obtained from ambient air drying was approximately 5% lower, as shown in detail in Figure 5. This resulted from high enough initial moisture content of paddy as well as from using suitable drying air temperature (140°C) within short drying time (approximately 1 minute). Consequently, partial gelatinization occurred in paddy kernel especially at the surface, which was the same as the results from the study of paddy drying using fluidization technique by Taveerattapanish et al. (1999).

From the rice colour test of paddy samples dried by ambient air and vibro-fluidized bed dryer, it was found that average rice colour was 42.5

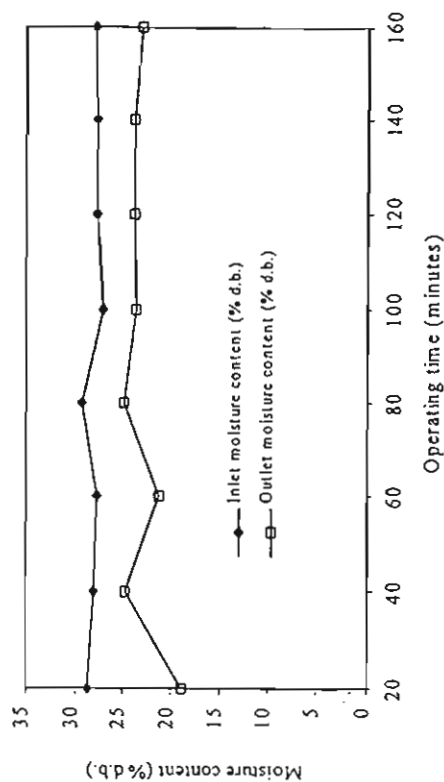


Figure 4. Evolution of inlet and outlet moisture content of paddy. (average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s).

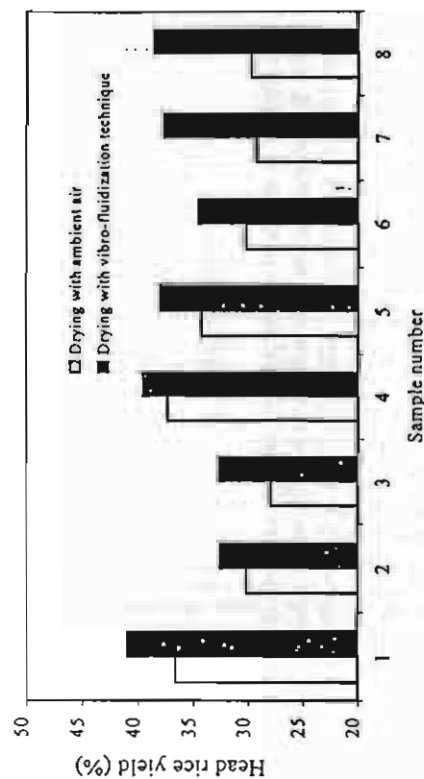


Figure 5. Comparison between head rice yield obtained from vibro-fluidized bed dryer and ambient air drying. (average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, average inlet moisture content = 28.0% d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, average outlet moisture content = 23.0% d.b.).

and 41.2, respectively (according to scale of whiteness measuring instrument, type Kett C-300), with approximately 1.3 difference, as shown in detail in Figure 6. The difference is small as per in terms of practice of rice mill in Thailand, rice whiteness over 36 is normally accepted.

Specific Energy Consumption

In using vibro-fluidized bed dryer, total electrical power consumption was 9646 W, divided into electrical power consumption of each component as follows:

1. Blower = 55.0%
2. Vibration motor = 10.4%
3. Rotary feeder = 6.4%
4. Rotary discharger = 7.1%
5. Elevator = 13.0%
6. Burner = 8.1%

The results showed that average primary energy consumption was 723 MJ/h, of which 88 MJ/h was electrical energy in terms of primary energy (multiplied by 2.6) and 635 MJ/h was thermal energy. Drying rate was

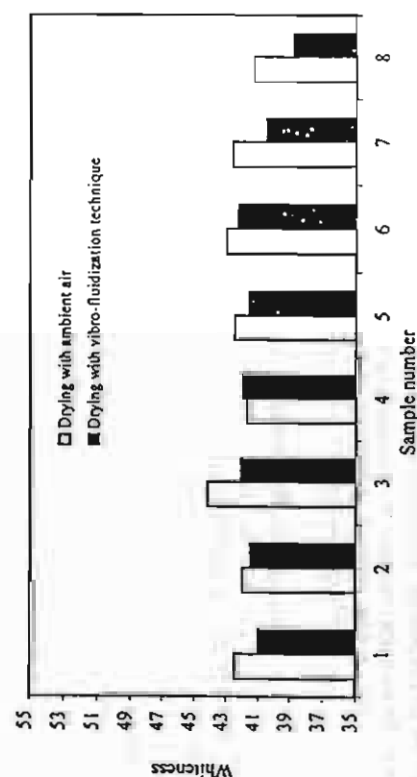


Figure 6. Comparison between rice whiteness obtained from vibro-fluidized bed dryer and ambient air drying. (average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, average inlet moisture content = 28.0% d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, average outlet moisture content = 23.0% d.b.).

118 kg water/h. The total average specific primary energy consumption was 6.15 MJ/kg-water evaporated, close to that of paddy drying using fluidization technique without vibration. Electrical power of blower motor and vibration motor was 55% as compared to electrical power of blower motor used in paddy drying using fluidization technique without vibration (Soponronnarit et al., 1998).

Cost Analysis

The fabrication cost of vibro-fluidized bed dryer was 450,000 baht including labor cost and installing cost. (US\$ 1 = 40 baht). It was assumed that the service life was 10 years, annual interest rate was 18% and salvage value was 10% of fixed cost. Other costs were based on the test results as follows: drying capacity of 4.82 t/h, initial and final moisture contents of paddy of 28 and 23% d.b., respectively and drying rate of 190 kg water/h. It was also assumed that the operating time of dryer is 90 days/year. The cost analysis was divided into two cases as follows: 1) In case of operating time of dryer 12 hours/day and 2) In case of operating time of dryer 24 hours/day. The results from cost analysis are as follows:

- 1) In case of operating time of dryer 12 hours/day, the total drying cost was 305,015 baht/year which was divided into fabrication cost, 100,131 baht/year; diesel consumption cost, 170,726 baht/year; electrical energy cost, 16,070 baht/year; maintenance cost, 20,000 baht/year and salvage value, 1,913 baht/year. Therefore, the total specific drying cost was 59 baht/ton of paddy (1.50 baht/kg-water evaporated) of which 19 baht/ton of paddy (0.5 baht/kg-water evaporated) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evaporated) was operating cost.
- 2) In case of operating time of dryer 24 hours/day, the total specific drying cost was 49.5 baht/ton of paddy (1.25 baht/kg-water evaporated) of which 9.50 baht/ton of paddy (0.25 baht/kg-water evaporated) was the fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evaporated) was the operating cost.

Accuracy of the Dryer Model

Table 2 shows the comparison between the simulated and experimental results of inlet air temperature, outlet air temperature, final moisture content, specific heat consumption, specific electrical consumption in terms of primary energy. The difference between the simulated and experimental inlet air

temperatures is relatively small while it is large for the outlet air temperature, i.e. up to 30.0%, due to air leakage around the flexible connected part while the model does not take this cause into account. The difference between the simulated and experimental final moisture content, specific heat consumption and specific electrical consumption in terms of primary energy (multiplied by 2.6) is less than 2.5%, 13.0%, and 12.3%, respectively.

Optimization

The mathematical model for the vibro-fluidized bed paddy dryer was validated with the experimental results and found that the model predicted drying rate and energy consumption fairly well. For fluidized bed paddy drying without vibration with capacity of 5 t/h, initial moisture of paddy of 30% d.b., and drying air velocity of 2.3 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature of 150°C, fraction of air recycled of 0.93 and bed height of 11.9 cm. SPEC and final moisture content were 5.74 MJ/kg-water evaporated and 24.9% d.b., respectively. For vibro-fluidized bed paddy drying with drying air velocity of 1.5 m/s, the optimum operating parameters were as follows: drying air temperature of 143°C; fraction of air recycled of 0.83; bed height of 9.9 cm; frequency of 5 Hz and vibration intensity of 2.5. SPEC and final moisture content were 5.36 MJ/kg-water evaporated and 26.0% d.b., respectively. Paddy drying with vibro-fluidization technique consumed SPEC energy 7% less as compared to fluidized bed drying without vibration.

CONCLUSION

In this research, a commercial-scale vibro-fluidized bed paddy dryer was tested. The operating conditions were as follows: paddy feed rate, 4.82 t/h; paddy bed height, 11.5 cm; airflow rate, 1.7 m³/s; bed velocity, 1.4 m/s; fraction of air recycled, 0.85 and vibration intensity, approximately 1 (frequency, 7.3 Hz and amplitude, 5 mm). In case of using average inlet air temperature of 140°C, it can be concluded as follows:

- 1) Vibro-fluidized bed dryer could reduce the moisture content of paddy from 28% to 23% d.b. with head rice yield and rice whiteness of 37% and 41.2, respectively, while the paddy dried with ambient air drying provided head rice yield and rice whiteness of 32% and 42.5, respectively.
- 2) The average total specific primary energy consumption was 6.15 MJ/kg-water evaporated.

- 3) The summation of electrical power of blower motor and vibration motor that used in vibro-fluidized bed dryer was approximately 55% of electrical power of blower motor used in fluidized bed dryer without vibration.

The mathematical model of vibro-fluidized bed paddy dryer can predict with accepted accuracy as compared to experimental results. From the optimization on the vibro-fluidized bed paddy drying with a capacity of 5 t/h, an initial moisture of paddy of 30% d.b. and a drying air velocity of 1.5 m/s, the optimum operating parameters were: drying air temperature of 143°C; fraction of air recycled of 0.83; bed height of 9.9 cm; frequency of 5 Hz and vibration intensity of 2.5. SPEC and final moisture content were 5.36 MJ/kg-water evaporated and 26.0% d.b., respectively. Paddy drying with the vibro-fluidization technique consumed specific primary energy 7% less as compared to the fluidized bed drying without vibration.

In case of operating time of 1080 h/y, the total cost of drying was 59 baht/ton of paddy (1.50 baht/kg-water evaporated) of which 19 baht/ton of paddy (0.5 baht/kg-water evaporated) was fabrication cost and the remain was operating cost (US\$ 1 = 40 baht).

NOMENCLATURE

A	Vibration amplitude	mm
A_b	Bed area	m ²
c_a	Specific heat of air	kJ/kg°C
c_v	Specific heat of water vapour in air	kJ/kg°C
E_{fm}	Electrical energy consumption of blower motor	kW
E_i	Electrical energy consumption in terms of primary energy	kW
E_{vm}	Electrical energy consumption of vibration motor	kW
F	Paddy feed rate	t/h
F_f	Revolution friction force of vibration system	N
freq	Frequency of vibration	Hz
g	Gravitational acceleration	m/s ²
H	Bed height of paddy	m
hp _i	Mass of dry paddy at <i>i</i> th layer	kg
h_{fg}	Latent heat of vaporization of water	kJ/kg

M_i	Moisture content of paddy at i th layer inlet	% d.b.
M_{i+1}	Moisture content of paddy at $i+1$ th layer inlet	% d.b.
MER	Moisture extraction rate	kg-water/h
M_{in}	Initial moisture content of paddy	% d.b.
M_f	Final moisture content of paddy	% d.b.
m_i	Mass flow rate of ambient air	kg/s
m_{mix}	Mass flow rate of dry air	kg/s
$m_{mix,i}$	Mass flow rate of dry air at i th layer	kg/s
P_b	Pressure drop across paddy bed	kPa
P_{bv}	Pressure drop across paddy bed with vibration	kPa
P_L	Total pressure drop excluding pressure drop across paddy bed with Vibration	kPa
P_i	Total pressure drop	kPa
Q_1	Rate of heat loss from drying chamber to surroundings	kW
Q_2	Rate of heat loss from air recycled tube to surroundings	kW
Q_4	Rate of heat loss from burner to surroundings	kW
Q_5	Rate of heat loss from blower to surroundings	kW
Q_6	Rate of heat loss from outlet blower duct to surroundings	kW
Q_h	Rate of heat consumption	kW
r	Cam radius of vibration motor	m
RC	Fraction of air recycled	
SHC	Specific heat consumption	MJ/kg-water evaporated
SPC	Specific electrical consumption in terms of primary energy	MJ/kg-water evaporated
SPEC	Specific primary energy consumption	MJ/kg-water evaporated
T_a	Dry bulb temperature of ambient air	°C
T_b	Air temperature at blower inlet	°C

T_{fan}	Air temperature at blower outlet	°C
T_n	Air temperature after drying	°C
$T_{n,i}$	Air temperature at i th layer	°C
T_{f2}	Air recycled temperature	°C
T_{mix}	Inlet air temperature	°C
T_x	Air temperature at burner inlet	°C
t_i	Residence time paddy moving from i th layer to $i+1$ th layer	s
$\Delta U_{p,i}$	Change of internal energy of paddy at i th layer	kJ/kg-dry air
W_i	Humidity ratio of ambient air	kg water/kg dry air
W_{mix}	Humidity ratio of air at drying chamber inlet	kg water/kg dry air
W_{f1}	Humidity ratio of air at drying chamber outlet	kg water/kg dry air
$W_{f1,i}$	Humidity ratio of air at i th layer outlet	kg water/kg dry air

Greek Letters

ρ_a	Ambient air density	kg/m ³
ρ_{pc}	Bulk density of paddy	kg/m ³
η_f	Blower efficiency	fraction
η_{fm}	Blower motor efficiency	fraction
η_{vm}	Vibration motor efficiency	fraction
μ	Friction coefficient	kg/m-s
Γ	Vibration intensity	fraction)

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Center for International Agricultural Research for supporting this research, and Rice Engineering Supply Co., Ltd. for her help in fabrication of the dryer.

REFERENCES

1. Han, W., Mai, B. and Gu, T., 1991, Residence time distribution and drying characteristics of a continuous vibro-fluidized bed, *Drying Technology*, 9(1), pp. 159-181.

2. Ringer, D. and Mujumdar, A.S., 1982, Flow and immersed surface heat transfer in a vibro-fluidized bed, *Proceedings of the Third International Symposium on Drying at McGill University*, Canada, 2, pp. 201-207.
3. Rysin, A.P., 1992, Theory and technology of food product drying in fluidized vibration bed, *Drying of Solids*, International Science Publisher and Oxford & IBH publishing Co. PVT. Ltd., New York, pp. 86-99.
4. Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994, Optimum strategy for fluidized bed paddy drying, *Drying Technology*, 12(7), pp. 1667-1686.
5. Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O., 1996, Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology*, 14, pp. 2397-2410.
6. Soponronnarit S., Rordprapat, W. and Wetchacama, S., 1998, Mobile fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology*, 16(7), pp. 1501-1513.
7. Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N., 1999, Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation, *Drying Technology*, 17(1&2), pp. 335-344.
8. Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongsri, N. and Wongpiyachon, S., 1999, Effect of drying on head rice yield using fluidization technique, *Drying Technology*, 17(1&2), pp. 345-353.

STUDY OF LONGAN FLESH DRYING

Aree Achariyaviriya, Somchart Soponronnarit,
and Jirawan Tiansuwan

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

ABSTRACT

The objectives of this research were to study the characteristics and quality of longan flesh drying and to develop the models for drying simulations. Finite difference method was applied to solve the drying kinetic equations. Three alternative diffusion models were developed by modifying the Arrhenius factor and/or the energy of activation as a function of moisture content. The results using effective diffusion coefficients obtained from each model were compared. Desorption isotherms were also developed by fitting experimental results to various well-known models. The development and simulation of mathematical drying model of a cabinet dryer were also studied. The effects of drying air temperature and specific air flow rate on specific energy consumption were described. Additionally, the effect of drying air temperature on product quality was investigated by experiment.

Key Words: Desorption isotherm; Diffusion model; Drying kinetic equation; Shrinkage

INTRODUCTION

Longan is an important commercial fruit in Northern Thailand. One of the problems challenging the longan grower is that the fresh products in season are overwhelming. The common practice is to dry whole longans in conventional hot air dryer. However, the high energy consumption and long drying time are the drawbacks for this practice of drying whole longan. The drying of longan flesh is a new process. The advantages are to reduce the process time and energy consumption. Moreover, the new process produces better dried product quality such as texture and color. Hence, a study of longan flesh drying is of importance for better understanding drying process. The drying kinetics, volumetric shrinkage, rehydration ratios and desorption isotherms are important properties to characterize texture and quality of dried products (Karathanos et al., 1996). These properties are necessary for studying the drying behavior.

In the present work, the drying kinetics of longan flesh consideration of product shrinkage during drying were studied. Three alternative diffusion models were developed by modifying the parameters in the Arrhenius equation as a function of moisture content. Desorption isotherms of longan flesh were developed by fitting the experimental data to the models. The mathematical model was developed for studying the effects of drying temperature and specific air flow rate on specific energy consumption and drying time. In addition, the quality of dried product was studied. The criteria for evaluating the quality were color and rehydration ratio. The effect of drying air temperature on quality was also studied.

MATERIALS AND METHODS

Experimental Procedure

Longans of the variety E-dor of uniform size were selected and used in this study (average size 25 mm in diameter). The initial moisture content of a whole longan varied from 220 to 300% dry-basis. The whole longan was punched at the pole to take the seed out. This longan was then peeled by hand and immersed in a 0.3% (w/w) potassium metabisulphite solution for 5 min at room temperature. The initial moisture content of the samples varied from 420 to 500% dry-basis.

LONGAN FLESH DRYING

Equilibrium moisture contents were determined by the static method that using saturated salt solutions. The experiments were done in a temperature controlled oven at 45°C, 60°C, 75°C and 85°C.

The drying experiments were performed in a laboratory hot air dryer. Air passed through the products from the bottom of the tray toward the top, and there was no recirculation. The experiments were carried out at various air drying temperatures and at constant air velocity of 1 m/s. The humidity ratios of drying air varied from 0.017 to 0.019 kg-water/kg-dry air. In each experiment, the weight of the product was recorded as a function of drying time. Before drying, internal and external diameters of the sample were measured by vernier. Drying was continued till the final moisture content of about 20% dry-basis was reached. Volume change or shrinkage of longan flesh during drying was assumed to be a linear function of moisture content. The volume was determined by liquid displacement technique using toluene at room temperature. The bone-dry moisture contents were determined by hot air oven at 103°C for 72 h.

Rehydration ratio was defined as the ratio of the mass of rehydration sample to the dried mass sample. It was determined by soaking the dried sample in distilled water at 30°C for 4 h (Gabas et al., 1999).

The color of dried products was measured using a Spectro-Colorimeter (JUKI JP-7000 Series) and expressed as L (Lightness), a (redness-greenness) and b (yellowness-blueness) values. Each sample was scanned at three different locations to determine the average L , a and b values. An analysis of variance was used to determine the statistically significant difference ($P \leq 0.05$).

Development of Drying Kinetic Equation

The drying kinetic equation of longan flesh drying is developed. The mass transfer mechanism is described by the equation of diffusion based on Fick's second law. Mathematical model of drying kinetic uses Fick's second law of diffusion, where the effective diffusion coefficient depends on moisture content. The effect of product shrinkage during drying is also considered. To obtained a solution, it is necessary to use numerical method with the assumptions that the sample is a hollow sphere shape and has a uniform initial moisture content. In solving this problem, the hollow sphere is divided into N ($N=20$) spherical

shells of thickness Δr . The drying kinetic equation can be developed as Equation (1).

$$MR_{j,i+\Delta t} = MR_{j,i} + \frac{\Delta t/D}{(r_i + j\Delta r)^2} \left[\frac{(r_i + (j+0.5)\Delta r)^2}{\Delta r^2} (MR_{j,i+1,i} - MR_{j,i}) - \frac{(r_i + (j-0.5)\Delta r)^2}{\Delta r^2} (MR_{j,i} - MR_{j-1,i}) \right] \quad (1)$$

The following initial and boundary conditions are used to solve the above equation.

$$\begin{aligned} MR_{j,0} &= 1 & \text{for } j=0, 1, 2, \dots, N \\ MR_{0,i} &= 0 & \text{for } i > 0 \\ MR_{N,i} &= 0 & \text{for } i > 0 \end{aligned}$$

The mass balance during the increment of time Δt ($\Delta t = 0.001$ h) is calculated by taking into account the diffusion of the moisture through the surface of radii $r_i + (j-0.5)\Delta r$ and $r_i + (j+0.5)\Delta r$. The new moisture at position j after time Δt is thus expressed in terms of the previous moisture at the same place and adjacent positions. The internal and external radii are calculated by using Equation (2).

$$r/r_{in} = A + B(M/M_{in}) \quad (2)$$

Equation (2) is known as a model for shrinkage ratio for which the form of the model has been reported by several authors (Queiroz and Nebra, 1998; Bouaziz and Belghith, 1998). Investigation on shrinkage have been carried out by several researchers and information is available in the literature (Jomma and Puiggali, 1991; Clara et al., 1995). The values of A and B are evaluated from the experimental data by curve fitting.

Development of Diffusion Model

The effective diffusion coefficient was estimated by fitting of experimental data to drying kinetic equation using least square method. Usually, the effective diffusion coefficient is assumed to be constant in the entire drying period so that this solution can be solved analytically. However, the moisture content plays a big role in the diffusion process of fruits. Some researchers applied analytical solution for calculating the effective diffusion coefficient as a function of moisture content by assuming that it was constant over a short time interval (Azzouz et al., 1998; McMinn and Magee, 1996; Raghavan et al., 1995). In order to improve the accuracy

of the effective diffusion coefficient, the effects of moisture content and shrinkage during drying should be considered, but the diffusion equation cannot be solved analytically. The numerical solution is an alternative method to solve this equation. A Fortran computer program was written to solve the set of equations and it calculated the moisture distribution inside the solid hollow sphere and the average moisture content as well as the effective diffusion coefficient. To develop the diffusion models, the parameters in the diffusion model were evaluated by fitting the calculated data to each diffusion model. As it is generally accepted, the effective diffusion coefficient with temperature dependence is represented according to the Arrhenius equation. In this study, three diffusion models are developed by modifying the Arrhenius factor and/or the energy of activation as a function of moisture content. The detailed models are as follows:

Model 1: The effective diffusion coefficient is determined by a regression analysis of the experimental data to Equations (1). The dependence of the effective diffusion coefficient on moisture content can be introduced by considering Arrhenius factor as a second-degree polynomial function.

Model 2: To construct this model, Arrhenius factor is considered as an exponential of second order polynomial function of the moisture content.

Model 3: Arrhenius factor is considered the same as Model 1 and energy of activation is considered as a linear function of the moisture content.

Mathematical Model of a Cabinet Dryer

A Mathematical model without air recirculation has been developed to predicted the drying performance for studying the effect of drying air temperature and specific air flow rate. In this model, the drying chamber is separated into several thin sections. At each thin section during each time interval, the calculation steps are as follows:

Calculation of Moisture Content After Drying

The procedure for calculating moisture content after drying of each thin section are to calculate effective diffusion coefficient using model 2, to calculate equilibrium moisture content using the model of Oswin, to calculate the average moisture ratios (MR_j) after drying by integrating $MR_{j,i+\Delta t}$ in Equation (1) over the range of $j=0$ to N and then to calculate the moisture content after drying with following equation.

$$M_f = M_{eq} + (M_{in} - M_{eq})MR_f \quad (3)$$

Calculation of Drying Air Properties After Drying

Using the principle of heat and mass conservation calculate the air condition after drying. They are given by Equations (4) and (5).

$$\Delta m_d(W_{do} - W_{di}) = m_p(M_i - M_f) \quad (4)$$

$$m_d[C_a T_{di} + W_{di}(h_{ig} + C_p T_{di}) - C_a T_{do} - W_{do}(h_{ig} + C_p T_{do})] = 0 \quad (5)$$

Humidity ratios (W_{do}) and temperature of drying air after drying (T_{do}) can be calculated by Equations (4) and (5), respectively.

Calculation of Electricity Consumption at Blower

The rate of electricity consumption (E_{blower}) for driving the blower can be calculated by following equations.

$$E_{blower} = m_d P / (\rho_a e_b e_m) \quad (6)$$

$$P = 420 v^{1.1} \quad (7)$$

Calculation of Heat Consumption at Heater

The rate of heat consumption (E_{heater}) can be calculated by following equations.

$$E_{heater} = m_d(C_a + C_p W_{di})(T_{di} - T_{amb} - T_{blower}) \quad (8)$$

where T_{blower} is the temperature rise of drying air across a blower. It can be calculated by equation derived from the first law of thermodynamics for steady flow. It can be written as.

$$T_{blower} = P / [\rho_a e_b (C_a + C_p W_{di})] \quad (9)$$

Calculation of Specific Energy Consumption

Specific energy consumption (SEC) is defined as.

$$SEC = DT * (2.6 E_{blower} + E_{heater}) / [(M_{in} - M_n) m_p]$$

where, the value of 2.6 is the energy conversion factor.

RESULTS AND DISCUSSION

Desorption Isotherm

The desorption isotherms of longan flesh were developed by a regression analysis of the experimental data to the models of BET, Oswin and Henderson. The parameters in the models are shown in Table 1. For the Oswin model, it presents the highest value of R^2 . Figure 1 shows the comparison between the predicted and experimental results at temperature of 60°C. It can be seen that the both BET and Henderson models are in good agreements

Table 1. Desorption Isotherms of Longan Flesh

Name of Model	Type	R^2
Henderson model	$1 - RH = \exp[-0.0093 T_{ab} M_{eq}^{1.086}]$	0.91
BET model	$\frac{RH}{(1 - RH)M_{eq}} = \frac{1}{cM_m} + \frac{(c - 1)}{cM_m} RH$ where $M_m = 0.186 - 0.000019T$ $c = 0.796 \exp(-0.00111T)$	0.91
Oswin model	$M_{eq} = 0.2208[RH/(1 - RH)]^{(0.7052 - 0.0010T)}$	0.97

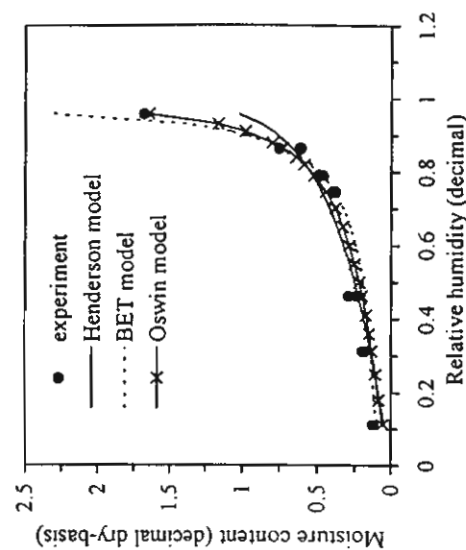


Figure 1. Desorption isotherms of longan flesh at drying air temperature of 60°C.

in the range of relative humidity less than 85% while Oswin model agrees well with the experimental data in the entire range of relative humidity.

Drying Kinetics

The experiments showed that there was no constant drying period so that the moisture transfer within longan flesh during drying was limited by diffusion only. The shrinkage ratio was correlated with the fraction of moisture content as shown in Equation (2). It was found that the volume shrinkage of longan flesh after drying was about 85%. The values of A and B calculated by a regression analysis were 0.49 and 0.51 for external radius, and 0.59 and 0.41 for internal radius, respectively.

Diffusion models of longan flesh drying developed here are shown in Table 2. The effect of product shrinkage during drying is considered for all models. In Table 2, it can be seen that Model 2 gives the maximum value of the coefficient of determination, ($R^2 = 0.92$) and the lowest value of the mean residual square, ($MRS = 0.0009$). The moisture ratios obtained from Models 1 and 3 are nearly the same as that from experimental results at the beginning and middle of drying but slightly higher towards the end of drying. The moisture ratios obtained from Models 2 are close to the experimental results in the entire period of drying.

Figure 2 shows the effective diffusion coefficient at drying air temperature of 58°C. The effective diffusion coefficients obtained from Models 1 and 3 give similar results, such that in the early interval of drying, effective diffusion coefficient increases slightly with decreasing moisture content until the moisture reduces to 300% dry-basis and then it decreases with

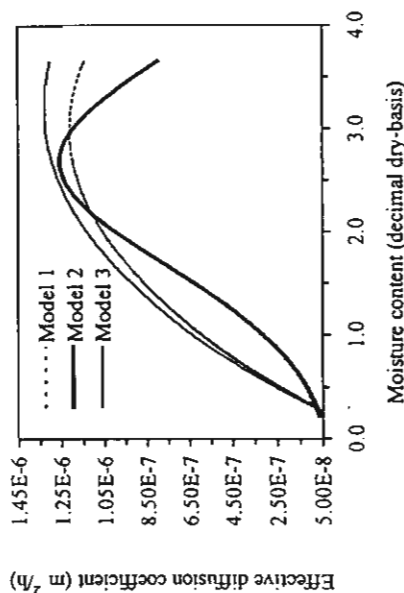


Figure 2. Effective diffusion coefficient of longan flesh drying calculated by various models at drying air temperature of 58°C.

moisture content. From Model 2, the effective diffusion coefficient is lower than Models 1 and 3 but it increases rapidly with decreasing moisture content until it reaches a peak (280% dry-basis) and then it decreases with moisture content. This characteristic is in good agreement with the other products which have been reported by several authors (Acharyaviriya et al., 2000; Raghavan et al., 1995).

Verification of Mathematical Model

The experimental and simulated moisture contents of longan flesh are shown in Figure 3. The drying conditions are drying air temperature of 65°C, the inside and outside diameter of 1.3 cm and 2.6 cm, specific air flow rate of 305 kg/h/kg dry product, dry mass product of 0.655 kg, initial and final moisture contents of 403 and 18.8% dry-basis, respectively. It is seen that the simulated moisture contents are nearly the same as that from experiments at the beginning of drying but a little bit higher towards the end of drying. Specific energy consumption (SEC) obtained from the model and experiments are 40.9 and 37.6 kJ/kg water evaporated, respectively. Drying time (DT) obtained from the model and experimental are 14.1 and 12.5 h, respectively. The difference between experimental and simulated results is less than 10%.

Table 2. Diffusion Models of Longan Flesh Drying

Model	Diffusion Model	* R^2	**MRS
Model 1	$D = (-0.5431M^2 + 3.245M - 0.6592) \times 10^{-3} \exp(-28.76/RT_{abd})$	0.87	0.0019
Model 2	$D = 2.567 \times 10^{-3} \exp(-0.4899M^2 + 2.634M + 0.08618) \exp(-30.48/RT_{abd})$	0.92	0.0009
Model 3	$D = (-0.2141M^2 + 1.468M - 0.2986) \times 10^{-3} \exp(-(0.1237M + 20.01)/RT_{abd})$	0.85	0.0013

$$*R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pt})_i - (MR_{ex})_{av}]^2}{\sum_{i=1}^n [(MR_{ex})_i - (MR_{ex})_{av}]^2}$$

$$**MRS = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pt})_i - (MR_{ex})_i]^2}{\text{the number of observations}(n)}$$

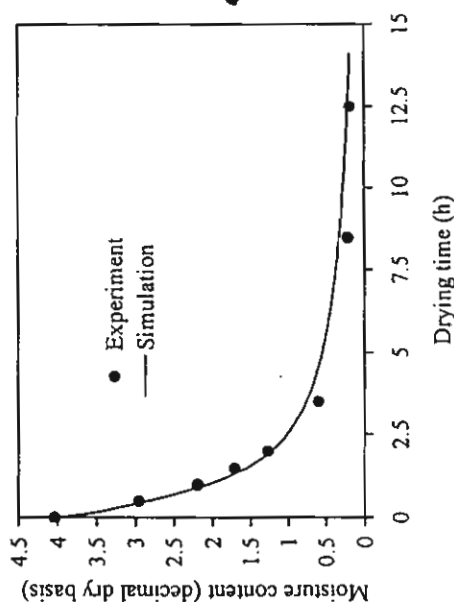


Figure 3. Comparison simulated with experimental moisture content of longan flesh during drying with a cabinet dryer at drying air temperature of 65°C.

Effect of Specific Air Flow Rate

Figure 4 shows the effect of specific air flow rate (SAF) on SEC and DT at drying air temperature 65°C. The simulated drying conditions are SAF varying from 32 to 300 kg-dry air/h/kg dry longan, initial longan flesh of 100 kg, ambient temperature of 33°C, ambient humidity ratio of 0.017 kg-water/kg-dry air, and initial and final moisture content of 400% and 18% dry-basis, respectively. It is found that SEC depends upon the SAF, namely, the SEC increases with increasing SAF. DT depends upon the SAF, namely, DT is relatively constant when SAF is more than 100 kg-dry air/h/kg dry longan and DT is grown up when SAF is less than 100 kg-dry air/h/kg dry longan.

Effect of Drying Air Temperature

Figure 5 shows SEC and DT versus drying air temperature. The simulated drying conditions are drying air temperature varying from 55 to 65°C, SAF of 125 kg-dry air/h/kg dry longans. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the drying air temperature affects significantly on SEC, namely, the SEC decreases with increasing

LONGAN FLESH DRYING

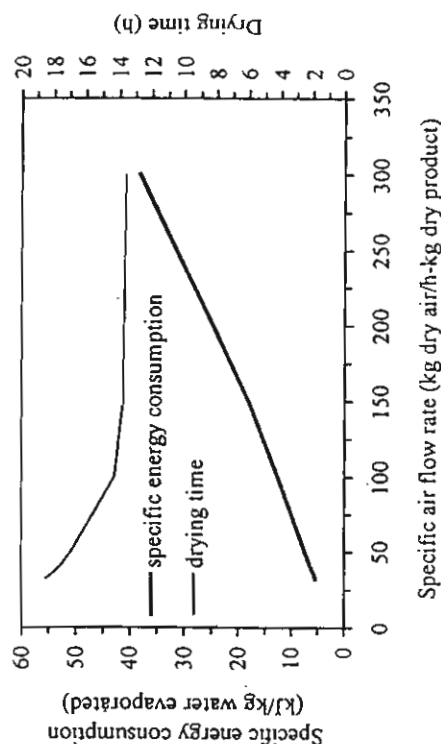


Figure 4. Effect of specific air flow rate on specific energy consumption and drying time at drying air temperature of 65°C.

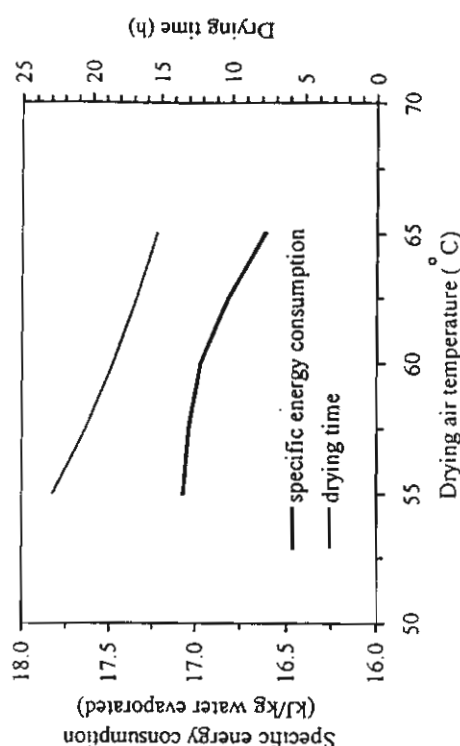


Figure 5. Effect of drying air temperature on specific energy consumption and drying time at specific air flow rate of 125 kg-dry air/h/kg dry product.

Table 3. The Objective Color and Rehydration Ratio of Dried Longan Flesh

Temperature (°C)	L	a	b	RR
50	33.98 ^a	6.89	11.33	3.26
65	33.93 ^a	7.32	10.64	3.32
75	32.81 ^a	7.87	10.08	3.67
85	28.51	8.94	9.59	3.87

^aValues followed by the same letter in the same column are not significantly different at $P > 0.05$.

drying air temperature. However, the drying air temperature should not exceed 65°C due to the limitation of product quality.

Quality of Dried Product

Table 3 shows that lightness (L), redness (a), yellowness (b) and rehydration ratio (RR) values are significantly affected by drying air temperatures in the analysis of variance. There is no significant difference ($P > 0.05$) in L -values for all pairs of experimental values except at high drying air temperature (85°C). The L -value decreases at high drying air temperature due to browning reactions. There are significant difference ($P > 0.05$) in a , b and RR -values. It can be seen that the RR and a -values increased with drying air temperatures but the b -value decreased. The color of samples when they are dried with drying air temperature of 50°C, 65°C, 75°C and 85°C are found to be yellow, golden yellow, reddish yellow and brownish yellow, respectively. The dried longan flesh with golden yellow color is the favorite of consumers.

CONCLUSIONS

The results of the investigation could be summarized as follows:

1. The simulated moisture ratios obtained from drying kinetic equation using diffusion model which was developed by modifying the Arrhenius factor as an exponential function of moisture content gave the best predictions.
2. The mathematical model of longan flesh drying predicts quite well drying time and specific energy consumption. The specific air flow

rate and drying air temperature affect significantly on specific energy consumption.

3. Drying air temperature affected significantly on product quality. The drying air temperature of 65°C was recommended to produce desirable color.

NOMENCLATURE

A, B	Constant in Equation (2)
a	Redness
b	Yellowness
C	Specific heat capacity (kJ/kg K)
D	Effective diffusion coefficient (m^2/h)
DT	Drying time (h)
e_b	Efficiency of blower
e_m	Efficiency of motor
E_{blower}	Rate of electricity consumption (kJ/h)
E_{heater}	Rate of heat consumption (kJ/h)
h_{fg}	Latent heat (kJ/kg)
L	Lightness
m_d	Dry mass flow rate (kg/h)
m_p	Dry mass product (kg)
M	Moisture content (decimal dry-basis)
MR	Moisture ratio (decimal)
MR	Average moisture ratio (decimal)
MRS	Mean residual square (decimal)
P	Pressure drop (kPa)
r	Radius (m)
R	Universal gas constant (kJ/mole-K)
R^2	Coefficient of determination (decimal)
RH	Relative humidity (decimal)
RR	Rehydration ratio (decimal)
SAF	Specific air flow rate (kg dry air/h/kg dry product)
SEC	Specific energy consumption (kJ/kg water evaporated)
T	Temperature (°C or K)
T_{blower}	Temperature rise across a blower (°C)
t	Time (h)
v	Drying air velocity (m/s)
W	Humidity ratio (kg-water/kg dry air)
ρ	Density (kg/m ³)

Subscripts

<i>a</i>	Air
<i>abs</i>	Absolute
<i>av</i>	Average
<i>di</i>	Entering drying each thin section chamber
<i>do</i>	Leaving drying each thin section chamber
<i>eq</i>	Equilibrium
<i>ex</i>	Experimental value
<i>f</i>	After drying
<i>fi</i>	Final
<i>i</i>	Internal, before drying
<i>e</i>	External
<i>in</i>	Initial
<i>m</i>	Monolayer
<i>pr</i>	Predicted value
<i>v</i>	Vapor

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for the financial support of this research.

REFERENCES

- Acharyaviriya, S., Soponronnarit, S. and Terdyothin, A., 2000, Diffusion model of papaya and mango glacé drying, *Drying Technology*, 18(7), pp. 1605-1615.
- Azzouz, S., Jomaa, W. and Belghith, A., 1998, Drying kinetic equation of single layer of grapes, *Drying'98*, vol. B, pp. 988-997.
- Gabas, A.L., Menegalli, F.C. and Telis-Romero, J., 1999, Effect of chemical pretreatment on the physical properties of dehydrated grapes, *Drying Technology*, 17(6), pp. 1215-1226.
- Bouaziz, N. and Belghith, A., 1998, Heat and mass transfer during the convective drying: from the sample behavior to the dryer project, *Drying'98*, vol. A, pp. 118-125.
- Clara, O.R., Suarez, C. and Viollaz, P.E., 1995, Drying simulation of a solid slab with three dimensional shrinkage, *Drying Technology*, 13(1&2), pp. 371-393.

LONGAN FLESH DRYING

- Jomma, W. and Puiggali, J.R., 1991, Drying of shrinkage materials: modeling with shrinkage velocity, *Drying Technology*, 9(5), pp. 1271-1293.
- Karathanos, V.T., Maroulis, Z.B., Marinos-Kouris, D. and Saravacos, D.G., 1996, Hightothermal and quality properties applicable to drying, *Drying Technology*, 14(6), pp. 1403-1418.
- McMinn, W.A.M. and Magee, T.R.A. 1996, Air drying kinetics of potato cylinders, *Drying Technology*, 14(9), pp. 2025-2040.
- Queiroz, M.R. and Nebra, S.A., 1998, Banana drying: a diffusional model considering shrinkage effects, In proceedings 13th ICAE, Morocco, pp. 315-321.
- Raghavan, G.S.V., Tulasidas, T.N., Sablani, S.S. and Ramaswamy, H.S., 1995, A method of determination of concentration dependent effective moisture diffusivity, *Drying Technology*, 13(5-7), pp. 1477-1488.

Heat Pump Dryers Using HCFC 22 and HFC 134a as Refrigerants

Umphisak Teeboonma, Somchart Soponronnarit, Jirawan Tiasuwan,
Warunee Tia, and Warraboon Kaewassadorn

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

ABSTRACT

The performance of heat pump dryers using single circuit of HCFC 22 refrigerant and double circuits of HFC 134a refrigerant were investigated. Evaporating temperatures range from 0-20°C and condensing temperatures from 45-60°C were considered as operating conditions in the theoretical analysis. The theoretical results showed that the heating effect, pressure ratio, and coefficient of performance of heat pump using HFC 134a refrigerant are close to those of heat pump using HCFC 22 refrigerant when the evaporating temperature is increased or the condensing temperature is decreased. In the experiments, bean sprout and bananas were dried by using both heat pump dryers. To maintain the physical properties of the products, the drying air temperature should be controlled. The heat pump dryer using double circuits of HFC 134a refrigerant showed a good potential to reduce input energy especially during the period when drying air temperature is higher than a setting point.

1. INTRODUCTION

Agricultural products are generally dried by using conventional hot air dryers. The conventional hot air drying typically uses high drying air temperature, causing low product quality. Moreover, the humid air of the conventional hot air drying is vented to atmosphere which results in the loss of both sensible and latent heat. The heat pump dryer offers many advantages when compared to conventional hot air dryers, such as high product quality, environmentally friendly, and energy efficiency. Heat pump drying can use low drying air temperature due to the dehumidification effect at the evaporator, providing high product quality. It is energy efficient because both sensible heat and latent heat of air leaving the drying chamber are recovered.

In previous research studies, the authors found that the qualities of agricultural products dried by heat pumps were better, in terms of color and smell, than the qualities of those dried by conventional hot air dryers [1]. Meyer and Greyvenstein [2] studied the economics of using a heat pump, an electric heater and a fuel burner to dry grain. The authors found that the heat pump dryer was more economical than the other systems. However, its initial cost was higher than the other two systems. Fluidized bed using a heat pump was studied by Strommen [3]. The working fluid used in heat pump was HCFC 22. Shrimp and fish were selected as test materials. The author found that the product quality, in terms of mass and color, was slightly changed and the energy consumption of fluidized bed using a heat pump was lower as compared with other dryers. Prasertsan and Sean-saby [4] studied heat pump drying of agricultural products compared with conventional dryers. The authors concluded that the heat pump dryer required the lowest operating cost but the highest initial cost. Continuous drying of rubber by using heat pump with CFC 12 as working fluid was studied by Clement, et al. [5]. They found that the condition giving maximum specific moisture extraction rate did not correspond to the condition for

maximum coefficient of performance of heat pump. The authors suggested that evaporator bypass air ratio of 60-70% and air mass flow rate of 0.63 kg/s should be used. Achariyaviriya, et al.[6] developed a mathematical model of heat pump dryer using HCFC 22 as working fluid. The authors recommended that the specific air mass flow rate of 10.3 kg-dry air/h-kg dry papaya and the evaporator bypass air ratio of 85% was the best condition.

The working fluids used in heat pump should be non-flammable, non-toxic, with zero ozone depletion potential (ODP) and low or zero global warming potential (GWP). They should operate at suitable condensing and evaporating pressures. Furthermore, the critical temperature should be above the operating temperature. The ODP and GWP of HCFC 22 are 0.05 and 0.35, respectively, with respect to CFC11 [7], whereas HFC 134a has zero ozone depletion potential and low global warming potential when compared to HCFC 22. For this reason, HFC 134a is now widely used in commercial refrigerators.

The objectives of this work were to compare the theoretical performance of heat pump using HFC 134a and HCFC 22 as a refrigerant and to evaluate the experimental performance of heat pump dryer using double circuits of HFC 134a refrigerant and single circuit of HCFC 22 refrigerant. In the experiments, bananas and bean sprout were chosen as test materials. The double circuits of HFC 134a refrigerant were compulsory because the size of the compressor available in domestic market was small.

2. MATERIALS AND METHODS

In the theoretical analysis, temperature range from 0-20°C at the evaporator and from 45-60°C at the condenser were considered as the operating parameters. Figure 1 shows the pressure-enthalpy diagram of vapor compression heat pump cycle, which is based on the following assumptions:

- The refrigerant at outlet of evaporator and condenser are saturated vapor and saturated liquid, respectively.
- The compression and the expansion of the refrigerant vapor are an isentropic and an isenthalpic process, respectively.
- The pressure drop of pipe system is neglected.

The parameters used to study the heat pump system, based on theory, were heating effect (HE), pressure ratio (PR) and theoretical coefficient of performance of heat pump ($COP_{h,th}$). Referring to Fig. 1, the parameters can be calculated by using Eqns. (1), (2), and (3).

$$HE = h_2 - h_3 \quad (1)$$

$$PR = P_{co}/P_{ev} \quad (2)$$

$$COP_{h,th} = (h_2 - h_3)/(h_2 - h_1) \quad (3)$$

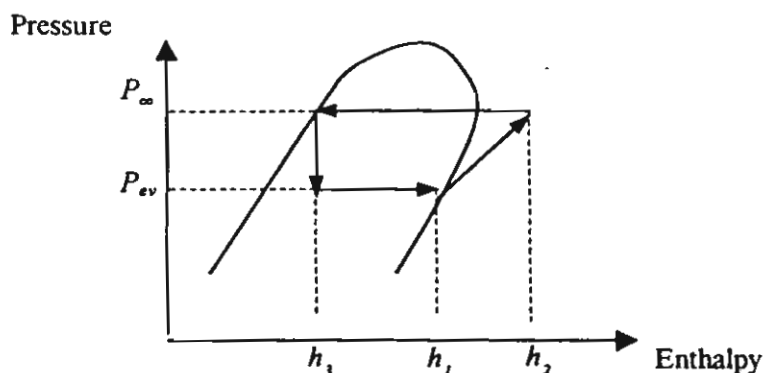


Fig. 1. Pressure-enthalpy diagram of vapor compression heat pump cycle.

Where, h_1 , h_2 and h_3 are the enthalpy of refrigerant at compressor inlet, compressor outlet or condenser inlet and condenser outlet, respectively. P_{co} is the saturated pressure at condensing temperature and P_{eo} is the saturated pressure at evaporating temperature.

The criteria for evaluating the experimental performance of heat pump dryers were drying rate (DR), specific moisture extraction rate (SMER), and experimental coefficient of performance of heat pump ($COP_{h,exp}$).

In the experiments, the refrigerant temperatures at evaporator and condenser, compressor power (P_{comp}), and cooling load of evaporator (Q_{ev}) were measured. The average refrigerant temperatures at evaporator and condenser were used for estimating their saturated pressures. Consequently, the vapor compression heat pump cycle as seen in Fig. 1 was depicted on the pressure-enthalpy chart of the refrigerant. The theoretical and experimental coefficient of performance of heat pump can be computed by using Eqs. (3) and (4), respectively.

$$COP_{h,exp} = (P_{comp} + Q_{ev}) / P_{comp} \quad (4)$$

Figure 2 presents the schematic diagram of the heat pump dryer using single circuit of HCFC 22 refrigerant. It comprises of a drying chamber, 1.3 kW reciprocating compressor, 3.7 kW evaporator, a forward-curved-blade centrifugal blower driven by a 0.75 kW motor, 4.6 kW internal condenser and 2.2 kW external condenser. The evaporator bypass air ratio was fixed at 78%.

Figure 3 shows the schematic diagram of the heat pump dryer using double circuits of HFC 134a refrigerant. Each circuit consists of 0.5 kW reciprocating compressor, a forward-curved-blade centrifugal blower driven by a 0.75 kW motor, 1 kW evaporator and 1.8 kW internal condenser. The external condenser of 1.1 kW was installed in single unit. The evaporator bypass air ratio was fixed at 52%.

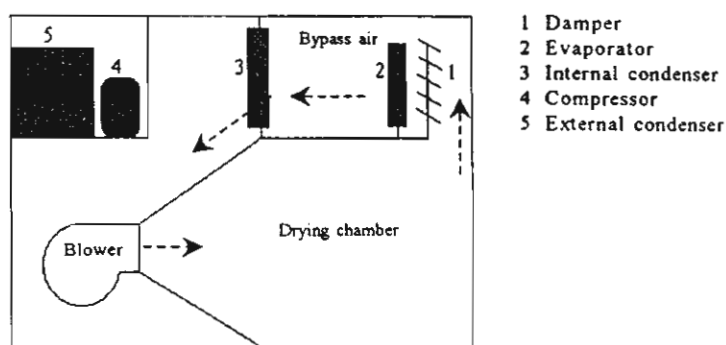


Fig. 2. The schematic diagram of the single-circuit system using HCFC 22 refrigerant.

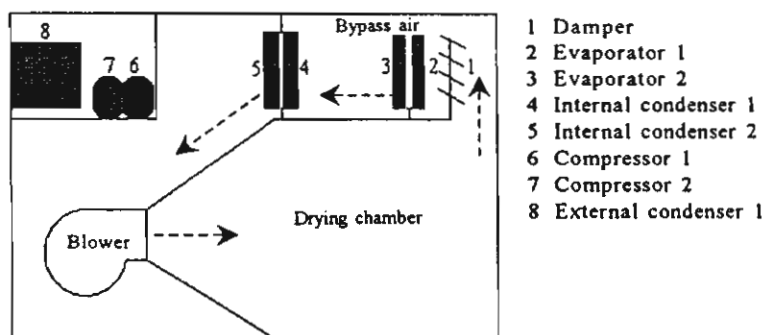


Fig. 3. The schematic diagram of the double-circuit system using HFC 134a refrigerant.

The heat pump dryers operated with closed-loop system. The maximum drying air temperature and air flow rate were fixed at 55°C and 0.54 m³/s, respectively, for all experiments. There were mechanisms of each system to control the drying air temperature when it would rise beyond the setting point. For the double-circuit system using HFC 134a refrigerant, the excess heat was rejected at the external condenser of an active circuit while another circuit was switched off to reduce input energy in terms of the compressor work. While for the single-circuit system using HFC 22 refrigerant, the solenoid valve was opened to bypass the refrigerant so as to reject excess heat at the external condenser when the drying air temperature would rise beyond the setting temperature.

In the experiments, bean sprout and bananas were selected as drying products. The moisture content of the products was determined by the air oven method at 103°C for 72 hours. Both weight of materials and water condensation were measured by a balance with an accuracy of ± 0.01 gram. The temperatures of the drying air and the refrigerant at various points in the system were measured by type-K thermocouples, which were connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Air velocity was also measured by using a hot wire anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$. In addition, electrical energy consumption of compressor and blower were measured by both kilowatt-hour meter and a clamp-on meter with an accuracy of $\pm 0.5\%$. Finally, the refrigerant pressures at inlet and outlet of heat pump components were monitored by using the bourdon gages.

For economic analysis in this study, it was assumed that the lifetime was 5 years, salvage value at the end of the lifetime was 10% of capital cost, interest rate was 8%, maintenance cost was 5% of capital cost, and electricity price was Baht 3 per unit (US\$ 1 = Baht 43). The number of batches per year of bean sprout and banana drying were 336 and 96 batches, respectively. The capital cost of heat pump dryers using double circuits of HFC 134a refrigerant and single circuit of HCFC 22 refrigerant were Baht 69,000 and Baht 64,800, respectively.

3. RESULTS AND DISCUSSIONS

In the theoretical analysis, the heating effect, pressure ratio and coefficient of performance of heat pump are discussed. In order to investigate the performance of the systems, bean sprout and bananas are dried by using both heat pump dryers. The experimental results are summarized in Tables 1 and 2.

3.1. Theoretical Results

Based on the same conditions, $\text{COP}_{\text{h,th}}$ (Fig. 4) and heating effect of heat pump using HCFC 22 are approximately 1% and 8% higher than that using HFC 134a while the pressure ratio of heat pump using HFC 134a is about 7% higher. It was also found that the heating effect, pressure ratio, and coefficient of performance of heat pump using HFC 134a are close to those of heat pump using HCFC 22 when the evaporating temperature is increased or the condensing temperature is decreased.

3.2 Experimental Results

The experimental results are summarized in Tables 1 and 2. The temperature gradient along the horizontal direction of the drying chamber decreases with drying time. The variations of air temperature and the air velocity along the vertical direction of drying chamber are relatively small. Consequently, the average moisture gradient throughout the drying chamber is also relatively small.

Energy is supplied to the system continuously in the form of work of compressor and blower, which causes continuous increment in the drying air temperature of the system because heat pump dryer operates with closed-loop system. To maintain the physical properties of products, the drying air

Table 1 The experimental results of heat pump drying using double circuits of HFC 134a refrigerant.

Description	Bean sprout	Bananas		
		1 st	2 nd	3 rd
Average moisture before drying, % d.b.	1630	251	95	49
Average moisture after drying, % d.b.	24	92.5	47.0	28.7
Initial weight, kg	30	72.7	40.2	30.6
Final weight, kg	2.15	40.00	30.50	26.20
Average drying temperature, °C	47	52	54	54
Average compressor work, kW	1.13	1.16	0.92	0.70
Average power consumption, kW	1.64	1.80	1.55	1.25
Energy consumption, kWh	18.05	27.07	21.77	16.25
Drying time, h	11	15	14	13
Drying rate _{avg} , kg of evaporating-water / h	2.53	2.18	0.69	0.34
SMER _{avg} , kg of evaporating-water / kWh	1.52	1.21	0.45	0.27
SEC _{avg} , MJ / kg of evaporating-water	2.37	2.98	8.00	13.33
Average condensing temperature, °C	52	56	57	57
Average evaporating temperature, °C	19	20	21	20
Average COP _{h,th}	7.0	6.7	6.6	6.0
Average COP _{h,exp}	4.4	4.3	4.1	4.1

Table 2 The experimental results of heat pump drying using single circuit of HCFC 22 refrigerant.

Description	Bean sprout	Bananas	
		1 st	2 nd
Average moisture before drying, % d.b.	1872	287.0	186.0
Average moisture after drying, % d.b.	25.3	133.0	57.8
Initial weight, kg	24.6	98.2	59.5
Final weight, kg	1.61	59.30	39.25
Average drying temperature, °C	45	52	55
Average compressor work, kW	1.22	1.39	1.42
Average power consumption, kW	1.78	1.96	1.97
Energy consumption, kWh	30.26	39.1	69.0
Drying time, h	17	20	35
Drying rate _{avg} , kg of evaporating-water / h	1.35	1.95	0.58
SMER _{avg} , kg of evaporating-water / kWh	0.76	0.99	0.29
SEC _{avg} , MJ / kg of evaporating-water	4.73	3.62	12.41
Average condensing temperature, °C	50	56	57
Average evaporating temperature, °C	14	19	16
Average COP _{h,th}	6.8	6.1	5.6
Average COP _{h,exp}	4.67	4.5	4.3

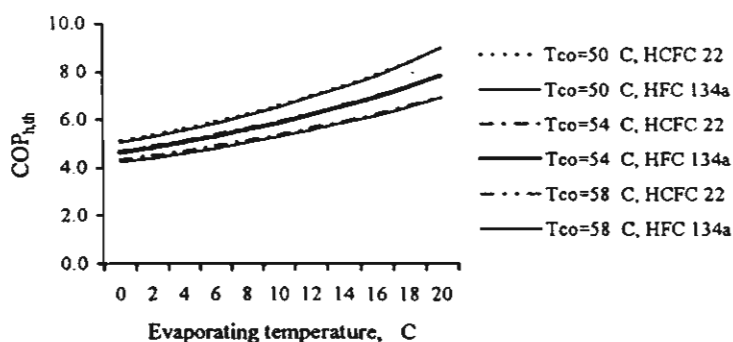


Fig. 4. The relationship between the coefficient of performance of heat pump and the evaporating temperature of working fluids at various condensing temperatures.

temperature must be controlled. Therefore, the excess heat is rejected at the external condenser when the drying air temperature would rise beyond the setting point.

For heat pump dryer using double circuits of HFC 134a refrigerant, the drying air temperature is controlled by switching off one circuit of refrigerant, which is without the external condenser, and rejects the excess heat at the external condenser of the other circuit. As a result of this, half of the compressor work is reduced because one compressor is switched off from the system. Thus, energy and waste heat can be saved. However, this system requires high initial cost.

For heat pump dryer using a single circuit of HCFC 22 refrigerant, there is only one compressor used. To control the drying air temperature, the excess heat is rejected at the external condenser while the input power of compressor is slightly varied. The operating (energy) cost of heat pump dryer therefore remains nearly constant. This is a disadvantage of the dryer using single circuit of working fluid because there is no energy saving. However, this system requires low initial cost compared to the system using double circuits of refrigerant.

The test results of the system using double circuits of HFC 134a refrigerant, as presented in Table 1, show that the first stage of banana drying has the highest energy consumption whereas the third stage of banana drying has the lowest energy consumption. The reduction of energy consumption can be explained by the fact that the initial moisture content of bananas at the first stage is high, thus the system switches on both compressors all the drying time. The moisture content of bananas at the third stage is the lowest, therefore the drying air temperature is increased to the setting point more rapidly than at other stages. Consequently, the system operates single unit at this stage and less energy is needed. Although the drying time of each stage is slightly varied, the energy consumption is significantly reduced. However, the specific energy consumption of the first stage of banana drying is the lowest. This is due to the decrease of moisture content of bananas with time. Therefore, the quantity of moisture removed or drying rate at the next stages is lower than the previous stages. For bean sprout drying, heat pump dryer yields better performance as compared to banana drying. It provides higher drying rate and lower specific energy consumption. This is due to the fact that bean sprout has much higher initial moisture content.

The test results of the system using single circuit of HCFC 22 refrigerant, as presented in Table 2, show that the input power of compressor is nearly constant throughout the drying time; hence, the energy consumption of the system is not reduced. As a result of this, the average power consumption of this system is relatively constant in all stages. Similar to the results obtained from the system using double circuits of HFC 134a, the specific energy consumption of the first stage of banana drying is lower than that of the second stage. For bean sprout drying, the specific energy consumption is slightly higher as compared to the first stage of banana drying.

It should be noted that the effect of pressure drop and the efficiency of compressor are neglected in the theoretical analysis, thereby, the experimental coefficient of performance of heat pump is lower than that obtained by theoretical analysis.

3.3 Cost Evaluation Results

The results of cost evaluation of heat pump dryers using double circuits of HFC 134a refrigerant

Table 3 The Cost Evaluation Results of Heat Pump Drying

Description	Heat pump dryer using HFC 134a		Heat pump dryer using HCFC 22	
	Bean sprout	Bananas	Bean sprout	Bananas
Electricity use rate, unit/h	1.64	1.55	1.78	1.97
Annual total cost, Baht/kg of evaporating-water	4.03	6.03	5.91	8.74
1. Capital cost	1.72	2.54	1.83	2.67
2. Maintenance cost	0.37	0.54	0.39	0.57
3. Energy cost	1.94	2.95	3.69	5.50

and single circuit of HCFC 22 refrigerant are listed in Table 3. The highest annual cost of both heat pump dryers is the energy cost. The annual energy cost of heat pump dryer using double circuits of HFC 134a refrigerant and single circuit of HCFC 22 refrigerant are approximately 48% and 62% of the annual total cost, respectively.

4. CONCLUSIONS

The theoretical results showed that the heating effect and coefficient of performance of heat pump of system operating on HCFC 22 are 8% and 1%, respectively, which are relatively higher than that operating on HFC 134a. The pressure ratio of the system using HFC 134a is approximately 7% higher than that using HCFC 22. The experimental results showed that the coefficients of performance of heat pump dryer using single circuit of HCFC 22 refrigerant and that using double circuits of HFC 134a refrigerant are in range of 4.3 to 4.67 and 4.1 to 4.4, respectively. In addition, the heat pump dryer using double circuits of refrigerant showed a good potential to save input energy especially during the period when drying air temperature is higher than a setting point.

5. ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

6. REFERENCES

- [1] Soponronnarit, S.; Nathakaranakule, A.; Wetchacama, S.; Swasdisevi, T.; and Rukprang, P. 1998. Fruit drying using heat pump. *RERIC International Energy Journal* 20(1): 39-53.
- [2] Meyer, J.P. and Greyventein, G.P. 1992. The drying of grain with heat pump in South Africa: A techno-economic analysis. *International Journal of Energy Research* 14: 397-406.
- [3] Strommen, I. 1994. New applications of heat pumps in drying processes. *Drying Technology* 12(4): 889-901.
- [4] Prasertsan, S. and Saen-Saby, P. 1998. Heat pump drying of agricultural materials. *International Journal of Energy Research* 12: 235-250.
- [5] Clement, 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.
- [6] Achariyaviriya, S.; Soponronnarit, S.; and Terdyothin, A. 2000. Mathematical model development and simulation of heat pump fruit dryer. *Drying Technology* 18: 479-491.
- [7] Sand, J.R.; Vineyard, E.A.; and Nowak, R.J. 1990. Experimental performance of ozone-safe alternative refrigerants. *ASHRAE Transaction* 96: 173-182.

EFFECT OF TEMPERING ON SUBSEQUENT DRYING OF PADDY USING FLUIDISATION TECHNIQUE

Nattapol Poomsa-ad,* Somchart Soponronnarit,¹
Somkiat Prachayawarakorn,² and Apichit Terdyothin¹

¹School of Energy and Materials, and

²Faculty of Engineering, King Mongkut's University of
Technology Thonburi, Suksawat
48 Road, Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

Drying and tempering models for paddy drying by a fluidised bed technique have been developed to describe the moisture movement inside a single paddy kernel. The grain shape was considered as a finite cylinder. The internal diffusion is an important contribution to control the drying rate of paddy. The dependence of effective diffusion coefficient on drying temperature can be adequately explained based on Arrhenius form. The parameters of this equation were evaluated in the range of temperatures between 110°C and 170°C by using the regression analysis with 189 experimental drying data. As compared with no tempering, the faster drying rate can be obtained by tempering treatment between drying stages. The effect of degrees of tempering on determining the moisture reduction

*Corresponding author. Ph.D. Student.

in the second stage has also been explored. According to the simulation results, a prediction equation of the required tempering time for the tempering index of 0.95 has been established in which the drying air temperature, initial moisture content and drying time are taken into account. The tempering time for 35 min is recommended for the continuous fluidised bed dryers being operated in rice mills.

Key Words: Dehydration; Diffusion coefficient; Fluidised bed; Grain; Modeling

INTRODUCTION

At the present, paddy drying by fluidisation technique developed by the authors [Sopornronnarit et al. (1995)] has been widely used in several countries. More than 100 units have been commercialized. The advantages of this technique are as follows: rapid drying, small dryer size and uniform final moisture content. If the product quality in terms of head rice yield and whiteness is to be maintained, high moisture content of paddy should not be reduced to be lower than 16.3% dry basis by a single stage drying approach. Several researchers [Steffe et al. (1980), Zhang and Litchfield (1991) and Sopornronnarit et al. (1999), Elbert et al. (2001)] suggested to dry paddy in several stages including tempering treatment between each drying stage in order to improve drying rate and to maintain product quality.

Tempering time used in commercial rice drying varies widely. Some rice mills may probably temper paddy for too long or too short tempering time. It is thus important to know the appropriate tempering time for a particular set of drying conditions. During the tempering process, the characteristics of moisture distribution inside the grain kernel are very important to determine the moisture reduction in the second stage. The water content migrating from the inside will then be concentrated near the exterior surface, so that it can be removed easily when it is subject to intensive drying again. To accomplish this, it requires a sufficiently long tempering time for moisture equalization. An indication of degree of moisture uniformity that is frequently used by some researchers is the tempering index. The value of tempering index varies between 0 at the beginning of this process, corresponding to the end of first stage drying, and 1 at the infinite time. Steffe and Singh (1980) studied the effect of drying variables on tempering time required for the second stage of the two-stage drying. The results showed that the drying air temperature was the main parameter affecting the

FLUIDIZED BED TECHNIQUE

required tempering time. Sopornronnarit et al. (1999) suggested to use tempering with subsequent ambient air ventilation as the processes after the first stage fluidised bed paddy drying. Accordingly, the faster moisture reduction rate and the better quality in terms of head rice were obtained.

In simulation of multi-stage drying including the tempering between each stage, the moisture profile in a grain kernel at the end of each drying stage must be known. Unfortunately, the moisture profile in a grain kernel cannot be predicted by the empirical drying equations. But, it can be determined only by using a theoretical drying equation, mostly described by the Fick's unsteady state diffusion equation in which an effective moisture diffusion coefficient is taken into account.

According to the information from traders, the commercial fluidised bed dryers are usually operated at drying air temperature over 100°C. The extension of effective diffusion coefficient found in the literature for low drying temperature was inadequate to describe moisture movement at very high temperatures [Kameoka et al. (1986)]. Therefore, the first objective of this research is to determine quantitatively the effective diffusion of paddy at high temperatures. These values are then used in the simulation of tempering model to explain the moisture movement at various tempering times. The second objective is to study the effect of tempering time on the drying rate at the second stage drying and to develop a simple equation for predicting the tempering time required for moisture equilibration. The proposed equation enables us to estimate reasonably the appropriate tempering time under different drying conditions in order to obtain a high drying rate in the second stage drying.

MODEL DEVELOPMENT

In this work, we assume that water moves in the combined radial and axial direction and paddy is an isotropic solid. The partial differential equation of moisture diffusion for a single paddy kernel considered geometrically to be a finite cylindrical shape can be written as follows:

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

The initial and boundary conditions for paddy drying are given by

$$t = 0, 0 \leq r \leq r_0, \quad M = M_{in}$$

K-type thermocouple connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. The moisture contents of paddy were determined by an air oven at temperature of 103°C for 72 h. It was estimated that the error was approximately $\pm 0.1\%$ dry basis.

Paddy used in all experiments was rewet, mixed and kept in a cold storage at the temperature of $3\text{--}5^\circ\text{C}$ for 5–7 days in order to ensure the uniform water concentration throughout the kernel. Before starting of experiment, the paddy was kept in ambient air until grain temperature was very close to the ambient temperature.

During the experiment for studying the drying kinetics, final moisture content and grain temperature were collected from 189 drying conditions. Paddy with three levels of moisture content (22.1, 24.6 and 29.2% dry basis) was dried at the drying air temperatures of 110, 120, 130, 140, 150, 160 and 170°C . Samples were taken from the dryer at drying times of 0, 0.5, 1, 1.5, 2, 3, 5, 7.5 and 10 min, respectively, covering a wide range of final moisture content between 29.2% dry basis and 2.5% dry basis. A single paddy kernel has an equivalent dimension of 8.9 mm length and 0.9 mm radius. The dimension of kernel was obtained by measuring the space volume in the toluene solution.

Experiments on Drying and Tempering

To study the effect of tempering time on the drying performance, drying was divided into two stages and the tempering period was in between them. During the tempering, paddy was placed into a tightly sealed container and kept in an oven at the temperature equal to the paddy temperature that was obtained after the first stage drying. The experimental conditions were as follows: initial moisture contents of 24.0 and 29.5% dry basis, inlet air temperatures of 130 and 150°C and tempering times of 0, 15 and 30 min. After tempering, the tempered paddy was dried again under the same condition as the first one. The initial moisture content for the second stage is identical to the one that obtained from the end of first stage.

Numerical Solution for Moisture Profile Inside a Grain Kernel

In this section, we would like to summarize the simulation procedure for two-stage drying processes. First, moisture removal was calculated for a specified drying time using Eq. (2). Then the moisture content of the

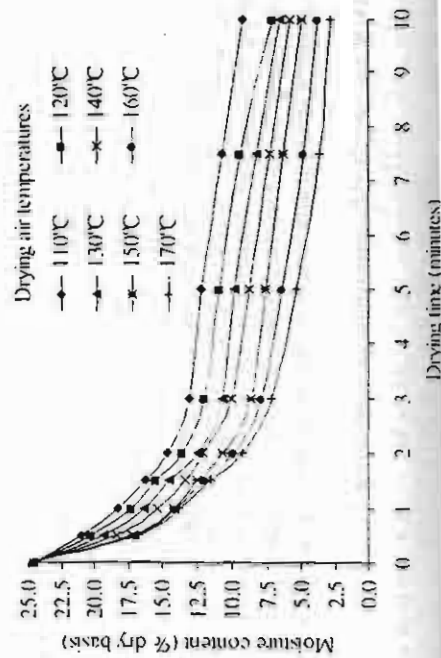
FLUIDIZED BED TECHNIQUE

This profile was employed at the beginning of tempering stage as required by tempering model. The partial differential equation of moisture diffusion [Eq. (1)] with the initial and boundary conditions for the tempering process was solved by numerical technique. The explicit method was used. Similarly, for the second stage drying, the equation was also solved numerically with the same boundary conditions as used in the first stage drying but the moisture profile as required by drying model for initial condition was found at the end of tempering. However, if the fully completed tempering, implying the tempering index equal to unity, was accomplished, then moisture removal could be calculated by Eq. (2).

RESULTS AND DISCUSSION

Effective Diffusion Coefficient

Figure 2 shows the results of moisture removal of paddy dried in the fluidised bed dryer. Initially, moisture content of the paddy is decreased rapidly during the first 3 min. After that, the mobility of water is very slow although the drying air in the fluidised bed has even more fulfil potential in receiving the water vapour from the grain. This indicates that the fluidised bed technique does not provide beneficially for removing its water content at low moisture level.



As shown in Figure 3 for initial moisture content of 24.6% dry basis, the increase of drying temperature substantially decreases the drying time and drying rates of paddy are in the falling rate period. For the other initial moisture contents, the experimental results also show the similar trends. The values of effective diffusion coefficient were determined by fitting the experimental data to Eq. (2) using 9 consecutive terms in each direction of diffusion. Nonlinear regression technique was used to obtain the best representation of effective diffusion coefficient. Figure 3 represents the change of effective diffusion coefficient with temperature, indicating that the effective diffusion coefficient is strongly dependent on the temperature, but it is a weak function of moisture content. Therefore, the moisture content is not taken into account in the Arrhenius type equation.

Linear regression was used to determine quantitatively the Arrhenius constants (E_a and D'). The effective diffusion coefficient for paddy is thus expressed as:

$$D = 5.41141 \times 10^{-6} \exp\left(\frac{-28436.4}{R(273.15 + T)}\right) \quad (4)$$

The correlation coefficient (R^2) for Eq. (4) is 0.955, showing the suitable fit with the effective diffusion coefficients in the Arrhenius form as indicated clearly in Figure 3.

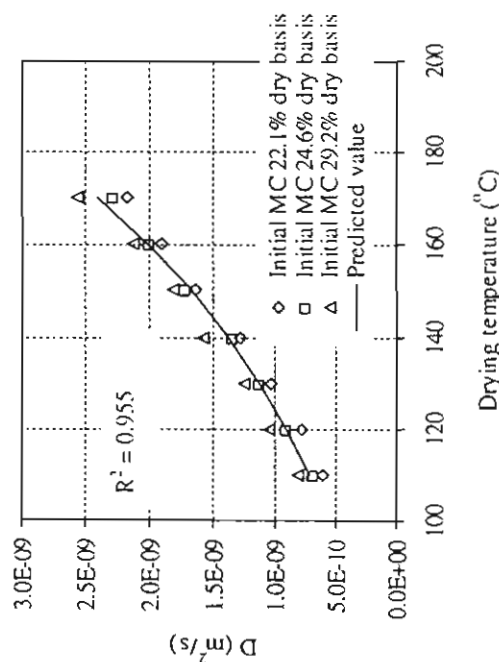


Figure 3. Effective diffusion coefficients obtained from different drying conditions.

Accuracy of Mathematical Model

The comparisons between the experimental results and the simulations at conditions of tempering and of no tempering are shown in Figure 4. The drying and tempering models predict the moisture content in the same trend with the data. As seen in Figure 4, total drying time is significantly reduced for drying process with combining tempering treatment between stages.

In addition to the decrease of drying time, it provides further the efficient energy utilisation. This is an essentially important matter to paddy drying by fluidised bed technique because the energy consumption for removing water content is very high in particular at low moisture level, consuming more than 5 MJ/kg water evaporated [Soponronarit et al. (1995)] for reducing moisture content down to 5 points per pass.

Suitable Tempering Index

The perfect equalization of moisture yields the most efficient performances in terms of drying rate and energy utilization during the subsequent drying stage whereas the largest moisture gradient gives the poorest perform-

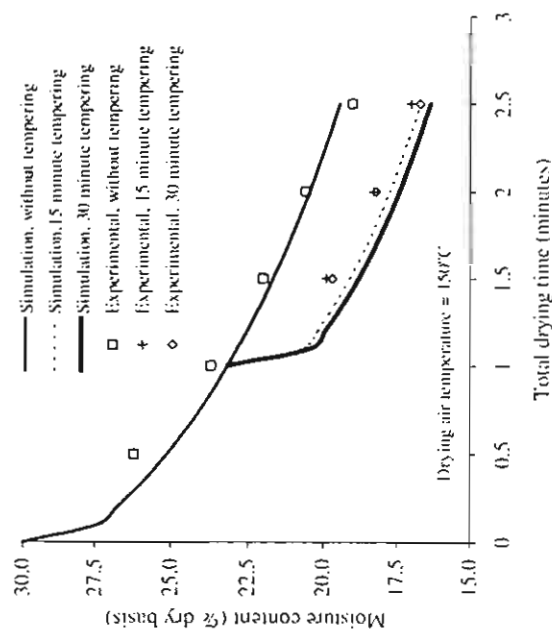


Figure 4. Evolution of moisture content of paddy using the two-stage fluidised bed drying with different tempering times.

ances. Thus, drying rate correlates intimately with the degree of moisture uniformity. Several researchers [Steffe and Singh (1980), Zhang and Litchfield (1991) and Tolaba et al. (1999)] defined the tempering index as a guideline to indicate how far the moisture content at the surface deviates from the equilibrium value at the infinite time. It is given by the following equation:

$$I_t = \frac{(M_{s,t} - M_{s,t=\infty})}{(M_{s,t=\infty} - M_{s,t=0})} \quad (5)$$

where the subscript s refers to the kernel surface. The average moisture content of kernel surface can be determined by the following equation:

$$M_s = \frac{\sum M_i V_i + \sum M_j V_j}{\sum V_i + \sum V_j} \quad (6)$$

where i and j refer to the curve and the plane surface, respectively.

As shown in Figure 5, the degrees of tempering index remarkably affect the moisture reduction at the second stage drying. Paddy is undertaken to temper for longer periods. The corresponding higher tempering indexes provide lower moisture contents. As the value of tempering index is sufficiently high enough, for example, at a tempering index of 0.95, the drying rate is almost superimposed on that of the perfectly completed tempering. This is reasonable to say that the degree of 0.95 is the appro-

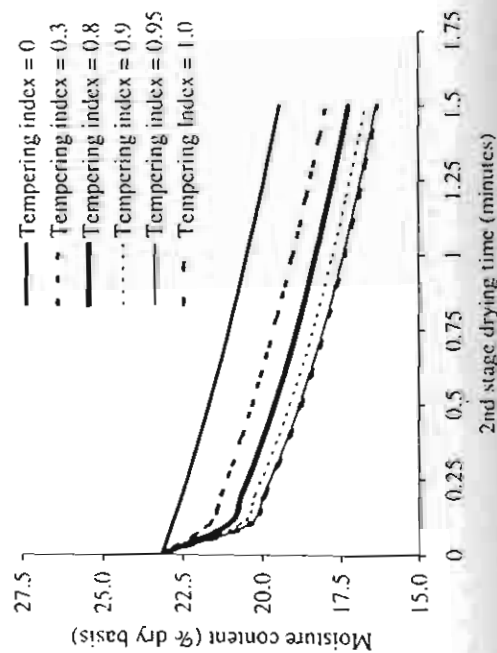


Figure 5. Effect of tempering indexes on the 2nd stage drying.

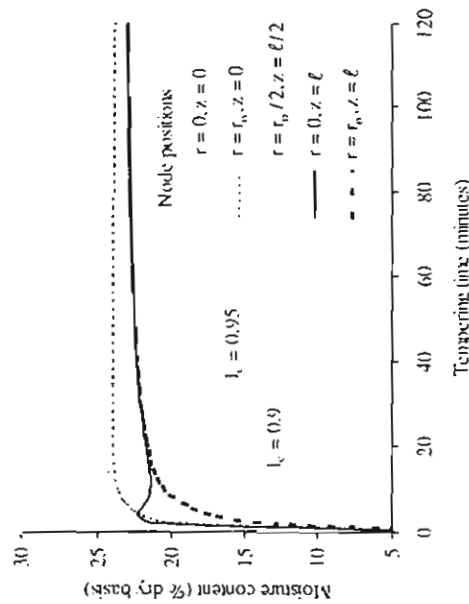


Figure 6. Simulated moisture profile inside a paddy kernel during the corresponding tempering of Figure 5.

prate value that provides nearly the same drying performance of the perfect one. The quantitative description of result represented in Figure 5 can be considered from the concentration gradient occurring inside the kernel during tempering periods.

Figure 6 shows the predicted moisture profile inside a single paddy kernel during the different tempering periods. After paddy is tempered longer than 35 min, corresponding to higher tempering index of 0.95, the moisture concentrations at different locations are almost identical. The values of water content in every position inside the kernel approach an approximate 23% dry-basis, at which the moisture content was obtained from the end of first stage drying (or at the beginning of tempering) as previously shown in Figure 5. Thus, it becomes clearer why drying rates of paddy at the second drying stage in the case of tempering index of 0.95 is insignificantly lower than that of perfect one.

Development of the Predicted Equation of Required Tempering Time

Figure 7 illustrates the simulation results for the desired tempering index of 0.95 under different conditions of first stage drying, showing the

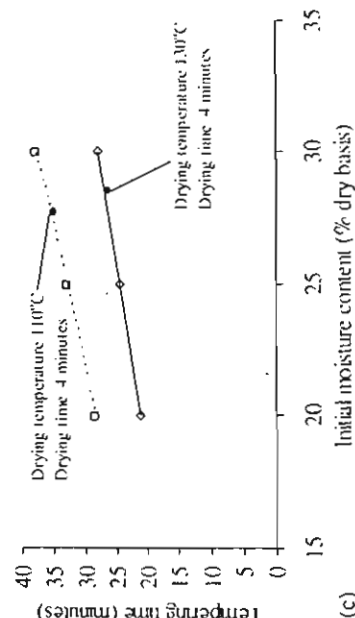
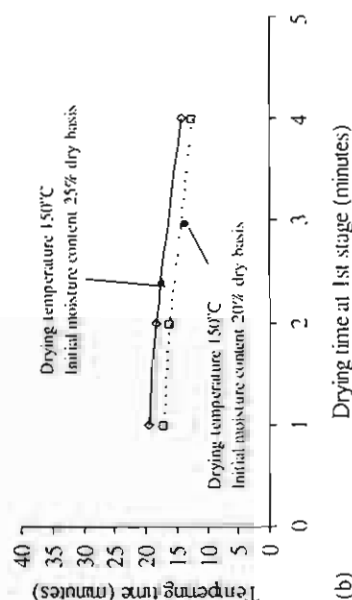
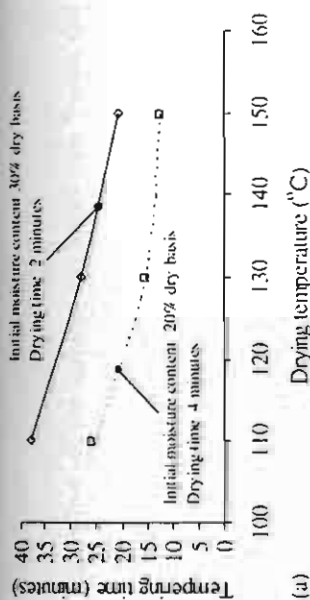


Figure 7. The simulation results of the required tempering for 0.95 tempering index with the different conditions of the first stage fluidized bed drying.

perature (Figure 7a) and drying time (Figure 7b). In contrast, it increases proportionally with initial moisture content (Figure 7c). The effect of relative humidity was not of particular interest in this work because drying air at high temperature ($>100^{\circ}\text{C}$) has a very low humidity so that it is not influential effect on the tempering time. As shown in Figure 7, the drying temperature is the most profound effect on reduction of tempering time.

In these simulations, the tempering temperature of grain, that was not equal to the drying temperature, was measured directly from the end of first stage drying and then used as an input parameter for the tempering model. From the experimental results, it is shown that the grain temperature or tempering temperature increases rapidly with drying time, particularly at the early periods as shown in Figure 8. The resulting effective diffusion is higher and consequently, it reduces the required tempering time as shown previously in Figure 7b.

Following such relationships, an equation of the desired tempering time has been developed to facilitate the practical use. A multiple linear regression technique was used to find the prediction equation by fitting the associated parameters i.e. absolute inlet air temperature (T_{abs}), initial moisture content (M_{in}) and drying time (t_d) with the proposed equation. The

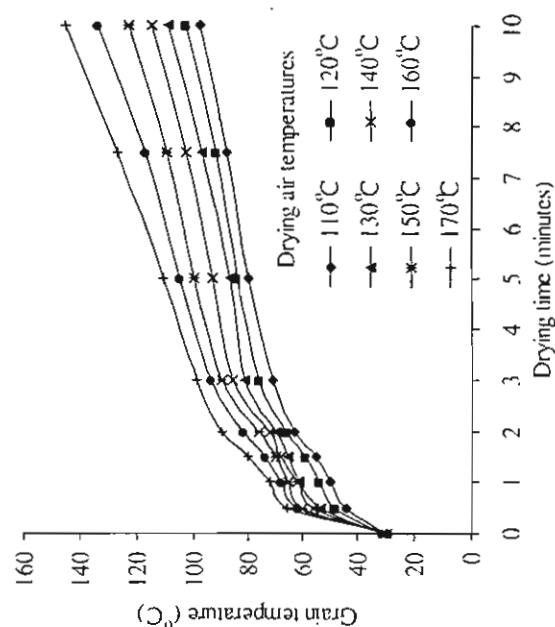


Figure 8. Evolution of grain temperature at different drying air temperatures.

equation of desired tempering time that yields the highest correlation coefficient is as follows:

$$t_1 = 161.0351 - 0.355486 T_{\text{abs}} + 0.521944 M_{\text{in}} - 2.97024 t_d \quad (7)$$

$$R^2 = 0.903$$

The above equation is applicable to the range of $383 \text{ K} \leq T_{\text{abs}} \leq 443 \text{ K}$, $20\% \text{ dry basis} \leq M_{\text{in}} \leq 30\% \text{ dry basis}$, and $1 \text{ min} \leq t_d \leq 5 \text{ min}$. This equation can be used only with paddy drying by the fluidised bed dryer. The other types of dryers are not recommended to use this equation due to the fact that the inherent characteristics of flow in the fluidised bed provide more intensive heat and mass transfer than the other ones.

In some private rice mills, the continuous fluidised bed dryers being used have frequently been operated at temperatures between 110 and 150°C . Paddy was dried for 2 min at the first stage and then tempered for 30 min . Initial moisture content has normally been found in the range between 26.0 and 32.0% . According to this, the tempering times, which was calculated from Eq. (7), required for achieving the tempering index of 0.95 was in between 18 min and 35 min . However, we recommend that paddy should be tempered at least 35 min in order to make sure that the superior quality is obtained. This value is drawn from the following main reasons: variation of initial moisture content, which is frequently found in the paddy field, and small amounts of moisture loss in tempering bin.

CONCLUSIONS

From the experimental results, it can be concluded as follows:

1. The effective moisture diffusion coefficient for high temperature paddy drying by fluidisation technique can be correlated favourably by an Arrhenius type equation.
2. The drying and tempering models are developed to describe the moisture movement inside the paddy kernel. The drying rate during the second stage drying in the fluidised bed dryer can be improved considerably when the tempering treatment between drying stages is included.
3. The tempering index of 0.95 is the suitable value to be used as a guideline for the required tempering time. Under this value, it can be obtained the highest drying rate and the most effective energy utilisation as a consequence.
4. The drying temperature is the most significant contribution to the tempering period. The initial moisture content and drying time

have a minor effect on the tempering time as compared to the above parameter.

5. The tempering period of 35 min is recommended for the two-stage fluidised bed paddy drying being used industrially.

NOMENCLATURE

D	Effective diffusion coefficient (m^2/s)
D'	Arrhenius factor
E_a	Activation energy (kJ/kmol)
I_t	Tempering Index
ℓ	Half length of cylinder (m)
M	Moisture content, % dry basis or decimal
MR	Moisture ratio, decimal
R	Universal gas constant ($\text{kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K}$)
R^2	Correlation coefficient
r	Coordinate along the radius of cylinder (m)
T	Inlet temperature (K or $^\circ\text{C}$)
t	Time, minute or (s)
V	Volume (m^3)
z	Length of cylinder (m)
λ_m	Root of the Bessel function of the first kind of zero order

Subscripts

abs	Absolute
d	Drying
eq	Equilibrium
i	Curve surface
in	Initial
j	Plane surface
o	Radius of cylinder
s	Kernel surface
t	Tempering

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand

REFERENCES

- Crank, J. *The Mathematics of Diffusion*, Oxford University Press: England, 1975, pp. 414.
- Elbert, G.; Tolaba, M.P.; Suarez, C. Effects of Drying Conditions on Head Rice Yield and Browning Index of Parboiled Rice. *J. of Food Engineering* **2001**, *47* (1), pp. 37-41.
- Hebbat, H.U.; Rastogi, N.K. Mass Transfer During Infrared Drying of Cashew Kernel. *J. of Food Engineering* **2001**, *47* (1), pp. 1-5.
- Kameoka, T.; Hosokawa, A.; Morishima, H. Simulation of Heat and Mass Transfer During Through-drying Process of Rough Rice, pp. 271-278, A.S. Mujumdar (ed.) *Drying of Solids: Recent International Developments*, Halsted Press, Wiley, 1986.
- Mulet, A.; Berna, A.; Rossello, C. Drying of Carrots I. Drying Model. *Drying Technology* **1989**, *7* (3), pp. 536-557.
- Rovedo, C.O.; Suarez, C.; Violaz, P. Analysis of Moisture Profiles, Mass Biot Number and Driving Forces During Drying of Potato Slabs. *J. of Food Engineering* **1998**, *36* (2), pp. 211-231.
- Sabbath, M.A. Convective Heat Transfer Coefficient and Tempering Effects on Cooling Rate of Shelled Corn, Ph.D. thesis, Purdue University: Lafayette, IN, 1970.
- Soponronnarit, S.; Yupha, M.; Prachayawarakorn, S. Cross-flow Fluidized Bed Paddy Dryer: Prototype and Commercialisation. *Drying Technology* **1995**, *13* (8&9), pp. 2207-2216.
- Soponronnarit, S.; Wetchacuma, S.; Swadisevi, T.; Poomsa-ud, N. Managing Moist Paddy by Drying, Tempering and Ambient Air Ventilation. *Drying Technology* **1999**, *17* (1&2), pp. 335-344.
- Steffe, J.F. Moisture Diffusion and Tempering in the Drying of Rough Rice, Unpublished Ph.D. thesis, Dept. Agricultural Engineering, University of California, Davis, 1979.
- Steffe, J.F.; Singh, R.P. Theoretical and Practical Aspects of Rough Rice Tempering. *Trans. of the ASAE* **1980**, *23*, pp. 775-782.
- Steffe, J.F.; Singh, R.P.; Bakshi, A.S. Influence of Tempering Time and Cooling on Rice Milling Yields and Moisture Removal. *Trans. of the ASAE* **1979**, *22*, pp. 1214-1218, 1224.
- Tolaba, P.; Aguerre, R.J.; Suarez, C. Drying Simulation of Corn with Tempering. *Drying Technology* **1999**, *17* (6), pp. 1081-1093.
- Zhang, Q.; Litchfield, J.B. An Optimization of Intermittent Corn Drying in a Laboratory Scale Thin Layer Dryer. *Drying Technology* **1991**, *9* (11), pp. 233-244.

A MATHEMATICAL MODEL FOR CONTINUOUS DRYING OF GRAINS IN A SPOUTED BED DRYER

**Thanid Madhiyanon, Somchart Soponronnarit,*
and Warunee Tia**

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

ABSTRACT

A mathematical model for a continuous spouted bed dryer has been presented to predict moisture content, air and grain temperatures as well as energy consumption. To better understand the interactive influence of processes in each region of the spouted bed, solution schemes for the spout and downcomer were treated separately. The behavior of dryer was investigated experimentally and found that the dryer behaved differently from an ideal plug flow. The drying rate as simulated by the model is almost constant during grain movement in the dryer. Absence of airflow in the downcomer leads to a tempering process that takes place in the downcomer while intense heat and mass transfer occurs mainly in the spout due to the high airflow rate there. Furthermore, by considering the predicted grain temperature

*Corresponding author. E-mail: somchart.sop@kmutt.ac.th

history as one of the indicators of product quality, one can, in principle, design appropriate successive processes in a continuous spouted bed dryer to minimize product damage.

Key Words: Dehydration; Diffusion; Non-equilibrium; Paddy; Simulation; Tempering

INTRODUCTION

The combination of two distinct hydrodynamic regimes, pneumatic transport in the spout and a moving bed in the downcomer, is a key feature of the spouted bed. To simulate spouted bed drying, a macroscopic drying model of the overall bed incorporating mass and energy balances and drying rate kinetics is generally developed. Mechanism of drying for the spout and downcomer regions are considered as whole bed. Thermal equilibrium between the grain and the air leaving the bed and well mixed isothermal bed are usually assumed for simplifying model and thus the model does not deal with heat transfer equation (Becker and Sallans (1); Zurith and Singh (2); Zahed and Epstein (3,4); Ngyen (5)). A model for batch drying of rough rice was developed by Zurith and Singh (2) using a semi-theory of the heat desorption-vaporization as a function of temperature and moisture content. To predict the moisture content, Zurith and Singh (2) assumed a constant diffusion coefficient. Unlike Zurith and Singh (2), Zahed and Epstein (3,4) used an empirical equation relating the diffusion coefficient of cereal grains to temperature and moisture content.

Jumah et al. (7,8) developed a model for batch drying of corn in a novel rotating jet spouted bed under conditions of constant and intermittent drying. Unlike prior related works as above-mentioned, the assumptions of thermal equilibrium and of no temperature gradient inside the kernels were not employed in their model. To study drying kinetics of grains in two-dimensional spouted beds, Kalwar and Raghavan (9) dried shelled corn in their experiments under minimum spouting conditions and found that there was no constant drying rate period. However, Wetchacama et al. (11) and Nguen (5,6) found different results in their study of batch drying of paddy in spouted bed dryers. The results showed that the moisture content reduction with time was nearly constant rate.

Madhiyanon et al. (13) presented the non-equilibrium and non-isothermal bed model for batch drying of grains, which was validated with the experimental results of batch drying of corn in two-dimensional spouted bed dryer (proposed originally by Mujumdar (14)). Unlike the previous studies, modeling of the spout and downcomer regions was

considered separately for better description of the drying physics. The model has to deal with the circulation rate of grains, which has been formulated empirically by Kalwar and Raghavan (10). Clearly, almost of research has been concerned with batch drying, rather than continuous drying of grains in spouted bed dryer. For drying on a commercial scale, continuous operation is always preferable. It is thus the object of this paper to further develop the mathematical model for continuous drying of grains in a spouted bed dryer, with a part of exhausted air recycled.

This model was compared with the experimental results of paddy drying in an industrial-scale continuous spouted bed paddy dryer with a capacity of 2500–3500 kg/h as proposed by Madhiyanon et al. (12). To develop the model, the spouted beds (both the spout and downcomer regions) are divided into elementary thin layers and four differential equations, i.e., mass balance, energy balance, heat transfer and diffusion equations, were developed and solved numerically. Due to low air-to-grain ratios in the downcomer, it may cause much more moisture transfer than ability of the air to carry it. The procedure for checking the limitation of air in the downcomer to adsorb moisture from grains was also incorporated into the model. The model was developed on the assumption of plug flow pattern for grains in a continuous spouted bed dryer. However, for real situations we found that the flow behavior of grains deviated from plug flow. Thus, the model accounts for the deviation of the real system by incorporating an appropriate residence time distribution function into the model; this is similar to the previous works by Becker and Sallans (1), and Zahed and Epstein (3). For an overall review of spouted bed drying techniques, the reader should refer to Pallai et al. (15). For a discussion of the design principles, the reader will find the article by Passos et al. (16) of interest.

MODEL DEVELOPMENT

Assumptions

The following assumptions are made in the development of the mathematical model.

1. The paddy kernels are uniform in size and internally homogeneous, and can be approximated as isotropic spheres.
2. Internal moisture diffusion dominates the drying process, so that the external convective mass transfer resistance can be neglected and the surface moisture content of grains is assumed to reach

3. Moisture migration within the grain kernel is controlled by liquid diffusion.
4. Temperature gradients within the grain kernel are negligible.
5. The effects of heat conduction and moisture transfer between grains, heat losses and grain shrinkage are neglected.
6. The accumulation of the thermal energy and water vapor of the air in the bed is negligible.
7. The airflow and grainflow are in plug flow in both regions, and the co-currentflow and counterflow are assumed for the spout and downcomer regions, respectively.

To simulate drying in the spout and downcomer regions, the bed is assumed to be divided into a series of elementary thin layers (Figure 1) of differential thickness (δy) and unit cross-sectional area. The basic knowledge of mass and energy conservation with accounting for convective heat transfer (air-grain interface) and diffusion mass transfer within the kernel are applied to each elementary thin layer drying, which leads to a set of differential equations. Referring to Mathiyanon et al. (13), the four governing differential equations of mass conservation, energy conservation of air and grain, and diffusional drying kinetics Eqs. (1)–(4) can be rewritten as:

$$G_p \frac{dM}{dy} = \pm G_a \frac{dW}{dy} \quad (1)$$

$$\frac{dT_p}{dy} = \frac{h a_p (T_a - T_p)}{G_p c_p + G_p M c_w} + \frac{\lambda + c_v (T_a - T_p) dM}{c_p + M c_w} dy \quad (2)$$

$$\frac{dT_a}{dy} = \pm \frac{h a_p (T_a - T_p)}{G_a c_a + G_a W c_v} \quad (3)$$

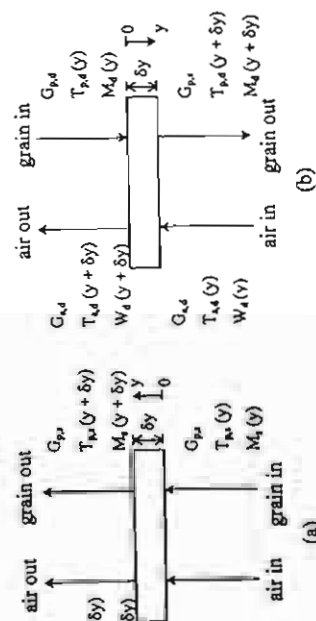


Figure 1. Elementary thin layers. (a) spout region; (b) downcomer region.

Equations (1) and (3) are applied with the minus sign for the spout region with co-currentflow and with the positive sign for the downcomer with counterflow.

To set the boundary conditions for Eqs. (1)–(3), we assume that the outlet conditions of grain for each region are the inlet conditions of the subsequent region and thus we obtain:

For the spout region,

$$y = 0, \quad t = 0 \quad T_p = T_{p,in} \quad M = M_{in}$$

$$t > 0 \quad T_p = T_p \quad (\text{end of downcomer zone})$$

$$M = M \quad (\text{end of downcomer zone})$$

$$y = 0, \quad t = 0 \quad T = T_{a,in} \quad W = W_{amb}$$

$$t > 0 \quad T = T_{a,in} \quad W = W_{mix}$$

where W_{mix} is the humidity of recirculating air mixed with the ambient air. For the downcomer region,

$$y = 0, \quad t > 0 \quad T_p = T_p \quad (\text{end of spouting zone})$$

$$M = M \quad (\text{end of spouting zone})$$

$$y = L, \quad t = 0 \quad T_a = T_{a,in} \quad W = W_{amb}$$

$$t > 0 \quad T_a = T_{a,in} \quad W = W_{mix}$$

Assuming a constant diffusion coefficient, the equation for one-dimensional diffusion for spherical geometry with appropriate initial and boundary conditions to describe the moisture transfer are:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = D \left[\frac{\partial^2 M}{\partial r^2} + \left(\frac{2}{r} \right) \frac{\partial M}{\partial r} \right] \quad (4)$$

$$t = 0, \quad 0 \leq r \leq r_p \quad M = M_{in}$$

$$t > 0, \quad r = r_p \quad M = M_{eq}$$

$$r = 0 \quad \frac{\partial M}{\partial r} = 0$$

Grain Velocity and Cycle Time

Knowing the grain circulation rate ($\dot{m}_p$), which is identical to the feed rate of grain for continuous drying, the grain velocity can be determined

from:

$$V_p = \dot{m}_p / (\rho_p (1 - \epsilon) A) \quad (5)$$

The dwell time in the spout region is calculated as follows:

$$t_s = H_s / V_{p,s} \quad (6)$$

where H_s and $V_{p,s}$ are, respectively, the spout height and the grain velocity, which is assumed constant throughout the spout region. Similar to Eq. (6), the time taken by the grain in the downcomer can be determined corresponding to the bed height and grain velocity in the downcomer. Since the proportion of time spent by a grain in the spout is insignificant compared with that spent in the downcomer, cycle times can thus be deduced from grains flowing in the downcomer.

The dryer can be assumed to consist of a series of two-dimensional spouted bed sub-dryers in direction of its longitudinal length (Figures 2

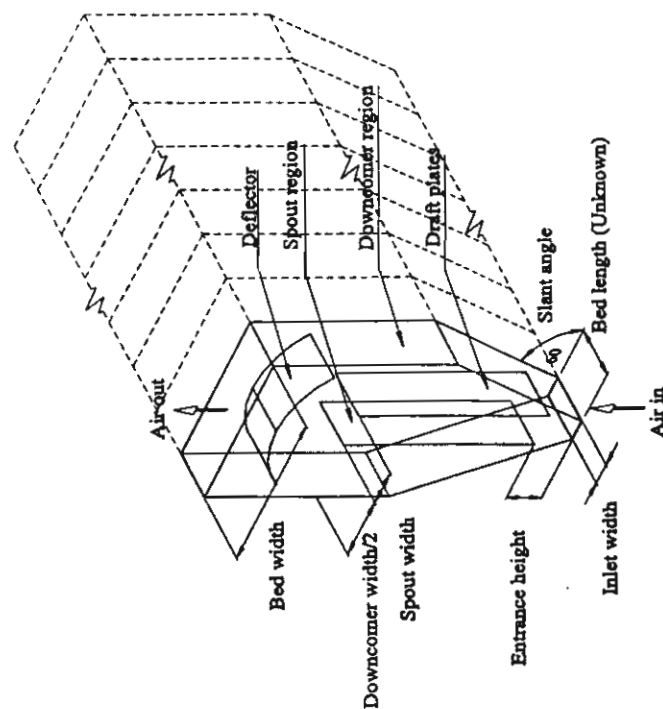


Figure 2. Schematic diagram of typical sub-dryers connected in series

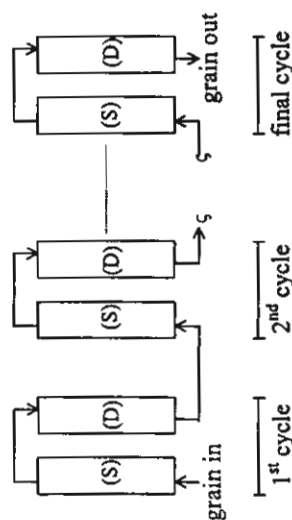


Figure 3. Schematic of grain circulation of two regions. (S—spout region, D—downcomer region).

and 3). The velocity of grain flowing through each sub-dryer as expressed in Eq. (5), is related to the grain circulation rate ($\dot{m}_p$) and the corresponding cross-sectional area of each region where the grains flow through. Kalwar and Raghavan (10) have found a generalized equation that predicts the grain circulation rates in a two-dimensional spouted bed. By substituting a known grain circulation rate (feed rate) into Kalwar and Raghavan's equation, a length of bed, which is equivalent to the length of a typical sub-dryer was determined. When the length is multiplied by a width of each region, the cross-sectional area corresponding to each region is obtained.

Heat Transfer Coefficient

Many empirical correlations are available in the literature for the estimation of gas to particle heat transfer coefficient (Whitaker (17), Bandrowski and Kaczmarzyk (18) and Rowe and Claxton (19)). These correlations have been developed using many different types of equipment. In the present study and based on preliminary screening simulation, the correlation of heat transfer over a single sphere studied by Whitaker (17) was selected to obtain an expression of the heat transfer coefficient for the spout region. An empirical overall bed heat transfer coefficient for a two-dimensional spouted bed given by Kudra et al. (20) is used to estimate the convective heat transfer coefficient for the downcomer region.

The heat transfer area of particles per unit bed volume for each region is obtained from:

$$a_c = 6(1 - \epsilon)/D \quad (7)$$

where the value of ϵ for the spout region is 0.98 and 0.40 for the downcomer region; both values are typical of pneumatic transport and fixed beds, respectively.

Diffusion Coefficient

The effective diffusion coefficient, D , is determined by regression analysis from the experimental data of Poomsaad et al. (21) and is given by:

$$D = 5.68033E - 6 \exp(-3445.66/T_{\text{abs}}) \quad (8)$$

Air Leakage Rates from the Spout to Downcomer

In the present model, the main difficulty that arises is predicting how the gas divides itself between the spout and downcomer. There is no accurate information available on the air leakage from the spout to downcomer for a continuous spouted bed dryer. With the experimental results of batch drying of corn in a two-dimensional spouted bed carried out by Janevitsakul (22), an empirical curve fit was obtained. It was found that the air leakage ratio depended on the specific airflow rate, SPA (mass ratio of circulated air to dry grains in bed), and the corresponding correlation can be expressed as follows:

$$\text{Air leakage ratio} = 2212.56\text{SPA} - 10.7829 \quad (9)$$

where the air leakage ratio is the mass ratio of air leakage from the spout to the downcomer to total circulated air.

Average Moisture Content

The average moisture content $\bar{M}(t)$ of the paddy kernel is obtained by integrating $M(r, t)$ over the sphere volume.

$$\bar{M}(t) = \frac{4\pi}{V} \int_0^{R_r} r^2 M(r, t) dr \quad (10)$$

Constraints of Evaporation Rate

Low mass ratio of grain-to-air especially in the downcomer often leads to overestimation of the drying rates and may cause the evaporation rate more than evaporative capacity of the air. Consequently, the temperature and humidity of air exiting each elementary thin layer need to be checked to see if it is feasible. Once, the state point is not feasible (if the relative humidity is higher than 100%), the excess moisture must be removed from the air by condensation process to converge to a relative humidity of 100% and is then returned into the grain kernel. The temperature and humidity of air corrected for the excess moisture transfer are calculated by the energy equation reported by Thomson et al. (23) and Soponronnarit (24) as follows.

$$c_a T_o + W_o(2502 + c_v T_o) + R c_{pw} T_o = c_a T_f + W_f(2502 + c_v T_f) + R c_{pw} T_f \quad (11)$$

where

$$R = \text{dry mass ratio of grain to air, kg/kg} \\ = G_p / G_a$$

and subscripts o and f refer to non-feasible and corrected conditions of air, respectively.

We can substitute W_f with the function of T_f and then using Newton-Raphson technique for the above equation, T_f and W_f will be obtained. To determine the corrected average moisture content, the following equation is used.

$$\bar{M}_f = \bar{M}_o + (W_f - W_o)/R \quad (12)$$

After condensation we have to push the excess moisture, which is equal to $\bar{M}_o - \bar{M}_f$, back to each interior node inside grain kernel. To simplify the procedure, the nodal moisture contents are recalculated by dividing the excess moisture according to the weight of grain accompanied by each node.

Residence Time Distribution (RTD) of Grains

The aforementioned model is valid for a continuous spouted bed which approaches plug flow, but in reality, the flow pattern of grains in real system does not conform exactly to the postulate of the ideal plug

flow. The model can be extended to cover a real system by incorporating an RTD function, which indicates how far the behavior of grain deviates from the ideal behavior and how long different grains remain in a dryer. The experiment was conducted to determine the RTD of paddy in a prototype spouted bed dryer as shown in Figure 4 as well as to determine the appropriate RTD model for using in the model. The experimental results indicated good agreement between RTD obtained from experiments and those determined by units-in-series model (Levenspiel (25)), which views the particles flowing through a series of equal-size well-mixed units. More details of experimental results will be discussed in the main section of result and discussions. The RTD model given by Levenspiel (25) is modified for use in this model as follows:

$$E(\theta(j)) = \frac{N(N\theta(j))^{N-1}}{(N-1)!} \exp(-N\theta(j)) \quad (13)$$

where E = residence time distribution function; $j = 1, 2, \dots, j$ th cycle; $\theta(j) = j \times (\text{cycle time in a typical sub-dryer/mean residence time})$; N = number of typical sub-dryer in series = mean residence time/cycle time in a typical sub-dryer.

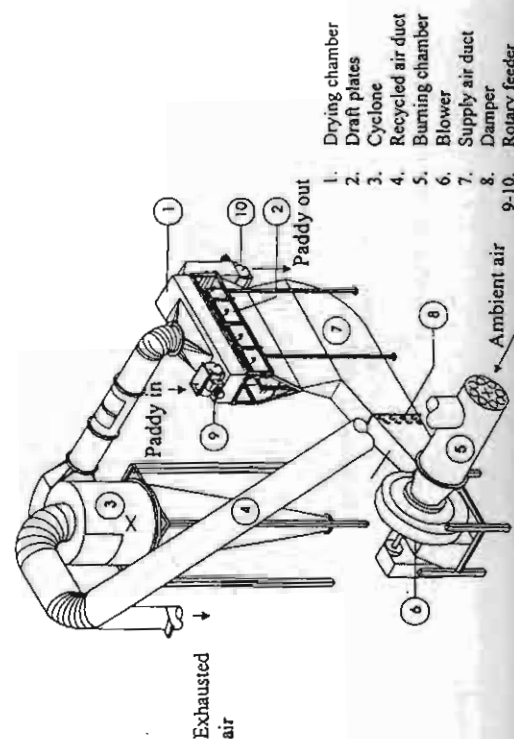


Figure 4. Schematic diagram of the overall experimental set-up.

If this is combined with the relevant average moisture content of grains ($\bar{M}$) at the end of each cycle, the average moisture content of a statistical population of the grains can be determined using Eq. (14), the moisture content of individual grains being, of course, different because of the RTD.

$$\bar{\bar{M}} = \int_0^\infty \bar{M}(j) E(j) dj \quad (14)$$

where $j = 1, 2, \dots, j$ th cycle; $\bar{M}$ = average moisture content at ending of each cycle; $\bar{\bar{M}}$ = average moisture content of statistical population of grains in continuous process.

The Exit Air Conditions

The exit air temperature and humidity of each sub-dryer are the mixed conditions of the air leaving the spout and downcomer regions.

Properties and Thermodynamics Equations

Expressions for properties of product and thermodynamics equations obtained from literature for paddy and air-water system are listed in Tables 1 and 2.

SOLUTION ALGORITHM

For modeling drying mechanism, we consider that the dryer is represented as a series of sub-dryers (Figure 2). Grains at a constant

Table 1. Properties Used for Simulation

Eqn.#	Property	Expression	Ref.	Unit
15	λ	$(2502 - 2.386T)(1 + 2.496 \exp(-21.733M)) \times 10^3$	(26)	J/kg
16	M_{eq}	$[\ln(1 - RH)/(c_p T_{air})]^{1/c_2} / 10$	(27)	kg/kg
17	c_{pw}	$c_1 = -3.146 \times 10^{-6} c_2 = 2.464$	(26)	J/kg K
18	ρ_h	$1.11 \times 10^3 + 44.8(M/(1 + M))$	(27)	kg/m ³
		$552 + 282 M$		

circulation rate, which is equal to the feed rate, alternately move between the spout and downcomer regions of each sub-dryer until they exit at the bottom of dryer as shown in Figure 3. Since the processes occurred in the spout and downcomer regions substantially influence each other, to better understand the mechanism of drying, the model explicitly accounts for the separate contributions of processes occurring in both regions. The shorter the cycle time the higher the number of sub-dryers will be attained at the relative mean residence time. The conditions of the grains leaving one region are used as input conditions for the grains entering the other region. In a dryer, grain passes through a succession of sub-dryer, the grain conditions from one sub-dryer are carried over to the next, whereas the inlet air conditions can be specified the same for each sub-dryer. The procedure of solution of the governing equations involves the following steps:

1. Because the dryer employs exhaust air recycle, the humidity of inlet air will be elevated above the ambient and the solution must be found iteratively. Thus at the start, the humidity of inlet air needs to be assumed to initiate the simulation.
2. The spout region is considered to consist of a group of elementary thin layers stacked one upon the other. For a given depth of thin layer and a fixed velocity of grain, one can automatically determine a required time step. By applying the diffusion drying equation (Eq. (4)), moisture profiles inside the kernel and change in average moisture content respect to a given time step are determined. The equation is solved numerically using the well-known Crank-Nicholson implicit method.
3. Knowing the inlet air and grain conditions of any given layer, final conditions are calculated at the end of a required time step by solving Eqs. (2) and (3) using the 4th Runge-Kutta method. The outlet air humidity can be determined with mass balance equation (Eq.(1)). The entire procedure is repeated for subsequent layers until reaching the top layer of spout height.
4. The grain conditions at the exit of the spout region are specified as the inlet conditions for the downcomer region. The calculation starts at the elementary thin layer at the top of the downcomer region. An iterative solution is necessary because sufficient initial conditions are not known to simulate its performance directly. At the top of the downcomer, the conditions of drying are not known, and at the bottom the conditions of grain are not known. In this situation, the conditions of inlet air are used as the initial guessed conditions and applied to each elementary thin layer in order to determine the exit conditions of air and grain for a relative elementary thin layer. However, we expect that drying process does not occur instantaneously when grains fall on the bed of downcomer because

Table 2. Thermodynamic of Air and Water Systems (28,29)

Eqn.#	Property	Expression	Unit
19	RH	$RH = 101.3W / (0.62189 P_{vs} + W P_{vs})$	Decimal
20	P_{vs}	$P_{vs} = 100 \exp(27.0214 - 6887 / T_{abs} - 5.31 \ln(T_{abs} / 273.16))$	Pa
21	c_a	$c_a = 1.00926 \times 10^3 - 4.0403 \times 10^{-2} T + 6.1759 \times 10^{-4} T^2 - 4.097 \times 10^{-7} T^3$	J/kg K
22	k_a	$k_a = 2.425 \times 10^{-2} + 7.889 \times 10^{-5} T - 1.790 \times 10^{-8} T^2 - 8.570 \times 10^{-12} T^3$	W/m K
23	ρ_a	$\rho_a = 101.325 / (0.287 T_{abs})$	kg/m ³
24	μ_a	$\mu_a = 1.691 \times 10^{-5} + 4.984 \times 10^{-8} T - 3.187 \times 10^{-11} T^2 + 1.319 \times 10^{-14} T^3$	kg/m s
25	c_v	$c_v = 1.883 \times 10^3 - 1.6737 \times 10^{-1} T + 8.4386 \times 10^{-4} T^2 - 2.6966 \times 10^{-7} T^3$	J/kg K
26	c_p	$c_p = 2.8223 \times 10^3 + 11.8287 T - 3.5043 \times 10^{-2} T^2 + 3.601 \times 10^{-5} T^3$	J/kg K

the grain surface is still extremely dry due to an exposure to a high temperature air in the spout. Thus, we assume the internal moisture has to be conveyed to the grain surface by diffusion during the downward motion of the grains. This allows moisture redistribution inside the grain kernel without moisture removal, which is defined as a tempering process, but heat transfer between air and grains is still possible. As soon as the surface moisture content of grain is higher than the equilibrium value, determined by the air temperature and humidity, drying will resume.

5. For tempering process, to determine change in moisture profile inside a grain kernel, diffusion Eq. (4) is applied with the boundary condition at grain surface that is $\partial M / \partial r = 0$ and change in air and grain temperatures at the end of a given time step are obtained by setting $dM/dy = 0$ in Eq. (2) and then solving Eqs. (2) and (3) using the 4th Runge-Kutta method. However, cooling of the air, of which mass is substantially less compared to mass of grains in bed, by its passage through the layers may cause the air approaching to the state point that the air is unable to carry moisture anymore (overadsorption capacity). This leads to water to condense onto the grain surfaces. Once this happens, Eqs. (11) and (12) are applied to correct the air temperature, humidity and moisture content. The condensed water will remain near the grain surface. Furthermore, the saturated air after condensation is unable to remove moisture from a subsequent layer. Consequently, tempering process will take place for the next layers.

6. For drying process, in the manner analogous to that of the spout region, four differential equations, i.e., Eqs. (1)-(4) are solved simultaneously by numerical method. Constraints of evaporative rate is also needed to be checked, and Eqs. (11) and (12) are employed if necessary to correct air and grain conditions. Then, the final conditions of air for a given elementary thin layer are obtained.

7. The final conditions of air throughout the bed accomplished by procedure in Steps 5 and 6 are now initialized to the conditions of the next iteration while the conditions of grain are remained the same as the beginning. The entire procedure is repeated until the solution is converged.

Return to Step 2 for the grain moving to the next sub-dryer (next cycle). The final grain conditions at the bottom layer of the downcomer region become the initial conditions of the spout region for the next sub-dryer. The calculations are repeated until reaching the end of mean residence time. Repeat Steps 1 to 7 until the difference between assumed and calculated humidity of inlet air is within a specified tolerance. To incorporate with RTD function, the calculations are subsequently extended to three times of the mean residence time to make sure that almost grains do

not remain in the dryer and then apply Eqs. (13) and (14) to determine the average moisture content of a statistical population of the grains.

RESULTS AND DISCUSSION

Residence Time Distribution

The experiment was conducted to predict the behavior of a continuous spouted bed dryer as shown in Figure 4 that can be characterized by RTD of grains. The opaque circular symbols as presented in Figure 5 show the results of the experiment on the RTD function of paddy at a constant feed rate of 3500 kg/h. It is clearly seen that the residence times of individual grain vary considerably. However, the RTD curve appeared to have longer tail at the right side but it approximated a normal distribution curve. This means a proportion of grains leaving the bed approximates to that of the rest in the bed after a mean residence time. The spread of residence time about the mean indicated some degree of backmixing in a continuous system and reflected that dryer behavior deviated from ideal plug flow. By a comparison with the RTD curve corresponding to units-in-series model (Levenspiel (25)) represented by a solid line in Figure 5, it shows that the Levenspiel RTD model has good agreement with the experimental RTD.

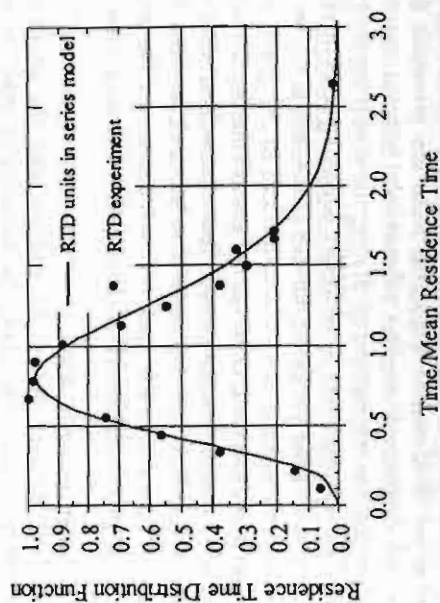


Figure 5. Residence time distribution of paddy in a continuous spouted bed at a constant feed rate of 3340 kg/h and a hold-up of 315 kg.

Hence, the RTD model given by Levenspille (25) is selected for using in modeling the drying of grain in a continuous spouted bed.

Validation of Model

The mathematical model was validated with the experimental results of continuous drying of paddy in an industrial-scale spouted bed dryer (Figure 4) proposed by Madhiyanon et al. (12). The operating conditions and the bed geometry are summarized in Tables 3 and 4, respectively.

Table 3. Operating Conditions for Model Validation

Parameter	Run No.				
	1	2	3	4	5
Feed rate (kg/h)	2370	2400	3160	3280	3550
Inlet air temperature (°C)	152	159	154	156	160
Ambient temperature, db/wb (°C)	37/30	34/28	33/32	30/27	35/27
Inlet grain temperature (°C)	37	34	34	35	35
Mean residence time (min)	6.0	5.3	6.4	5.3	5.2
Initial moisture content (%d.b.)	22.1	25.0	29.4	28.2	22.8
Hold-up (kg)	240	210	335	290	310
Grain diameter (mm)	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5
Total air flow rate (kg dry/s)	1.45	1.45	1.40	1.45	1.30
Air leak-off rate into the downcomer (%)	5	8	2	3	2
Recycled air ratio (%)	75	74	76	72	75

Table 4. Geometric Parameters of the Spouted Bed

Bed Dimensions	Run No.				
	1	2	3	4	5
Spout height (m)	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Entrance height (m)	0.125	0.125	0.125	0.125	0.150
Spout width (m)	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Bed width (m)	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60
Bed height (m)	0.65	0.60	0.85	0.80	0.80
Inlet width (m)	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
Slant angle (degrees)	60	60	60	60	60

Table 5 presents the results of five runs of experiment. The average errors of moisture losses predicted by the plug flow model and the model incorporating with RTD were 14.3% and 12.0%, respectively. There is no significant difference between the final moisture content obtained from the plug flow model and the model with RTD taken into account. Final grain temperatures predicted by the simulation differed from the experimental values by a mean of 8.4%.

The causes of discrepancies of final grain conditions are not exactly clear because for a two-region model as the present study, the final moisture and grain temperature are affected by a variety of processes that exist during both in the spout and downcomer. The processes occurring in both regions concern with several parameters, i.e., airflow rate, grain velocity, heat and diffusion coefficients. Therefore, it is difficult to investigate the cause of non-matching results between the experiments and simulations by recognizing

Table 5. Validation of Model for Continuous Drying of Paddy

Description	Run No.				
	1	2	3	4	5
Experiment					
Initial m.c. (%d.b.)	22.1	25.0	29.4	28.2	22.8
Final m.c. (%d.b.)	17.1	19.7	25.0	23.3	19.0
Final grain temp. (°C)	71	68	67	67	68
Spec. energy consumption (MJ/kg water evap.)	4.4	5.2	3.5	3.8	-
Simulation					
Final m.c. (%d.b.)	17.9	20.3	24.7	24.1	19.8
Plug flow	17.9	20.4	24.7	24.1	19.3
Plug flow integrating with RTD	81	78	63	63	67
Final grain temp. (°C)	5.6	5.5	4.0	4.6	4.4
Spec. energy consumption with RTD (MJ/kg water evap.)	-16.0	-11.3	6.8	-16.3	-21.1
Error in moisture loss (%)	-16.0	-13.2	6.8	-16.3	-7.9
Plug flow	14.0	14.7	-6.0	-6.0	-1.5
Plug flow integrating with RTD	27.3	5.8	14.3	21.1	-
Error in final grain temp. (%)					
Error in spec. energy consumption (%)					
Error = $\frac{\text{Sim} - \text{Expt}}{\text{Expt}} \times 100\%$					

temperature difference between grain and air. Both kinetics of moisture content and grain temperature are helpful in the design of grain drying process especially when they are considered as the parameters to control the product quality.

Limitation of the Dryer

According to the study of Madhiyanon et al. (12), achieving low moisture content was limited by a short mean residence time due to insufficient dryer length and hence the grain cannot be dried to a desirable level for safe storage. Therefore, in addition to know more information of continuous spouted bed, it was further simulated by extending the dryer length (from 2.1 to 5 m) which resulted in longer mean residence time and thus obtaining lower moisture and higher grain temperature. The result as shown in Figure 6d indicates that the grain moisture content progressively decreases at almost a constant rate without depending on whether the product is being wetted or dried, that is consistent with the experimental results of Wechakama et al. (11) and Ngugen (5). This may allow the possibility of the spouted bed dryer to dry products with low moisture content that are usually difficult to dry. Drying products at low moisture content with interaction between drying in the spout and moisture relaxation in the downcomer could help to additionally accelerate moisture removal as compared to drying with conventional drying processes. The grain temperature (Figure 6d) first sharply increases and thereafter it gradually increases as grain approaches to drying air temperature. However, it is of particular interest for agro-products that would be damaged by excessive grain temperature if grains stay in a dryer too long as presented in Figure 6d. This may be a limitation of a spouted bed dryer that drying grains in one pass through a dryer is practically impossible and this is also supported by the work of Ngugen (6).

Temperature Distribution and Heat Transfer

Figure 7 shows the grain and air temperatures predicted by the mathematical model, against bed height of the downcomer, for a counter-flow bed under the conditions of low airflow and warm inlet grain. It appears in Figure 7 that the air in the downcomer attains thermal equilibrium with the grains within a few centimeters of its entry into the bed. This is also found in the results of Madhiyanon et al. (13). This evidence may rise an idea for diminishing the complexity of solution scheme for the downcomer by

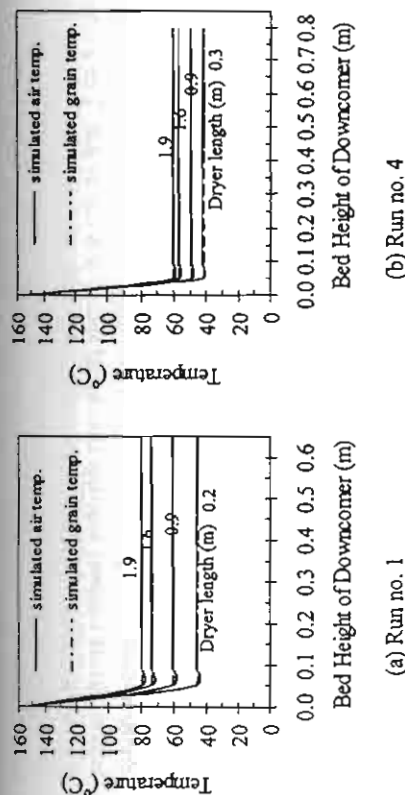


Figure 7. Temperature distribution of air and grain inside the downcomer bed.

assuming isothermal bed and thermal equilibrium condition between air and grains in the bed.

Moisture Content Profiles Regarding to Processes Occurring in the Downcomer and Spout Regions

Figure 8 shows the simulation moisture content distribution inside a grain kernel during grain movement in the downcomer. Moisture profiles at the beginning of the downcomer period, which are identical to those at the end of preceding spouting period, present the existence of relative large moisture gradients inside the grain kernel. Hence the air-grain interface resistance regarding to grain exposure to a high airflow and high temperatures in the spout is much lower than the internal mass transport resistance of the material leading to development of moisture gradient within the grain.

The simulation results illustrate that there was only the evidence of moisture relaxation inside the grain kernel with the absence of moisture removal in the downcomer. This is reflected by the decrease of the moisture gradients due to moisture migration from the center to the outer layer by diffusion during grain passage in the downcomer as shown in Figure 8. This may be explained with reference to very low air-to-grain mass ratio in the downcomer that has very little potential for heating and removing moisture from grains, and thus leading to tempering instead of drying. Opposite to

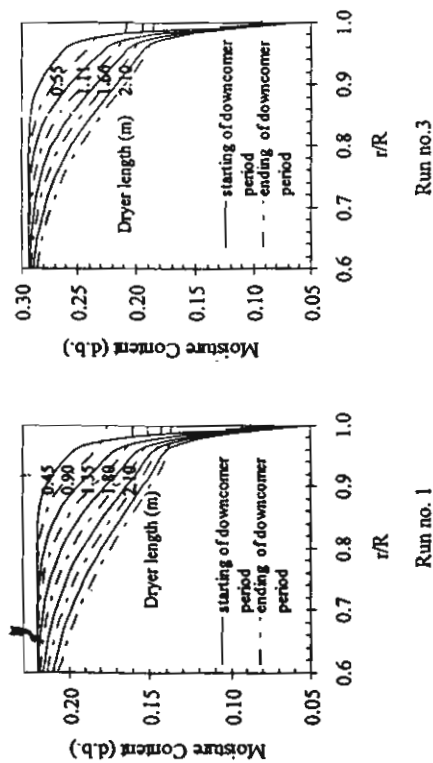


Figure 8. Simulated transient moisture profile inside a paddy kernel during downcomer period at different dryer lengths.

the evidence occurring in the spout region, the changes in moisture content of grain are attributed to evaporation of moisture near grain surface during grain flowing through the spout as indicated by moisture profiles inside grain kernel as presented in Figure 9.

Unlike to the previous work of Madhiyanon et al. (13) that there was no moisture relaxation but gentle drying existed almost all of the time spent in the downcomer. This is not surprising and could be reasoned that the air leakage rates from the spout to the downcomer of the previous work were substantially high compared to those of the present work, i.e., about ten to twenty orders of magnitude. The reason was that airflow required to sustain spouting stable of paddy in present work was very low compared with that required for corn in the former work. Thus, air leakage ratio computed by Eq. (9) was much less for this case.

Milling Yields and the Possible Strategy for Grain Drying in Spouted Bed

Madhiyanon et al. (13) reported that no serious loss in milling quality in terms of head rice yield and whiteness was found in their experiments. High temperature up to 160°C can be used without any adverse effect on quality. This is reasoned that a short residence time of individual grain remaining in their dryer could not affect grain color, and moisture

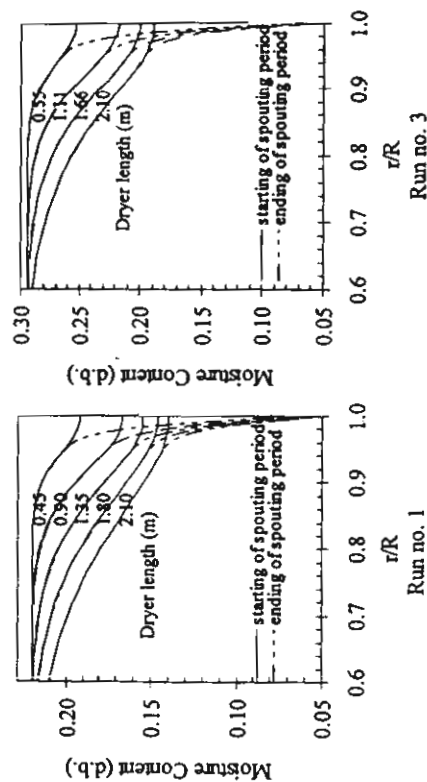


Figure 9. Simulated transient moisture profile inside a paddy kernel during spouting period at different dryer lengths.

redistribution during the rest period of downcomer allowed grains to relieve the stresses developed within the kernel, leading to insignificant effect on head rice yield. For longer residence times, in order to obtain lower moisture content, i.e., safe storage level, grain quality may be affected as shown in Figure 6d that grain temperature increases continually. To maintain quality, the operation may be divided into two-stage drying with long enough period of tempering in-between.

CONCLUSIONS

A mathematical model was developed to predict the performance of a continuous spouted bed dryer with air recycle. The model was validated with the experimental results for continuous drying of paddy. The model computes changes in moisture content, air and grain temperatures and energy utilization. In this study, RTD was used to characterize the behavior of dryer. The experimental RTD indicated that behavior of the dryer deviated from ideal plug flow. There is no significant difference in predicted final moisture content whether the model includes RTD or not. The average percentage error in moisture loss was 14.3% for the plug flow model and 12.0% for the model incorporating RTD. The average percentage error in grain temperature and specific energy consumption were 8.4% and 17.0%, respectively. Simulation results indicated that under substantially low air

leakage from the spout to the downcomer, alternating operation of a spouted bed leads to a major part of heating and drying taking place in the spout with negligible moisture removal in the downcomer. The tempering time in the downcomer facilitates evaporation of moisture in the spout and leads to an almost constant drying rate. As expected, thermal equilibrium condition of air and grains in the downcomer was observed and may be used to simplify the model. Simulation results indicate that it is difficult or impossible to achieve both high product quality and low moisture content for safe storage simultaneously by a single pass of drying through a continuous spouted bed dryer. Hence, multistage drying would be more appropriate.

NOMENCLATURE

Symbols

A	Cross-sectional area of elementary thin layer (m^2)
a_p	Surface area of particles per unit bed volume (m^2/m^3)
c	Specific heat ($J/kg K$)
c_p	Specific heat of dry particles ($J/kg K$)
c_{pw}	Specific heat of wet product ($J/kg K$)
D	Effective diffusion coefficient (m^2/s)
D_p	Equivalent particle diameter (m)
E	Residence time distribution function (-)
G	Dry mass flux ($kg/m^2 s$)
h	Convective heat transfer coefficient ($J/m^2 K$)
H_s	Spout height (m)
k_a	Thermal conductivity of dry air ($W/m K$)
M	Moisture content (decimal d.b.)
$\bar{M}$	Average moisture content (decimal d.b.)
$\bar{M}$	Average moisture content of statistical population of grains in continuous process (decimal d.b.)
$\dot{m}$	Dry mass flow rate (kg/s)
P_{vs}	Saturated vapor pressure (Pa)
r	Radial distance from center of sphere (m)
R	Dry mass of grain to air ratio (kg/kg)
R_p	Equivalent particle radius (m)
RH	Relative humidity (decimal)
SPA	Specific airflow rate ($kg air/kg grain-s$)
t	Time (s)
T	Temperature ($^{\circ}C$)

DRYING GRAINS IN SPOUTED BED DRYER

V_p	Velocity of particles (m/s)
V'	Volume of a single particle (m^3)
W	Air humidity (kg water vapor/kg dry air)

Greek letters

ε	bed porosity (-)
ρ_a	density of dry air (kg/m^3)
ρ_b	bulk density of particles (kg/m^3)
λ	heat of evaporation (J/kg)
θ	time dimensionless (-)

Subscripts

a	air
abs	absolute
amb	ambient
d	downcomer region
eq	equilibrium
f	corrected condition
in	initial
mix	mixing
o	infeasible condition
p	particle
s	spout region
v	vapor
w	water

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support.

REFERENCES

1. Becker, H.A.; Sallans, H.R. Drying Wheat in a Spouted Bed. Chem. Eng. Sci. 1960, 13, 97-112.
2. Zuritz, C.A.; Singh, R.P. In *Simulation of Rough Rice Drying in a Spouted Bed*, Drying'82, Mujumdar, A.S., Ed.; McGraw-Hill: Hemisphere, New York, 1982; 239-247.

3. Zahed, A.H.; Epstein, N. Batch and Continuous Spouted Bed Drying of Cereal Grains: The Thermal Equilibrium Model. *Can. J. Chem. Eng.* 1992, 70, 945-953.
4. Zahed, A.H.; Epstein, N. On the Diffusion Mechanism During Spouted Bed Drying of Cereal Grains. *Drying Technol.* 1993, 11(2), 339-354.
5. Nguyen, L.H. *Evaluation of a Modified Spouted Bed Dryer for High Moisture Grain Drying*, Ph.D. Thesis, University of New South Wales, Australia, 2000.
6. Nguyen, L.H.; Driscoll, R.H.; Szrednicki, G. Drying of High Moisture Content Paddy in a Pilot Scale Triangular Spouted Bed Dryer. *Drying Technol.* 2001, 19(2), 375-387.
7. Jumrah, R.Y.; Mujumdar, A.S.; Raghavan, G.S.V. A Mathematical Model for Constant and Intermittent Batch Drying of Grains in a Novel Rotating Jet Spouted Bed. *Drying Technol.* 1996, 14(3-4), 765-802.
8. Jumrah, R.Y.; Mujumdar, A.S.; Raghavan, G.S.V. A Mathematical Model for Constant and Intermittent Batch Drying of Grains in a Novel Rotating Jet Spouted Bed. In *Mathematical Modeling and Numerical Techniques in Drying Technology*, Mujumdar, A.S., Turner, I., Eds.; Marcel Dekker, Inc.: New York, Basel and Hong Kong, 1997; 339-380.
9. Kalwar, M.I.; Raghavan, G.S.V. Batch Drying of Shelled Corn in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates. *Drying Technol.* 1993, 11(2), 339-354.
10. Kalwar, M.I. and Raghavan, G.S.V. Circulation of Particles in Two-Dimensional Spouted Beds with Draft Plates. *Powder Tech.*, 1993, 77, 233-242.
11. Wetchacama, S.; Soponronnarit, S.; Swadisevi, T.; Panich-ing-orn, J.; Suthicharoenpanich, S. In *Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique*, Proceedings of the First Asian-Australian Drying Conference (ADC'99), Bali, Indonesia, Oct. 24-27, 1999; 300-307.
12. Madhiyanon, T.; Soponronnarit, S.; Tia, W. Industrial-Scale Prototype of Continuous Spouted Bed Paddy Dryer. *Drying Technol.* 2001, 19(1), 207-216.
13. Madhiyanon, T.; Soponronnarit, S.; Tia, W. A Two-Region Mathematical Model for Batch Drying of Grains in a Two-Dimensional Spouted Bed. *Drying Technol.* 2001, 19(5). (In press)
14. Mujumdar, A.S. In *Spouted Bed Technology: A Brief Review*, *Drying 84*, Hemisphere: Washington, 1984; 151-157.

15. Pallai, E.; Szentmarjay, T.; Mujumdar, A.S. Spouted Bed Drying, Ch.13. In *Handbook of Industrial Drying*, Vol. 1; Mujumdar, A.S., Ed.; Marcel Dekker, Inc.: New York, 1995; 453-488.
16. Passos, M.L.; Mujumdar, A.S.; Raghavan, G.S.V. Spouted Bed Drying. In *Principles and Design Consideration in Drying*, Vol. 4; Mujumdar, A.S., Ed.; Hemisphere: New York, 1987; 359-398.
17. Whitaker, S. Force Convection Heat Transfer Correlations for Flow in Pipes, Past Flat Plates, Single Cylinders, Single Spheres and for Flow in Packed Beds and Tube Bundles. *AIChE* 1972, 18(2), 361-371.
18. Bandrowski, J.; Kaczmarzyk, G. Gas to Particle Heat Transfer in Vertical Pneumatic Conveying of Granular Materials. *Chem. Eng. Sci.* 1978, 33, 1303-1310.
19. Rowe, P.N.; Claxton, K.T. Heat and Mass Transfer from a Single Sphere to Fluid Flowing through an Array. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 1965, 43, T231-T331.
20. Kudra, T.; Mujumdar, A.S.; Raghavan, G.S.V. Gas-to-Particle Heat Transfer in Two-Dimensional Spouted Beds. *Int. Comm. Heat and Mass Transfer* 1989, 16(5), 731-741.
21. Poomsaad, N.; Soponronnarit, S.; Therdyothin, A. In *Diffusion Models of Paddy Drying by Fluidization Technique*, Proceedings of the 14th Memorial CIGR World Congress 2000, Japan, Nov.28-Dec.1, 2000, 777-782.
22. Janewijitsakul, K. *Two-Dimensional Spouted Bed Corn Drying*, M. Eng. Thesis, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand, 2000.
23. Thompson, T.L.; Peart, R.M.; Foster, G.H. Mathematical Simulation of Corn Drying: A New Model. *Trans. ASAE* 1968, 11(4), 582-586.
24. Soponronnarit, S. Energy Model of Grain Drying System. *ASEAN Journal on Science and Technology for Development* 1988, 5(2), 43-68.
25. Levenspiel, O. *Chemical Reaction Engineering*, Ch. 9, 2nd Ed.; John Wiley & Sons: New York, London, Sydney and Toronto, 1972, 253-315.
26. Brooker, D.B.; Bakker, F.W.; Hall, C.W. *Drying and Storage of Grain and Oilseed*. AVI: New York, 1992; Appendix E.
27. Laithong, C. *Study of Thermo-Physical Properties of Rough Rice*, M. Sci. Thesis, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Thailand, 1987.
28. Mujumdar, A.S. *Handbook of Industrial Drying*, 2nd Ed.; Marcel Dekker, Inc.: New York, 1995; Appendix

29. Pakowski, Z.; Bartczak, Z.; Strumillo, C.; Stenstrom, S. Evaluation of Equations Approximating Thermodynamic and Transport Properties of Water, Steam and Air for Use in CAD of Drying Processes. *Drying Technol.* 1991, 9(3), 753-773.
30. Meeso, N.; Soponronnarit, S.; Wetchacama, S. In *Evaluation of Drying System Performance in Rice Mills*, Proceeding of the 19th ASEAN Seminar on Postharvest Technology 1999, Vietnam, Nov. 8-12, 1999; 286-295.
31. Soponronnarit, S.; Prachayawarakorn, S. In *Recent Research and Development Work on Paddy Drying in South-East Asia*, Proceeding of the 20th ASEAN Seminar on Postharvest Technology 2001, Thailand, Sep. 11-14, 2001.

DESORPTION ISOTHERMS AND DRYING CHARACTERISTICS OF SHRIMP IN SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

Somkiat Prachayawarakorn,¹ Somchart Soponronnarit,²
Somboon Wetchacama,² and Donrudee Jaisut²

¹Faculty of Engineering and

²School of Energy and Materials,

King Mongkut's University of Technology

Thonburi, Suksawad 48 Rd., Tungkru,

Bangkok 10140, Thailand

ABSTRACT

Desorption isotherms for shrimp were determined at the temperatures of 50, 60, 70 and 80°C. Amongst the moisture equilibrium predictions between the BET and GAB models, the latter has a better predictable capability. The GAB parameters are correlated with the temperatures by the Arrhenius expression. Drying characteristics of shrimp in drying media at the temperature range of 120–180°C for superheated steam and of 70–140°C for hot air have been examined. Drying rate and effective diffusion coefficient are used to quantify quantitatively the difference between the superheated steam and the hot air dryings. The temperature is more important effect on drying rate and effective diffusion coefficient in the superheated steam than in the hot air. Inversion temperature exists between 140 and 150°C. Comparing to the hot air,

the shrimp dried by the superheated steam shows a lower degree of shrimp shrinkage. In addition, product colours are slightly different to those from the commercial sources.

Key Words: Dehydration; Equilibrium moisture content; Inversion temperature; Marine; Quality

INTRODUCTION

Shrimp has long been recognized as a highly priced commodity. To delay the deterioration, raw shrimp has traditionally been dried by sun drying or roasting in the opened air, but in some areas where the sunshine is irregular or insufficient, the dryer is usually used. Production of dried shrimp has been done in a very small-scale level. However, with a considerable increase of its demand both domestic and foreign markets, an increase in production would be needed. This motivates us to explore a way of improving the dried shrimp process providing high drying rate, convenient way, save energy and superior quality. The preferred quality is characterised by red-orange colour and low shrinkage.

The process of dried shrimp can be mainly divided into two categories, boiling the raw shrimps in NaCl solution in order to prevent the growth of microorganisms, i.e., *Bacillus* and *Pseudomonads*, and drying. If the boiling process is done improperly, the survival of microorganisms may be achieved. There are various boiling conditions as recommended by several authors, for instance, at 101°C for 1.5 min (Crawford, 1981) or at 100°C for 3 min (Price, 1997). If the shrimps are boiled for the longer time, then larger quantity of NaCl can penetrate through their cells, so that the shrimps become too salty. Salting of shrimp is achieved by adding about 2–10% salt during the boiling stage. The boiled shrimps are then taken to reduce the moisture content. The method of drying process has different techniques: conduction, convection and radiation. Amongst these techniques, the convective drying is most widely used. High temperature range is likely preferred since the drying time could be reduced, as its main aim, but too high temperature may affect the quality of product.

There has been rather limited work on shrimp drying. Posomboon (1998) reported that the colour and texture for shrimp dried using hot air at the temperatures between 40 and 70°C was found to be insignificantly different. However, when the drying temperatures lied between 100 and 140°C, the colour became poorer and the matter was too tightly contacted with the shell.

According to the above-mentioned dried shrimp process, it is now very inconvenient in practice. The boiling and drying stages for such typical dried shrimp process can be combined in one unit when the superheated steam is applied. The superheated steam drying has been attracted a wide interest in many applications (Akao, 1983; Salin, 1988; Blasco and Alvarez, 1995; Tarnawski et al., 1996). Earlier studies have illustrated some of advantages of steam drying (Hirose and Hazama, 1983; Stubbing, T.J., 1999; Chen et al., 2000): high drying rates in both constant and falling periods as well as deodorization and/or pasteurisation of products.

The objectives of the present work are: 1) to determine desorption isotherms for shrimp under different temperatures and relative humidity levels; 2) to compare drying characteristics and shrinkage between the superheated steam and hot air dryings; and 3) to compare the colour quality of dried shrimp from the superheated steam drying and the commercial sources. We anticipate that this research will lead us to better understanding for drying characteristics in the superheated steam and hot air and how drying media may affect the qualities.

MATERIALS AND METHODS

Equipment

Figure 1 shows a schematic diagram of the closed loop superheated steam drying system consisting of a mechanical blower, a superheat unit, a batch dryer, a steam generator, pressure gauges and steam conveying pipe lines. Steam generated from the steam generator (No. 4) at 1 bar was flowed through the superheat unit (No. 2) with a capacity of 13.5 kW and it became superheat. The superheated steam was then passed through the small cabinet dryer with a size of 0.3 m x 0.3 m x 0.1 m (No. 3). All quantities of the exhausted steam were eventually re-circulated by the backward-curved blade centrifugal fan (No. 1), controlled by a mechanical speed controller to obtain the desired air flow rate. Thus, energy consumption would be saved proficiently because the outlet steam that still had a very high temperature was not delivered to the atmosphere. Steam velocity was fixed at a value of 1.6 m/s and pressure at the drying chamber was operated constantly at a slightly above atmospheric pressure to ensure that no air leaked into the system. The steam was flowed in parallel direction of wire screens fitted in the dryer. Before running superheated steam for drying shrimps, the hot air was first used for warming up all the units until the temperature reach the target value and the steam was then used.

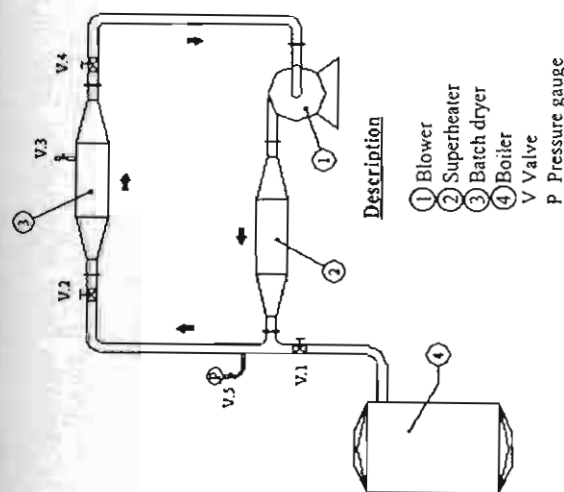


Figure 1. Schematic diagram of superheated steam dryer.

Desorption Isotherm

Raw shrimp samples were cut into an approximate size of $0.5 \text{ cm} \times 0.5 \text{ cm} \times 0.2 \text{ cm}$ and then placed in a series of saturated salt solutions under different temperatures to obtain the desired water activity. In this study, the water activity was covered over a range of 0.1 and 0.9 at three temperatures, 60, 70 and 80°C . The samples were weighed periodically on a meter balance (an accuracy of ± 0.005) until the change of their mass between weightings was less than 0.05%, indicating that the samples and saturated salt solutions were in equilibrium. In each condition, it was repeated three times. The moisture content of the sample after reaching the equilibrium was determined by a hot air oven at 103°C for 72 h (Anon, 1960).

Shrimp Drying

Raw shrimps (*Penaeidae*) were dipped into 2% (W/V) NaCl solution for 30 min at room temperature before drying with superheated steam. When the conditions of drying system reached steady state, the samples

were placed on three wire screens in a small drying chamber. Weight was recorded every 15 min. Drying was performed at a steam velocity of $1.6 \pm 0.2 \text{ m/s}$ and inlet steam temperatures of 120, 140, 160 and 180°C . The moisture content in each wire screen over drying period was less than 5% difference, indicating the uniform flow in the drying chamber. In case of drying shrimps with hot air, the raw shrimps were boiled at the same NaCl concentration as mentioned above for 15 min before drying. In this case, the drying temperatures were set at 70, 90, 120 and 140°C , with the same superficial velocity as the steam case.

In analysis of the drying kinetics, geometry of shrimp was assumed to be a sphere with an equivalent diameter of 18.9 mm and shrimp has an initial moisture content of 455.6% d.b.

Shrinkage Test

For the shrinkage study, the samples of dried shrimp from the superheated steam at 120, 140 and 160°C and the hot air at 120 and 140°C were measured the size by a vernia scale. Percentage of shrinkage calculated by

$$\% \text{ shrinkage} = \frac{Z_0 - Z_1}{Z_0} \times 100 \quad (1)$$

where Z_0 and Z_1 are respectively the sizes of shrimp at the beginning and the end of the drying experiment.

Colour Test

The samples of dried shrimp obtained from the superheated steam at different temperatures and from the local markets were taken to determine the colours using a colour meter, Juki JP 7100p. The colours were represented in "a", "b" and "L" values in Hunter system. "L" shows the lightness and "a" represents the redness or greenness whereas "b" means the blueness or yellowness. The net change of the product colour (ΔE) is calculated by the following equation:

$$\Delta E = [\Delta L^2 + \Delta a^2 + \Delta b^2] \quad (2)$$

where L , Δa and Δb are the differences of the colours at the beginning and the final.

Modeling of Desorption Isotherms

There are a large number of models available for describing the moisture equilibrium of foods under different water activity levels and temperatures. In this work, the two well-known theoretical isotherm models, the Braunauer, Emmett and Teller (BET) and the Guggenheim, Anderson and de Boer (GAB), were used to fit the desorption results. Such models have the following forms:

$$\text{BET} \quad M_{eq} = \frac{M_b Y a_w}{(1 - a_w)[1 + (Y - 1)a_w]} \quad (3)$$

$$\text{GAB} \quad M_{eq} = \frac{M_b S Y a_w}{(1 - S a_w)[1 + (Y - 1)S a_w]} \quad (4)$$

where M_{eq} and M_b are the equilibrium moisture content (dry basis decimal) and the moisture content corresponding to the monomolecular layer of water, respectively, a_w is water activity (fraction), Y and S are the constant values of desorption isotherm related to the temperature by the following Arrhenius forms:

$$Y = G \exp(-E/RT_{abs}) \quad (5)$$

$$S = A \exp(-C/RT_{abs}) \quad (6)$$

where E and C are the constant parameters obtained from the experiments, R is the universal gas constant and T_{abs} is the absolute temperature. From Eq. (3), if S is equal to unity, the GAB model is exactly identical to the BET.

The R -square (R^2) and summation of square error (SSE) were used to consider how well the desorption models could explain the experimental results. The SSE is given by

$$\text{SSE} = \sum_{i=1}^n (\text{experiment} - \text{observed})^2 \quad (7)$$

Modeling of Drying Kinetics

During the falling rate period, the internal resistance of moisture transfer is an important factor to control the moisture movement inside solids. An effective diffusion coefficient (D_{eff}) is used to describe the drying rate in this period. For a spherical geometry, the solution of Fick's unsteady state equation with suitable boundary and initial conditions can be expressed as (Crank, 1975)

DESORPTION ISOTHERMS FOR SHRIMP

$$\text{MR} = \frac{M(t) - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left(-\frac{n^2 \pi^2 D_{eff} t}{r^2}\right) \quad (8)$$

where M_{eq} is the equilibrium moisture content, M_{in} is the initial moisture content and $M(t)$ is the moisture content at time t (minute) and r is the sphere radius. In case of $D_{eff} t / r^2 < 0.1$, it is essentially necessary to consider all terms in Eq. (8). Thus, 10 terms of this equation were used sufficiently for predicting the values of MR throughout the drying curve.

In calculating the moisture content, we assumed M_{eq} to be zero. In addition, the shrimp size was presumably constant during drying period. The temperature effect on the effective diffusion coefficient is taken into account by the Arrhenius type equation,

$$D_{eff} = D_0 \exp(-H/RT_{abs}) \quad (9)$$

where T_{abs} , D_0 and H are the absolute temperature of drying media (K), the Arrhenius factor and the activation energy, respectively. D_0 is equivalent to the effective diffusion coefficient at the infinite temperature.

RESULTS AND DISCUSSION

Desorptions of Shrimp

Table 1 shows the estimated characteristic constants of desorption isotherms together with the corresponding R^2 and SSE obtained from the nonlinear regression analysis for the BET and GAB models. The GAB model provides better fit to the experimental results with a higher value of R^2 and a lower value of SSE. This is consistent with the works as reported by the several researchers for agricultural commodities (Iglesias and Chirife, 1995; Kechaou and Maalej, 1999; Lopez et al., 2000; Vázquez et al., 2001).

The experimental desorption isotherms at various temperatures and the validation of the models are shown in Figures 2 and 3. It clearly indicates that the temperatures have an influential effect on the water contents at the equi-

Table 1. Non-Linear Regression Analysis of the BET and GAB Models

Models	A	M_b	C	G	E	R^2	SSE
GAB	0.00275	0.0826	15535	5.1278	627.87	0.99	0.002
BET	-	0.0352	-	7.06 × 10 ⁶	5895.69	0.99	0.04

librium; an increase in the temperatures results in the lower equilibrium moisture contents at the corresponding values of relative humidity.

As shown in Figures 2 and 3, the GAB model can explain agreeably with the results for all the ranges of the temperatures and the water activity levels considered, but the BET fails to describe the temperature effect on the desorption isotherms.

Moisture Contents

The experimental and predicted moisture contents for the superheated steam shrimp drying at the temperatures of 120, 140, 160 and 180°C are shown in Figure 4 indicating the remarkably lower moisture contents for the higher superheated steam temperatures at the corresponding drying times. The drying times for reducing the moisture content from the beginning to 25% d.b. are approximately 120, 60 and 25 min for the superheated steam at 120, 140 and 160°C, respectively. At the steam temperature of 180°C, although drying time in reducing moisture content to the desired level is the shortest, it is not of particular interest because the surface colour of the dried shrimp is very poor (brown colour) and the dehusling shell from its matter is much more difficulty. As indicated in Figures 4 and 5, the moisture content at the end point for each curve is zero after which the shrimp was

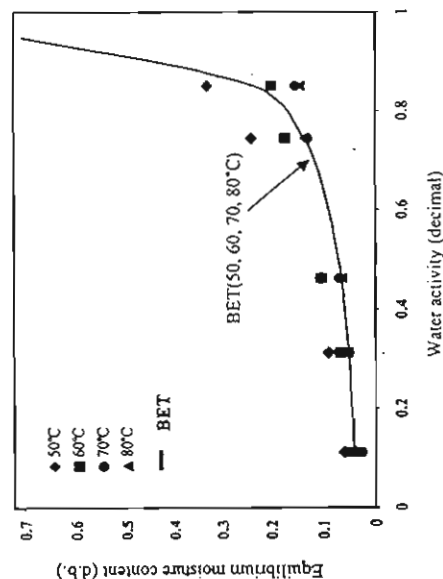


Figure 2. Comparison of equilibrium moisture content of shrimp between experiments and predictions from the BET model.

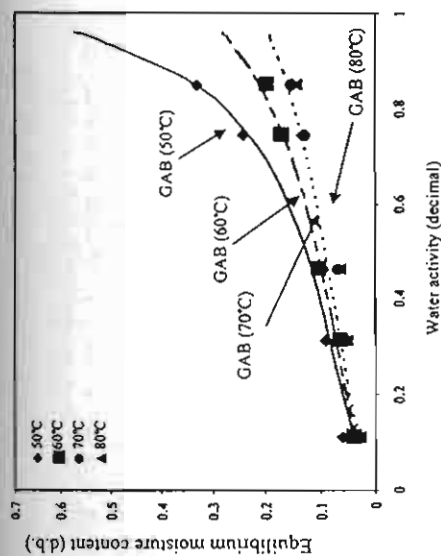


Figure 3. Comparison of equilibrium moisture content of shrimp between experiments and predictions from the GAB model.

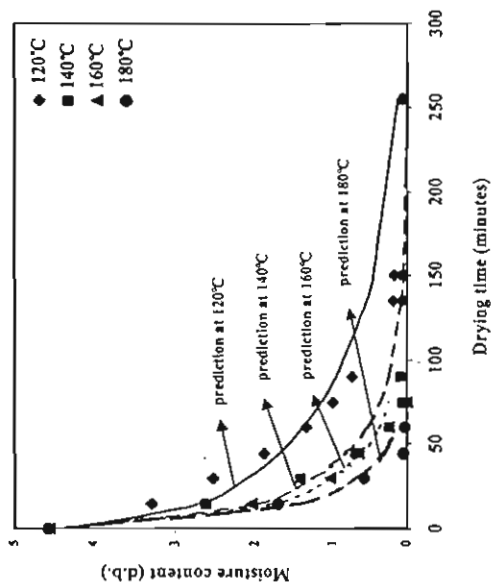


Figure 4. Drying kinetics of shrimp in the environment of superheated steam at different temperatures and the fits of diffusion model.

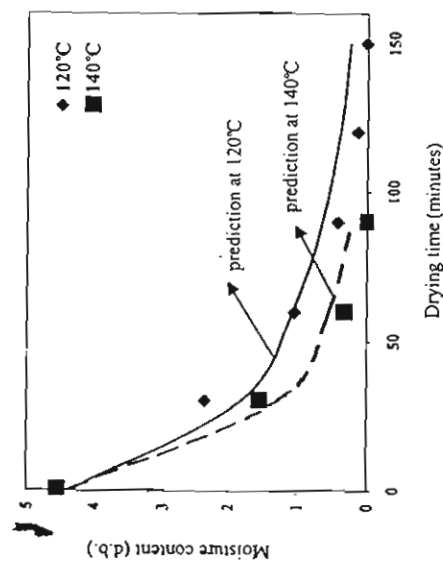


Figure 5. Moisture contents of shrimp in hot air at different temperatures and the fits of diffusion model.

contacted with the drying media for a sufficiently longer period. This was in agreement with the early-mentioned assumption used in calculating the effective diffusion coefficient.

For the hot air shrimp drying, the two drying curves at 120 and 140°C represented in Figure 5 are found to have a similar trend as in Figure 4, showing the exponential decay of moisture content with drying time. Shrimp dried at those temperatures possesses the moisture difference smaller than that dried by superheated steam. For example, at the drying time of 30 min, the moisture differences are 0.79 d.b. for the hot air and 1.11 d.b. for the superheated steam. The reason for this behaviour is probably due to the small temperature difference between the interface and bulk airflow.

The drying times for removing the moisture content to the desired level in the hot air are approximately 110 and 70 min at the temperatures of 120 and 140°C respectively, indicating the decrease of drying time by 36% whereas it can be reduced by 50% for the superheated steam at the same temperature range.

Drying Rates

Figure 6 illustrates the drying rates of shrimp in the superheated steam and the hot air at the temperatures of 120 and 140°C. During the early periods of superheated steam and hot air drying, the drying rates are

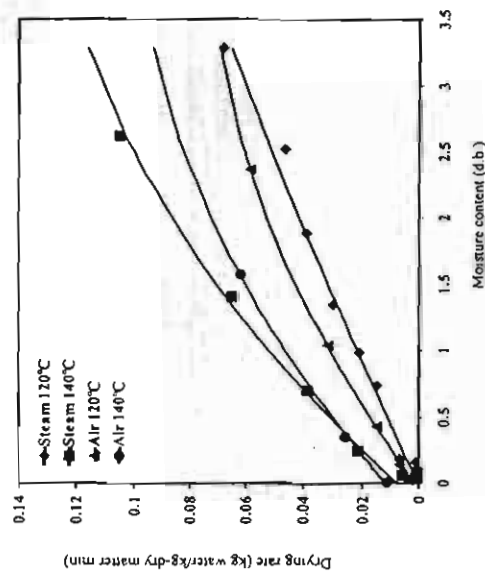


Figure 6. Comparison of drying rates of shrimp in the superheated steam and hot air.

very high due to high water concentration at the surface, thereby allowing the water to be removed easily. In addition, the drying rates decrease almost linearly with the moisture contents. The constant rate period cannot be observed during the drying experiments.

When the temperature of drying media is close to the normal boiling point, the drying rates are relatively lower in the superheated steam than in the hot air. For example, the drying rate in the superheated steam at 120°C is 0.04 kg water/kg dry-matter min at the moisture content of 1.8 d.b. less than twice of that in the hot air under the corresponding conditions. On the other hand, the drying rates in the superheated steam become significantly improved and may be slightly higher than those in the hot air. For example, the drying rates at 140°C for the steam and hot air are respectively 0.07 and 0.06 kg water/kg dry-matter min at the moisture content of 1.4 d.b. According to these results, they indicate the more potential capability of removing the water with the superheated steam at higher temperatures.

Effective Diffusion Coefficients

To determine the effect of temperature on D_{eff} , the experimental values of D_{eff} for shrimp at different temperatures and moisture contents were calculated using the following equation:

$$\text{Hot air } D_{\text{eff}} = 0.00034 \exp\left(-\frac{25578.0}{RT_{\text{abs}}}\right) \quad R^2 = 0.99 \quad (11)$$

The results show that the Arrhenius equation is suitably fitted the experimentally determined effective diffusivities for both drying mediums. As indicated in Figure 7, the higher the temperatures the higher the values of effective diffusion coefficient. The effective diffusion coefficient has a higher value for drying in the superheated steam than that in the hot air at above temperature 150°C, resulting in faster drying rate. In contrast, the effective diffusion coefficient in the superheated steam becomes relatively lower at temperature below 140°C. This implies that there exists the inversion temperature between 140 and 150°C for shrimp drying. The reasons for higher effective diffusion coefficient are probably due to the higher convective heat transfer coefficient, thermal conductivity and heat capacity of steam (Mujumdar, 1992; Schwartz and Bröcker, 2000).

The comparison of moisture content in superheated steam and hot air using the effective diffusion coefficients from Eqs. (10) and (11), along with Eq. (8), is shown in Figure 8. It indicates that the superheated steam drying has a more powerful potential for reducing the moisture content at temperature higher than 160°C, comparing to the hot air.

Shrinkage

The shrinkage that occurs during drying process is mainly caused by the water removal. Different drying technique may provide different degrees of shrinkage. Table 3 shows the shrinkage of the dried shrimp products from the superheated steam and hot air at different temperatures. The degree of shrinkage was found to be higher with the increase in temperature. The hot air has a more severe effect on the shrimp shrinkage than the superheated steam under the same temperature.

Colours

Table 4 represents the colours and lightness of the dried shrimp obtained from the superheated steam drying and the local markets. The "L" of the dried shrimp samples in the superheated steam are slightly lower comparing to the local markets whilst the values of "a" and "b" become higher. It can be concluded that the colours of the dried shrimp samples appear slightly more intense yellow and red in the superheated steam drying than in the commercial products. When considered the net

shows the relationships of effective diffusion coefficient and temperature for the superheated steam and hot air. The effective diffusion coefficients obtained experimentally for the superheated steam and the hot air as shown in Table 2 were fitted with Eq. (9). These equations are given by

$$\text{Superheated Steam } D_{\text{eff}} = 0.00253 \exp\left(-\frac{32714.9}{RT_{\text{abs}}}\right) \quad R^2 = 0.97 \quad (10)$$

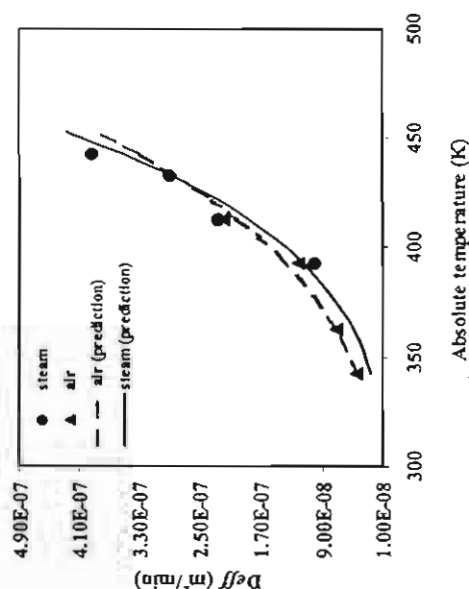


Figure 7. Experimental and calculated values of effective diffusion coefficient.

Table 2. Diffusion Coefficients and Summation of Square Error of Each Test

Temperature (°C)	Superheated Steam		Air	
	D_{eff} (m^2/min)	SSE (d.b.)	D_{eff} (m^2/min)	SSE (d.b.)
70	Nil	Nil	4.53×10^{-8}	1.39
90	Nil	Nil	7.12×10^{-8}	0.53
120	9.93×10^{-8}	0.866	1.22×10^{-7}	0.243
140	2.25×10^{-7}	0.698	2.19×10^{-7}	0.545
160	2.89×10^{-7}	0.197	Nil	Nil
180	3.93×10^{-7}	0.239	Nil	Nil

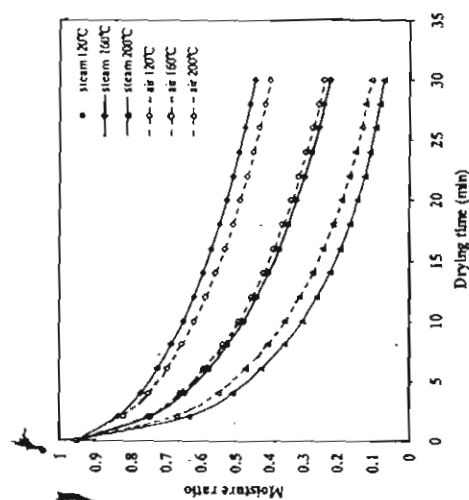


Figure 8. Sensitivity analysis of the fitted effective diffusivities on moisture content at different temperatures.

Table 3. Percentage of Shrimp Shrinkage Dried in Superheated Steam and Hot Air at Different Temperatures

Samples	Shrinkage (%)
Superheated steam at 120°C	13.22 ± 0.08
Superheated steam at 140°C	14.63 ± 0.09
Superheated steam at 160°C	17.22 ± 0.08
Hot air at 120°C	16.02 ± 0.06
Hot air at 140°C	22.81 ± 0.08

Table 4. Values of "a," "b" and "L" for the Dried Shrimp Samples

Samples	Colours			ΔE
	L	a	b	
Superheated steam at 120°C	41.93	6.97	14.85	19.6
Superheated steam at 140°C	42.32	6.07	14.57	19.3
Superheated steam at 160°C	41.00	6.06	15.02	19.1
Local market No. 1	42.87	5.67	13.53	18.6

change in the product colour, the results do not show a remarkable difference for samples dried at 120, 140 and 160°C. The values of the net colour change for those samples have slightly higher than those from the commercial ones. The initial values of a , b and L at the beginning of the experiment are -0.33 , -1.13 and 33.14 , respectively.

CONCLUSIONS

Desorption isotherms and drying characteristics for shrimps in superheated steam and hot air have been established. The experimental results can be concluded as follows:

- 1) The GAB model can be used to describe satisfactorily the desorption isotherms of shrimp over a wide range of relative humidity and temperature.
- 2) Drying rates of shrimp in the superheated steam and the hot air are controlled by the internal diffusion. Drying temperature has a stronger impact on the drying rate and effective diffusion coefficient in the superheated steam than in the hot air.
- 3) Inversion temperature for drying this material exists between 140 and 150°C.
- 4) The dried shrimp has a lower degree of shrinkage for drying in the superheated steam than in the hot air.
- 5) The dried shrimp using the superheated steam at temperatures between 120 and 160°C provides the slight differences of a , b and L as compared to the commercial product.

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

REFERENCES

Anon. *Official and Tentative Methods of Food Inspection*. U.S. Department of Agriculture, Washington, D.C., 1960.

- Akao, T. Applications of Pressurized Superheated Steam to Food Processing. In *Chemical Engineering Symposium Series 1*, Shimizui, S., Ed.; Tokyo, Japan, 1983; 239-240.
- Blasco, R.; Alvarez, P.I. Flash Drying of Fish Meals with Superheated Steam: Isothermal Process. *Drying Technology* 1995, 17(4&5), 775-790.
- Chen, Z.; Wu, W.; Agarwal, P.K. Steam-Drying of Coal. Part I. Modelling the Behaviour of a Single Particle. *Fuel* 2000, 79, 961-973.
- Crawford, D.L. *Meat Yield and Shell Removal Functions of Shrimp Processing*. Special Report 597, Oregon University, Extension Marine Advisory Program. Seafood Laboratory, Astoria, OR, 1981; 6.
- Hirose, Y.; Hazama, H. *A Suggested System for Making Fuel from Sewage Sludge*. Kagaku Kogaku Ronbunshu 1983, 9, 583-586.
- Iglesias, H.A.; Chirife, J. An Alternative to the GAB Model for the Mathematical Description of Moisture Sorption Isotherms of Foods. *Food Research International* 1995, 28, 317-321.
- Kechaou, N.; Maalej, M. Desorption Isotherms of Imported Banana Application of The GAB Theory. *Drying Technology* 1999, 17(6), 1201-1213.
- Lopez, A.; Iguaz, A.; Eznoz, A.; Virseda, P. Modeling of Sorption Isotherms of Dried Vegetable Wastes From Wholesale Market. *Drying Technology* 2000, 18(4&5), 984-994.
- Mujumdar, A.S. Superheated Steam Drying of Paper: Principles, Status and Potential. In *Drying Solids*, Mujumdar, A.S., Ed.; International Science Publisher: New York, 1992; 208-220.
- Posomboon, W. Processing Effect on Quality of Dried Shrimp, Master Thesis, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand, 1998.
- Price, R.J. Shrimp, Dried Generic HACCP Plane, <http://www.seafood.ucdavis.edu/haccp/plans/shrimp-d.html>
- Salin, J.G. Steam Drying of Wood for Improved Particle Board and Lower Energy Consumption. Paper and Timber 1988, 9, 806-810.
- Schwartz, J.P.; Bröcker, S. A Theoretical Explanation for the Inversion Temperature. Proceedings of the 12th International Drying Symposium, Paper No. 93, 2000; 1-10.
- Stubbing, T.J. Airless Drying-Developments Since IDS 94. *Drying Technology* 1999, 17(7&8), 1639-1651.
- Tarnawski, W.Z.; Mitera, J.; Borowski, P.; Klepaczka, A. Energy Analysis on Use of Air and Superheated Steam as Drying Media. *Drying Technology* 1996; 14(7&8), 1733-1749.
- Vázquez, G.; Chenlo, F.; Moreira, R. Modeling of Desorption Isotherms of Chestnut: Influence of Temperature and Evaluation of Isosteric Heats. *Drying Technology* 2001, 1189-1200.

Energy optimisation of whole longan drying: simulation results

A. Achariyaviriya*,
J. Tiansuwan** and
S. Soponronnarit***

SYNOPSIS

The objective of this work is to determine the optimal operating conditions for the process of longan drying. The evaluation criteria of the process are the specific energy consumption and the drying time. Mathematical models were developed to simulate the longan drying process. The models are verified by comparison between the predicted results and experimental measurements. Comparisons between the predicted results and the measurements showed good agreement. The models were used to evaluate the effects of the operating parameters on the specific energy consumption. The operating parameters are drying air temperature, specific airflow rate, and the fraction of recycled air. At the optimal operating conditions, the specific energy consumption was determined to be 4.2 MJ/kg-water.

INTRODUCTION

The longan is an important fruit that grows in Northern Thailand. The production volume of fresh longan fruits fluctuates from season to season depending on climatic conditions and production area. The problem that challenges the longan growers is the overwhelming quantity of longan during the harvest time. The longan drying process can extend the period of time that the fruit can be preserved and can reduce losses arising from seasonal glut. Conventional hot air dryers are widely used to produce longan. In the literature, there are only a few reports on longan drying. Vongnichakul and Phanvuch [1] evaluated the drying constant and sorption isotherms of longan drying. Sitthipranee [2] suggested that the drying air temperature for longan fruit drying using a hot air dryer should be 75°C. Sitthipong *et al.* [3, 4] tested and modified existing dryers of longans by experiments.

Longan drying is an energy intensive process. The energy cost becomes an important factor contributing to the financial success of longan growers. Therefore, studies of the operating parameters of longan drying are necessary in order to determine the optimum drying method to save energy and time. The goals of this work are to develop and simulate a mathematical model of whole longan drying. The effects of drying air temperature and specific airflow rate on specific energy consumption (SEC) are investigated. Also, the effects of dryers with or without air recycling are investigated. To achieve these objectives, drying kinetic equations are developed based on Fick's law, with a homogenous sphere form. Four alternative diffusion models are developed, by modifying the parameters in the Arrhenius equation as a function of moisture content. Desorption isotherms are also developed by fitting the experimental data to the various well-known models.

* Dr Aree Achariyaviriya, Mechanical Engineering Department, Faculty of Engineering, Chiangmai University, Chiangmai, 50200, Thailand.

** Dr Jirawan Tiansuwan, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok, 10140, Thailand.

*** Dr Somchart Soponronnarit, Professor, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok, 10140, Thailand.

© Ambient Press Limited 2002

MATERIALS AND METHODS

Experimental procedure. In this study, fresh longan fruit of variety E-dor were purchased from the local market. The initial moisture content of whole longan varied from 200 to 260% dry-basis. The uniform sizes of whole longan (average size 25 ± 2 mm in diameter) were selected by measurement with vernier.

Equilibrium moisture contents of whole longan were determined by the static method, using saturated salt solutions. A series of seven different salt solutions (LiCl , $\text{MgCl} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$, NaCl , $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, KNO_3 and K_2SO_4) were used to maintain the relative humidity in a closed container. The experiments were done in a temperature-controlled oven at 45°C , 60°C , 75°C and 85°C .

Volume change or shrinkage of whole longan during drying was studied. The diameter of each fruit was measured by vernier before drying. After drying, with a final moisture content of about 18 % dry-basis, the volume was determined by a liquid displacement technique using toluene at room temperature. A total of 60 duplicate experiments were done under convective drying air of 75°C and drying air velocity of 1 m/s.

The drying experiments were performed in a laboratory hot air dryer with no air recirculation. The experiments were carried out using air temperatures of 52°C , 60°C , 72°C and 82°C with a constant air velocity of 1 m/s. The humidity ratios of the drying air varied from 0.017 to 0.019 kg-water/kg-dry air. In each experiment, the weight of the product was recorded as a function of drying time. Before drying, the diameters of the sample were measured by vernier. Drying was continued until the final moisture content of about 18% dry-basis was reached. Each experiment was replicated three times. The bone-dry moisture contents were determined by using a hot air oven at 103°C for 72 hours.

The rehydration ratio (RR) was defined as the ratio of the mass of the rehydration sample to the dried mass sample. It was determined by soaking the dried sample in distilled water at 30°C for 4 hours [5].

The colour of the dried products was measured using a Spectro-Colorimeter (JUKI JP-7000 Series) and expressed as L (Lightness), a (redness-greenness), and b (yellowness-blueness) values. Each sample was scanned at three different locations to determine the average L, a and b values. An analysis of variance was used to determine the statistically significant difference ($P < 0.05$).

Development of desorption isotherms. In this study, the moisture equilibrium models of Brunaruers *et al.* [6], Oswin [7] and Henderson [8] were developed. The parameters were evaluated by fitting the moisture equilibrium experimental

data to each moisture equilibrium model using the least square method.

Development of drying kinetic equation. The mathematical model of the drying kinetic equation uses Fick's law of diffusion, where the effective diffusion coefficient depends on moisture content. The whole longan changes its size only slightly during drying; less than 5%. Therefore the effect of product shrinkage during drying is neglected in the analysis. To obtain a solution, a numerical method was used for the analysis with the assumptions that the sample is a homogenous spherical form and the initial moisture content is uniform.

In solving this problem, a solid sphere of radius R is divided into N ($N = 50$) spherical shells of constant thickness Δr . The spherical shell of radius r is defined by integer j (see Figure 1). It can be written as:

$$r = j\Delta r \quad \text{for } j = 0, 1, 2, \dots, N \quad (1)$$

$$R = N\Delta r \quad (2)$$

The mass balance during the increment of time Δt is calculated by taking into account the diffusion of moisture through the surface of radii $(j - 0.5)\Delta r$ and $(j + 0.5)\Delta r$ (shaded area in Figure 1). The new moisture content at position j after time Δt is thus expressed in terms of the previous moisture at the same place and adjacent positions. The equation can be written as:

$$\begin{aligned} MR_{j,t+\Delta t} = MR_{j,t} + \frac{\Delta t D}{(j\Delta r)^2} [(j + 0.5)^2 (MR_{j+1,t} - MR_{j,t}) \\ - (j - 0.5)^2 (MR_{j,t} - MR_{j-1,t})] \end{aligned} \quad (3)$$

The boundary conditions can be written by considering the diffusion of moisture through the surface of the small sphere at the centre ($j = 0$).

$$MR_{0,t+\Delta t} = MR_{0,t} + \frac{6D\Delta t}{(\Delta r)^2} [(MR_{0,t} - MR_{1,t})] \quad (4)$$

The boundary condition at the surface ($j = N$) can be written as:

$$MR_{N,t} = 0 \quad (5)$$

The initial condition can be written as:

$$MR_{j,0} = 1 \quad \text{for } j = 0, 1, 2, \dots, N \quad (6)$$

Development of diffusion models. The effective diffusion coefficient of whole longan was determined by fitting the experimental data to the drying kinetic equation using the least squares method. A Fortran computer program was written to solve the set of equations and it calculated the

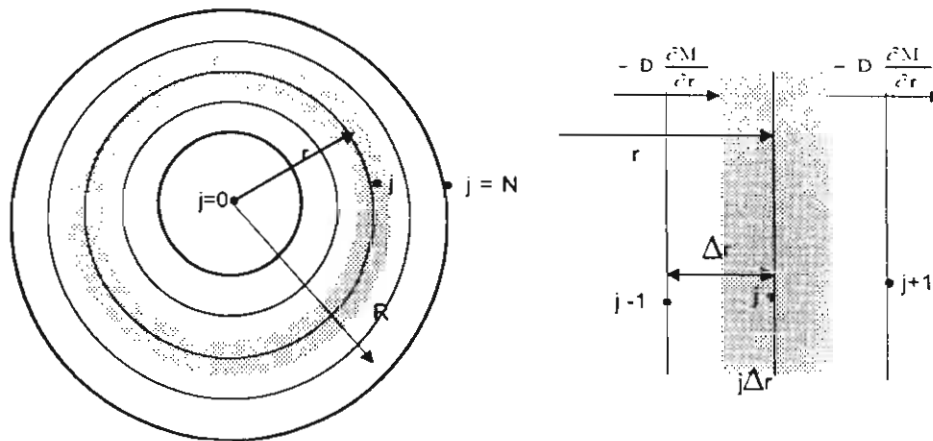


Figure 1 Scheme for a solid sphere, with integer j and for spherical shell of radius r .

moisture distribution inside the solid sphere and the average moisture content as well as the effective diffusion coefficient. To develop the diffusion models, the parameters in the diffusion model were evaluated by fitting the calculated data to each diffusion model. In this study, four different models were developed. The detailed models are as follows:

Model 1. The effective diffusion coefficient is determined by regression analysis of the experimental data to Equation (3). The dependence of the effective diffusion coefficient on the drying air temperature is considered as an Arrhenius-type equation. It is written as:

$$D = D_0 \exp [-E_a/RT_{abs}] \quad (7)$$

where D_0 is an Arrhenius factor, E_a is an energy of activity, R is the universal gas constant and T_{abs} is the absolute temperature.

Model 2. The effective diffusion coefficient is calculated by fitting the experimental data to Equation (3) at each short time interval, thus obtaining the effective diffusion coefficient as a function of average moisture content in that interval. The dependence of the effective diffusion coefficient on drying air temperature and product moisture content is described by Equation (8). The Arrhenius factor is modified as a second-degree polynomial function of product moisture content. It is written as:

$$D = (a_1 M^2 + a_2 M + a_3) \exp [-E_a/RT_{abs}] \quad (8)$$

Model 3. This model is similar to Model 2. The Arrhenius factor and the energy of activity are

modified as a linear function of product moisture content. It is written as:

$$D = (b_1 + b_2 M) \exp [-(b_3 + b_4 M)/RT_{abs}] \quad (9)$$

Model 4. This model is also similar to Model 2. The Arrhenius factor is modified as an exponential function of product moisture content and the energy of activity is modified as a linear function of product moisture content. It is written as:

$$D = [c_1 \exp (c_2 M)] \exp [-(c_3 + c_4 M)/RT_{abs}] \quad (10)$$

Development of a mathematical model. A mathematical model to predict drying performance has been developed for studying the effect of drying air temperature, specific air flow rate and fraction of air recycled on energy consumption.

Calculation of moisture content after drying. The procedures for calculating the moisture content, after drying, of each thin section are: to calculate the effective diffusion coefficient using Model 4; to calculate the equilibrium moisture content using the Oswin model; to calculate the average moisture ratios (MR_i) after drying by integrating $MR_{i,t+\Delta t}$ in Equation (3) over the range $j = 0$ to N ; and then to calculate the moisture content after drying with the following equation.

$$M_i = M_i + (M_{in} - M_{eq})MR_i \quad (11)$$

Calculation of drying air properties after drying. The moist air properties at the outlet of the drying chamber can be calculated by using the principle of mass and energy conservation. From mass conservation, the increase of moisture in the air is

equal to the decrease of moisture content in the product. It is given by equation (12).

$$\Delta t m_d (W_{do} - W_{di}) = m_p (M_i - M_f) \quad (12)$$

From energy conservation, it is assumed that the moist air and product are in thermal equilibrium. The equation can be derived from the first law of thermodynamics. It is given by the following equation.

$$C_a T_{di} + W_{di} (h_{ig} + C_v T_{di}) - C_a T_{do} - W_{do} (h_{ig} + C_v T_{do}) = 0 \quad (13)$$

Calculation of electricity consumption at blower. The rate of electricity consumption (E_{blower}) for driving the blower can be calculated by following equation.

$$E_{blower} = m_d P / (p_a e_b e_m) \quad (14)$$

Calculation of heat consumption at heater. The rate of heat consumption (E_{heater}) can be calculated by following equation.

$$E_{heater} = m_d (C_a + C_v W_{di}) (T_{di} - T_{amb} - T_{blower}) \quad (15)$$

where T_{blower} is the temperature rise of the drying air across a blower. It can be calculated from an equation derived from the first law of thermodynamics for steady flow. It can be written as:

$$T_{blower} = P / [p_a e_b (C_a + C_v W_{di})] \quad (16)$$

Calculation of specific energy consumption. The specific energy consumption is defined as:

$$SEC = DT^* (2.6 E_{blower} + E_{heater}) / [(M_{in} - M_{f}) m_p]$$

where the value of 2.6 is the energy conversion factor.

RESULTS AND DISCUSSION

Desorption isotherm. The Oswin model presents the highest value of coefficient of determination ($R^2 = 0.96$) and the lowest value of mean residual square (MRS = 0.0019). The parameters in the models are shown in Table 1. It was found that the Henderson model is in good agreement with experimental data in the relative humidity range of less than 80%. The model of Brunaruers *et al.* (BET model) does not agree with the experimental data, especially for low relative humidity. Oswin's model agrees very well with experiment in the entire range of relative humidity.

Drying kinetic equations. Experimental results showed that there was no constant drying rate period. Shrinkage of whole longan was negligible because it was lower than five percent. The effective diffusion coefficient is calculated by curve fitting and then the parameters in the diffusion models are calculated by fitting the calculated data to each diffusion model. Figure 2 shows the effective diffusion coefficient as a function of moisture content. It can be seen that the effective diffusion coefficient increases with decreasing moisture content for Models 2, 3 and 4. Generally, the effective diffusion coefficient increases with increasing moisture content. However, it has been reported that the effective diffusion coefficient increases with decreasing moisture content for carrot [9] and corn [10]. The results are shown in Table 2. It can be seen from Table 2 that Model 3 gives the minimum value of MRS.

Quality of dried product. Table 3 shows the lightness (L), redness (a), yellowness (b), and rehydration ratio (RR) values of the dried whole longan's aril which are significantly affected by drying air temperatures in the analysis of variance. It can be seen that the RR and a-values increased with drying air temperatures but the L-value and

Table 1 Equilibrium moisture content models of whole longan.

Name of model	Type	* R^2	** MRS
Henderson	$1 - RH = \exp [-0.025108 T_{abs} M_{eq}]^{1.41141}$	0.57	0.0064
BET	$\frac{RH}{(1 - RH) M_{eq}} = \frac{1}{c M_m} + \frac{(c - 1)}{c M_m} RH$ where $M_m = 13.3415 + 8.4125T$ $c = -0.25684 \exp (-0.001595T)$	0.59	0.0118
Oswin	$M_{eq} = 0.16187 [RH / (1 - RH)]^{(0.7095 - 0.00386T)}$	0.96	0.0019

$$* R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pr})_i - (MR_{ex})_{av}]^2}{\sum_{i=1}^n [(MR_{ex})_i - (MR_{ex})_{av}]^2} \quad ** MRS = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pr})_i - (MR_{ex})_i]^2}{n}$$

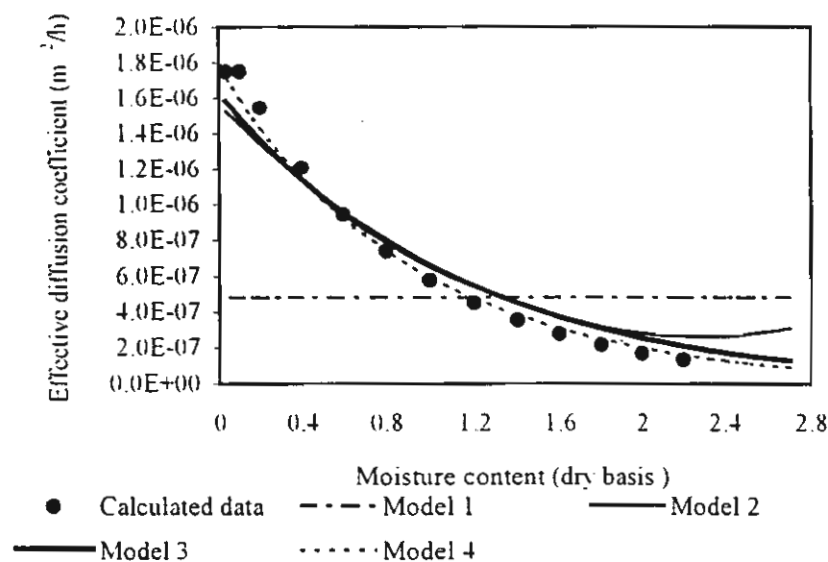


Figure 2
Effective diffusion
coefficient of whole
longan drying calculated
by various models (drying
air temperature 60°C).

Table 2 Diffusion models of whole longan drying.

Model	Diffusion model	* R ²	** MRS
Model 1	$D = 122.6786 \exp [-6444.47 / T_{\text{abs}}]$	0.65	0.0075
Model 2	$D = (0.00663M^2 - 0.0302M + 0.0412) \exp [-28188 / RT_{\text{abs}}]$	0.87	0.0024
Model 3	$D = (0.02343M + 0.0067) \exp [(-26509.2 - 3214.68M) / RT_{\text{abs}}]$	0.88	0.0020
Model 4	$D = 0.003375 \exp (4.2916M) \exp [(-20900.8 - 14916.2M) / RT_{\text{abs}}]$	0.89	0.0025

$$* R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pr})_i - (MR_{ex})_{av}]^2}{\sum_{i=1}^n [(MR_{ex})_i - (MR_{ex})_{av}]^2} \quad ** MRS = \frac{\sum_{i=1}^n [(MR_{pr})_i - (MR_{ex})_i]^2}{n}$$

b-value decreased. The L-value decreases at high drying air temperature due to browning reactions. There is no significant difference ($P > 0.05$) in RR-values for all pairs of experimental values. At drying air temperature 50°C and 65°C, there are no significant difference ($P > 0.05$) in a, b and RR-values and the products are found to be a

brown-red colour. When they are dried with drying air temperatures of 75°C and 85°C; the colours of the samples are found to be brown and black brown, respectively. The brown dried longan is the colour demanded by the market [11].

Table 3 Objective colour and rehydration ratio of dried whole longan.

Temperature	L	a	b	RR
50	23.94	3.71	6.08	2.92
65	22.65	7.92	5.91	3.02
75	20.60	4.16	3.92	2.94
85	18.37	4.97	2.18	2.95

Values followed by the same letter in the same column are not significantly different at $P > 0.05$.

Verification of mathematical model. The evolution of experimental and simulated moisture contents of whole longan are shown in Figure 3. The drying conditions are drying air temperature of 75°C, the diameter between 2.1 and 2.5 cm, specific air flow rate of 338 kg/h/kg dry product, dry mass product of 1.19 kg, initial and final moisture contents of 242 and 17% dry-basis, respectively. It is seen that the simulated moisture contents are lower than experimental results at the beginning of drying but a little bit higher towards the end of drying. The specific energy consumptions obtained from the model and experiments are 228 and 197 MJ/kg of water evaporated, respectively. The drying times are 47 and 40 h, respectively.

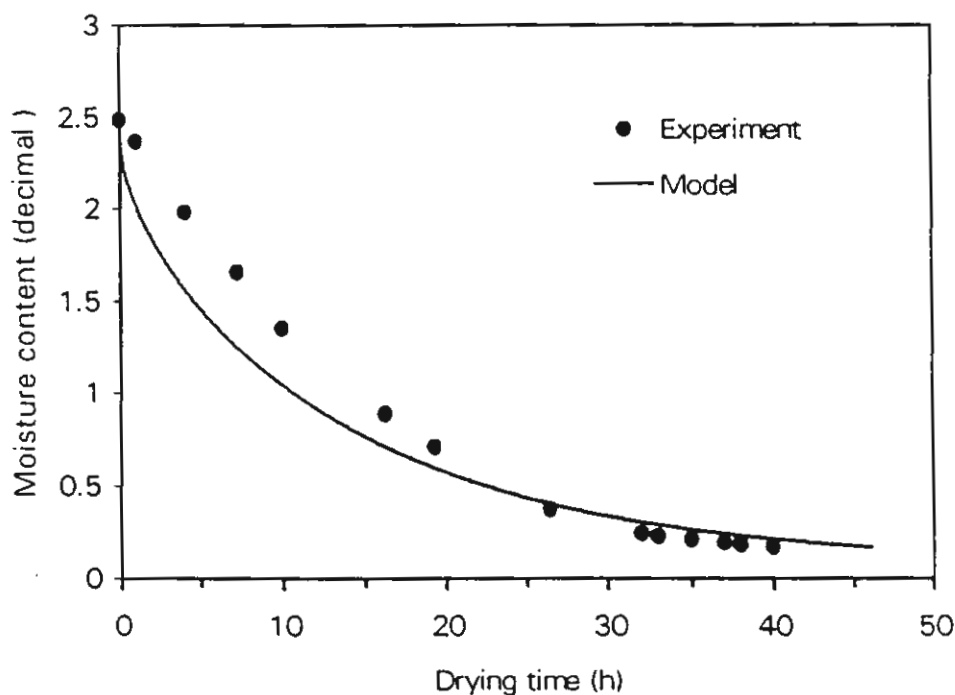


Figure 3 Comparison of simulated and experimental moisture content of whole longan during drying at drying air temperature of 75°C and 0% of recycled air. (The diameter of longan between 2.1 and 2.5 cm, specific air flow rate of 338 kg/h-kg dry product, dry mass product of 1.19 kg, initial and final moisture contents of 242 and 17% dry-basis, respectively).

Effect of specific air flow rate. Figure 4 shows the effect of specific air flow rate (SAF) on specific energy consumption and drying time at a drying air temperature of 70°C. The simulated drying conditions are SAF varying from 14 to 30 kg-dry air/h-kg dry longans, fraction of air recycled (RC)

of 0% initial longan-weight of 1000 kg, ambient temperature of 35°C, ambient humidity ratio of 0.015 kg-water/kg-dry air, and initial and final moisture content of 316% and 18% dry-basis, respectively. It is found that the SEC depends upon the SAF, i.e. the SEC decreases with

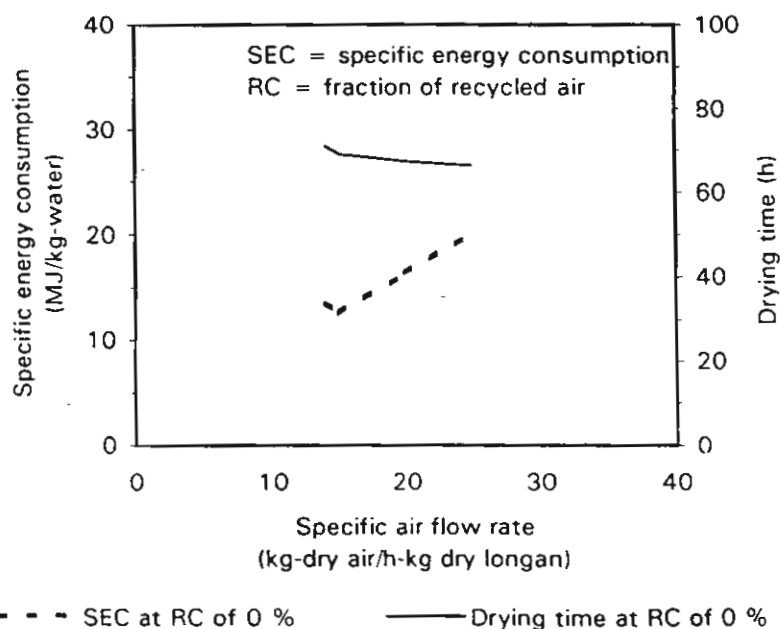


Figure 4 Effect of specific air flow rate on specific energy consumption with no recycled air. (Initial longan-weight of 1,000 kg, initial moisture content of 316% dry-basis, final moisture content of 18% dry-basis, ambient temperature of 35°C, ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air and drying air temperature of 70°C.)

increasing SAF to a minimum point, and then increases due to an excessive air flow rate. It is also found that the drying time (DT) depends upon the SAF, i.e. the DT decreases rapidly with increasing SAF when the SAF is small, but thereafter the DT is nearly constant.

Effect of drying air temperature. The effect of drying air temperature on SEC was also studied. Figure 5 shows SEC and DT versus drying air temperature. The simulated drying conditions are drying air temperature varying from 65 to 90°C, RC of 0%, and SAF of 25 kg-dry air/h-kg dry longans. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the drying air temperature affects both SEC and DT, i.e. the SEC decreases a little bit with increasing drying air temperature, but the DT decreases markedly with increasing drying air temperature.

Effect of fraction of air recycled. Figure 6 shows the effect of the fraction of air recycled (RC) on the SEC and drying time at various drying air temperatures. The simulated drying conditions are RC varying from 0 to 95%, SAF of 25 kg-dry air/h kg-dry longans and drying air temperatures of 65, 75 and 85°C. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the SEC decreases with increasing RC to a minimum value, and then the SEC increases since

humidity ratio in the drying air is an over high value. Consequently, the drying time increases. The optimum SEC of 4.2 MJ/kg-water occurs at RC of 90%, SAF of 25 kg-dry air/h-kg dry longans, drying air temperature of 75°C and drying time of 56 hours.

CONCLUSIONS

Mathematical models have been developed to simulate the longan drying process. The diffusion model, using the activation energy as a linear function of moisture content and the Arrhenius factor as an exponential function of moisture content, together with Oswin's moisture equilibrium model, predicted the best results, as compared to the experimental measurements.

The whole longan drying process was simulated with the models. The optimal operating conditions were determined when the drying air temperature is 75°C, the fraction of recycled air is 90%, and the specific air flow rate is 25 kg-dry air/h-kg dry longan. The specific energy consumption at the optimal conditions is predicted to be 4.2 MJ/kg-water, and the dry time is 56 hours. The shrinkage of whole longan after drying is less than 5% at this temperature. This result shows a drastic reduction of the specific energy consumption, as a non-optimised drying process may require as much as 20 MJ/kg-water.

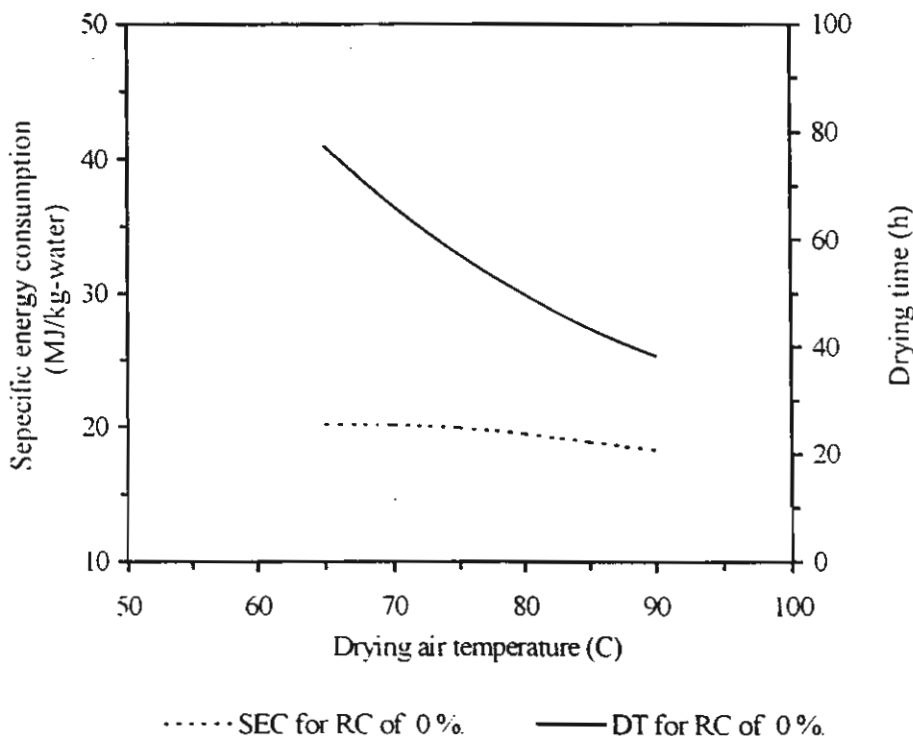


Figure 5
Effect of drying air temperature on specific energy consumption with no recycled air. (Initial longan-weight of 1,000 kg, initial moisture content of 316% dry-basis, final moisture content of 18% dry-basis, ambient temperature of 35°C, ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air.)

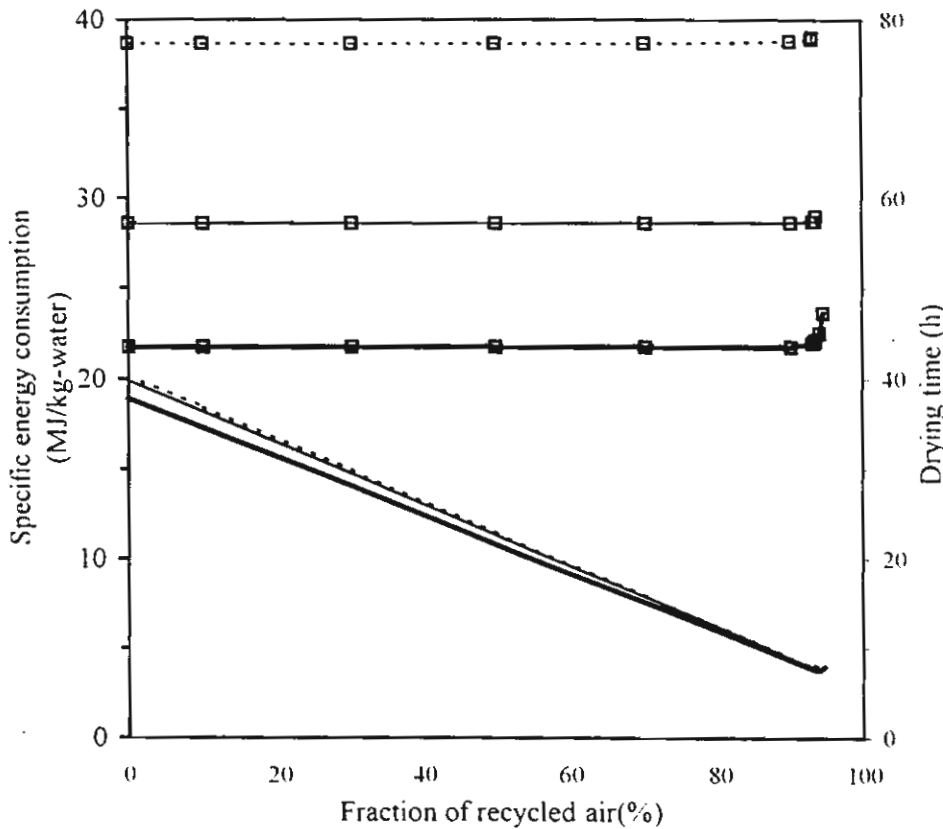


Figure 6
Effect of fraction of recycled air on specific energy consumption at various drying air temperatures. (Initial longan-weight of 1,000 kg, initial moisture content of 316% dry-basis, final moisture content of 18% dry-basis, ambient temperature of 35°C, ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air, specific air flow rate of 25 kg-dry air/h-kg dry longans.)

----- SEC at drying air temperature of 65 °C ——— SEC at drying air temperature of 75 °C
 ——— SEC at drying air temperature of 85 °C - - □ - - Drying time at drying air temperature of 65 °C
 —■— Drying time at drying air temperature of 75 °C —■— Drying time at drying air temperature of 85 °C

NOMENCLATURE

a redness
 a_1, a_2, a_3 constants in Equation (8)
 b yellowness
 b_1, b_2, b_3, b_4 constants in Equation (9)
 C specific heat capacity, kJ/kg-°C
 c_1, c_2, c_3, c_4 constants in Equation (10)
 D effective diffusion coefficient, m^2/h
 D_0 Arrhenius factor, m^2/h
 DT drying time, h
 E the rate of electricity consumption, kJ/h
 E_a energy of activity, kJ/mole
 e_b efficiency of blower
 e_m efficiency of motor
 h_{ig} specific evaporated enthalpy, kJ/kg
 L lightness
 M moisture content, decimal dry-basis
 m_p dry mass of product, kg-dry longans
 m_d mass flow rate of dry air, kg-dry air/h
 MR moisture ratio, decimal
 R universal gas constant, kJ/mole-K
 RC fraction of air recycled, %

RH relative humidity, decimal
 RR rehydration ratio
 SAF specific airflow rate, kg-dry air/h-kg dry longans
 SEC specific energy consumption, MJ/kg-water
 t drying time, h
 Δt time interval, h
 T temperature, °C
 W humidity ratio, kg-water/kg-dry air
 ρ density, kg/m^3

Subscripts

a air
 amb ambient condition
 di entering drying chamber
 do leaving drying chamber
 eq equilibrium condition
 ex experimental value
 f after drying
 fan after blower
 i before drying
 in initial condition

mix after mixing
 n the number of observations
 pr predicted value
 v vapour

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for the financial support of this research.

REFERENCES

1. Vongnichakul, R. and R. Phanvuch. "Study of Equilibrium Moisture Content and Drying Constant of Longan". Master of Engineering Thesis, Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University, 1997.
2. Sitthipranee, P. "Longan Drying". *Industry Journal*, Vol. 33, No. 8, 1990, pp. 36-39.
3. Sitthipong, N., Hirun, A., Klongpanich, W., Thertoon, P., Siratanapanta, T., Thavornun, S. and Kamalaspitak, S. Multi-crop Dryers Project. Final report (Phase 1), IDRC File No. 3-P-88-0234. Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University. 1988.
4. Sitthipong, N., Hirun, A., Siripabpra, P., Rerkkriangkrai, P., Acharyaviriya, S., Thavornun, S. Promwungkwa, A. and Kamalaspitak, S. Multi-crop Dryers Project. Final report (Phase 2), IDRC File No. 3-P-88-0234. Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University. 1992.
5. Gabas, A. L., Menegalli, F. C. and Telis-Romero, J. "Effect of chemical pretreatment on the physical properties of dehydrated grapes". *Drying Technology*, Vol. 17, No. 6, 1999, pp. 1215-1226.
6. Brunaruers, S., Emmett, P. H. and Teller, E. "Adsorption of gases in multimolecular layers". *Journal of American Chemical Society*, Vol. 6, 1938, pp. 309-319.
7. Oswin, C. R. "The kinetics of package life III". The isotherm. *Journal of Chemical Industry (London)*, Vol. 64, 1946, pp. 479-421.
8. Henderson, S. M. "A basic concept of equilibrium moisture". *Agricultural Engineering*, Vol. 33, 1952, pp. 29-31.
9. Kompany, E., Benchimol, J., Allaf, K., Ainseba, B. and Bouvier, J.M. "Dehydration kinetics and modeling". *Drying Technology*, Vol. 11, 1993, pp. 451-470.
10. Ulku, S. and Uckan, G. "Corn drying in fluidize beds". *Drying '98*, Vol. 2, 1986, pp. 531-536.
11. Attabhanyo, R., Menuam, L. and Wongsawadi, S. "A study on different methods of dehydration suitable for each variety of longana". Faculty of Agriculture, Chiang-Mai University, unpublished paper, 1977.

The International Journal
of Ambient Energy

Volume 23, Number 4 October 2002

Editor
M W Liddament

Co-ordinating Editor
A F C Sherratt

ambient energy

Investigation of the flow in an impulse micro turbine
using numerical CFD predictions and laboratory testing,
S. B. Riffat, X. Zhao and P. S. Doherty, 117

Effect of choice of pilot fuel on emission characteristics
of diesel engine running on natural gas, *O. M. I. Nwafor, 177*

Energy recovery effectiveness in an enthalpy wheel used in
air conditioning systems, *D. Sathyanarayanan, D. M. Lal, J. S. Sheth,
S. Renganarayanan and A. Kalanidhi, 187*

Thermal and optical parameters for different window systems in India, *I. Singh
and N. K. Bansal, 201*

Energy optimisation of whole longan drying: simulation results, *A. Acharyavirya,
J. Tiansuwan and S. Soponronnarit, 212*

Index, 221

Superheated steam fluidised bed paddy drying

Chaeyong Taechapairoj ^{a,*}, Isares Dhuchakallaya ^a, Somchart Soponronnarit ^a,
Somboon Wetchacama ^a, Somkiat Prachayawarakorn ^b

^a Thermal Technology Division, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi,
Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

^b Faculty of Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Road, Thungkru, Bangkok 10140, Thailand

Received 18 February 2002; accepted 24 July 2002

Abstract

Fluidised bed paddy drying using superheated steam is a newly alternative approach instead of using the conventional hot air. The mechanism of mass transfer for paddy drying in a range of initial moisture content between 25% and 44.5% d.b. is strongly controlled by internal moisture movement inside the kernel and a two-series exponential equation is suitably used to explain its movement. Drying parameters in the equation are a function of temperature and bed depth. For the paddy quality, head rice yield from the superheated steam drying is more sustainable and has higher values than those obtained from the hot air drying, whereas the colour of white rice becomes darker, making it poorer quality. The percentage of white belly is significantly affected by the initial moisture content.

© 2002 Elsevier Science Ltd. All rights reserved.

Keywords: Dehydration; Grain; Head rice; Quality; Superheated steam; White belly

1. Introduction

Paddy is an important food crop in the world. This cereal is processed into several products, in addition to a staple food. Before being processed, freshly-harvested paddy needs to be dried in order to avoid the quality deterioration by microorganisms and respiration.

A drying method which is utilised effectively for essentially high moisture grains, for example, paddy, parboiled rice, soybean and maize, is a fluidisation technique, in which air and solid particles are rigorously mixed. It has been suggested that high moisture paddy should be dried quickly to approximate 23% d.b. to prevent the yellowing of rice kernels which is easily occurred at high moisture level and then subjected to ambient air drying in a storage bin until its moisture content is down to 16% d.b. (Soponronnarit & Prachayawarakorn, 1994). Sutherland and Ghaly (1990) undertook an intensive investigation into the feasibility of using a hot-air fluidised-bed drying technique for paddy. Their experiments showed that the head rice yield related to the final moisture content: the head rice

yield was 58–61% when paddy was dried from 28.2% to 20.5% d.b. but was 15–24% for a final moisture content lower than 20% d.b.

The drying medium which is used for carrying the evaporated water and fluidising solid particles could be hot air or superheated steam. Superheated-steam drying offers important advantages over hot air drying: (I) the energy supplied to the dryer can be reduced economically by recycling the exhaust steam in a closed loop, (II) the energy from the exhaust steam resulting from the evaporation of moisture inside the solids can be recovered and used in the other sections, (III) environmental pollution or odour emission to the atmosphere can be eliminated since drying occurs in a closed chamber without air.

The general characteristics of the drying process change significantly when superheated steam is used instead of hot air. The major differences include: (I) steam condensation at the material surface during the initial drying period, (II) higher drying rate in superheated steam than in hot air at above inversion temperature, the temperature at which the evaporation rate of water into steam and hot air becomes equal (Yoshida & Hyodo, 1963), (III) no gas film resistance around the solid surface thereby increasing the mass transfer rate.

* Corresponding author. Tel./fax: +662-470-8663.

E-mail address: chaeyong.t@yahoo.com (C. Taechapairoj).

The use of a high steam temperature may cause a serious problem for thermally sensitive food materials, such as browning, discolouration and protein denaturation. In some cases, however, it changes the textural property beneficially; for example, shrimp drying with superheated steam presented a lower degree of shrinkage than that using hot air (Prachayawarakorn, Soponronnarit, & Jaisut, 2002).

The purpose of the present work was to make the parboiled rice by a superheated-steam fluidised-bed dryer. The drying characteristics of paddy were investigated, along with the qualities in terms of head rice yield, whiteness and white belly to be determined.

2. Material and methods

A batch superheated-steam fluidised-bed dryer is schematically illustrated in Fig. 1. It consisted of five main components: a cylindrical chamber with an inner diameter of 15 cm and a height of 100 cm, a 13.5 kW electrical heater for converting saturated-steam to superheated-steam, a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 2.2 kW motor, a reverse flow cyclone

and a small boiler with a 31 kg/h capacity of generating steam. A perforated sheet, with 10 holes per cm^2 , was used for distributing the drying medium. The ratio of the diameter of dryer to grain diameter designed was large enough to minimise the wall effect. However, the wall effect becomes important when the ratio is lower than 10 (Geankoplis, 1995). Superheated-steam temperature was controlled by a PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Before using steam for drying, hot air was used for warming up the system until the temperature in every part reached the desired level. Then, the air was replaced by steam. The steam generator generated the saturated-steam at 106 kPa (absolute pressure) with the corresponding temperature of 100°C . When the saturated steam was flowed through the electrical heater, additional heat was supplied to raise the steam temperature up to the desired level. It was subsequently passed through the fluidised-bed dryer. After that, the small dust particles and the immature grains suspended in the exhaust steam were collected in the cyclone. Finally, all the cleaned exhaust steam was reused again.

The paddy was rewetted to a desired moisture content and then kept in a cool room at the temperature of $3\text{--}5^\circ\text{C}$ for 5–7 days to ensure uniform moisture content throughout the kernels. The experimental conditions were set up as follows: initial moisture contents of 25–45% d.b., bed depths of 10–15 cm, superheated steam temperatures of $150\text{--}170^\circ\text{C}$ at a fixed superficial velocity of 3.1 m/s. Temperatures at different positions were measured by Chromel–Alumel thermocouples (Type K) connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. After drying, paddy kernels were slowly cooled down to ambient temperature and kept in a polypropylene bag. Then, they were gently ventilated with ambient air until their moisture content reached 16% d.b. Finally, a 300 g sample was kept in a seal plastic bag for 2 weeks before testing for head rice yield, whiteness and white belly.

The moisture content of paddy was determined by an electrical air oven at a temperature 103°C for 72 h, according to AACC method, 1995. Paddy qualities in terms of head rice yield and whiteness were determined quantitatively and compared to the reference sample (paddy dried by the ambient air). The methods followed the guideline of the Ministry of Agricultural and Cooperatives, Thailand. Head rice is defined as milled rice having a kernel length at least 75% of its original length. The head rice yield was defined as the mass of white rice that remains as head rice after complete milling divided by the mass of paddy sample.

From the experiments, the head rice yield of fresh paddy samples obtained each time was different and it was thus difficult to compare the paddy quality obtained from different drying conditions. To make a clear comparison, the head rice quality was therefore represented as a relative head rice yield. The relative head rice

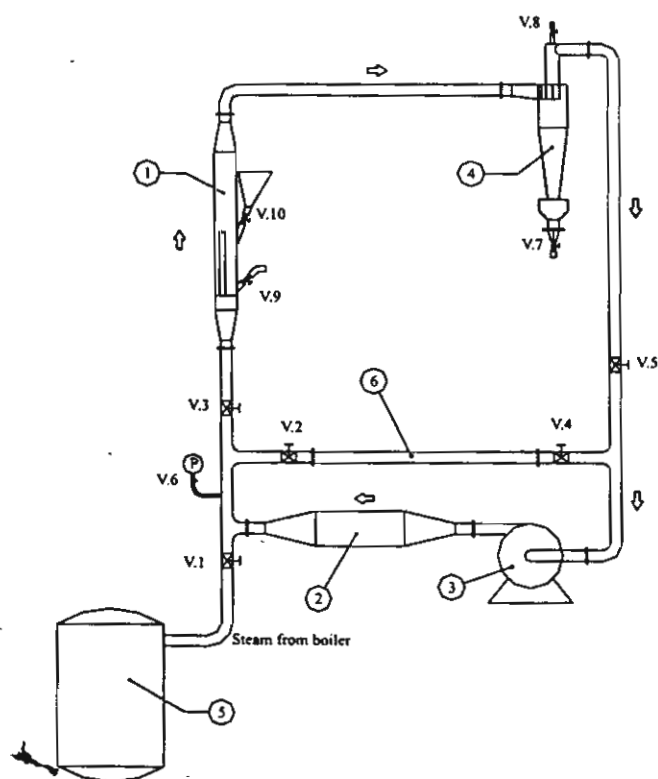


Fig. 1. A schematic diagram of the superheated-steam fluidised bed dryer: (1) fluidised bed dryer, (2) heater, (3) fan, (4) cyclone, (5) boiler and (6) bypass line.

yield is defined as the ratio of head rice obtained from artificial drying to that from the natural air drying.

In addition to the head rice yield, the other two qualities of paddy, translucence, which was directly measured by whiteness, and white belly, were also examined. The opaque white spot at the paddy kernel can be loosely divided into the white belly and the chalky grain. The white belly arises from incomplete or partially gelatinised paddy, while the chalky grain has its own characteristic depending upon the genotype of paddy and can still exist in the grain even with complete gelatinisation. The white rice samples were measured for the colour by using a Kett digital whiteness meter (Model C-300). Before measuring the colour of a sample, the whiteness meter must be calibrated with a white coloured reference, having a standard value of 86.3. Throughout this work, the colour of the sample was represented in terms of the relative whiteness, which was defined as the whiteness of the sample from the artificial drying divided by that from natural drying.

3. Results and discussion

3.1. Fluidisation conditions

At first, the minimum velocity required for fluidising in the superheated steam was determined by measuring the pressure drop. The results are shown in Fig. 2 for bed depths of 10, 12.5 and 15 cm, indicating that the minimum superficial velocity for fluidisation (U_{mf}), determined from the point where the pressure drop begins to be constant, is independent on the bed depth with a value of 2.6 m/s for a steam temperature of 150 °C. This minimum velocity is higher than that using hot air for which the velocity was 1.65 m/s as previously reported by Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994). The required higher fluidising velocity is probably due to the lower density and viscosity of superheated steam. The lower physical properties of steam result in the ratio

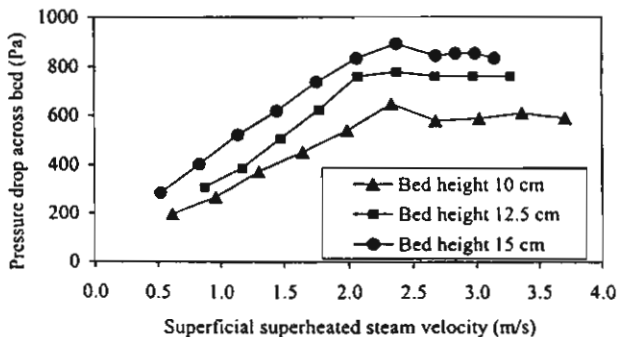


Fig. 2. Relationship between pressure drop and superficial superheated steam velocity at different bed height (superheated steam temperature = 150 °C).

of the vertical force on the paddy becoming lower for the same superficial velocity. However, the force acting on the paddy kernel in the opposite direction can be offset by increasing the superficial steam velocity, thus requiring a higher minimum fluidising velocity for steam.

As can be seen in Fig. 2, below the minimum fluidising velocity, the bed is a static bed, corresponding to the region where pressure drop has a linear increase with superficial velocity. However, at the onset of fluidisation, the paddy was partially fluidised and it required a velocity at least 1.3 times higher than the minimum superficial fluidising velocity to achieve all particle movement.

When applying the Ergun equation (1952), the calculated minimum fluidisation velocity was 2.30 m/s at a temperature 150 °C, slightly lower than the experimentally determined value. This might be because of the agglomeration of paddy kernels caused by the steam condensation. Fig. 3 shows the minimum fluidising velocity for air and superheated steam, and indicates the slight dependence of fluidising velocity on temperature, but the strong dependence on the characteristic fluid medium, with the higher fluidising velocity for steam over a wide range of temperatures. The small effect of temperature on the fluidising velocity might be because of a small change in the density and viscosity of the mediums for the range of temperature considered. The characteristic properties of paddy used in the calculation of the fluidising velocity are shown in Table 1.

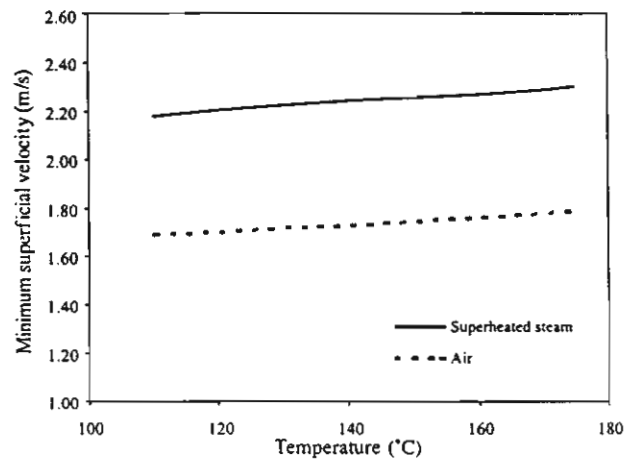


Fig. 3. Effect of drying media on the fluidising velocity.

Table 1
Properties of long grain paddy

Physical properties	
Equivalent diameter (mm)	3.5
True density (kg/m ³)	1414
Void (ϵ_{mf}) (Soponronnarit & Prachayawarakorn, 1994)	0.557
Sphericity (θ)	0.68

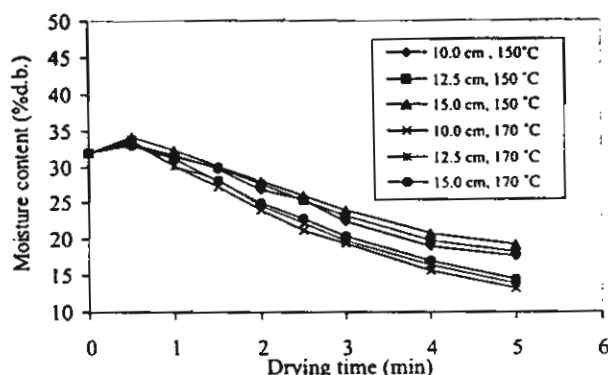


Fig. 4. Variation in moisture content of paddy at different bed heights and inlet superheated steam temperatures.

3.2. Drying behaviour

Fig. 4 shows the behaviour of paddy kernels dried in superheated steam at different temperatures and bed heights. In the first half a minute, the paddy kernels adsorb a small amount of the condensed water and thus, their temperature rapidly increases to the saturation point corresponding to 100 °C. As can be seen in this figure, the samples can gain water evenly although the operating conditions such as temperature and bed depth are changed. Such results are dissimilar to the work reported by Tang and Cenkowski (2000), who studied potato drying in a batch tray dryer using superheated steam. In their work, the initial gain in moisture content varied with the temperature; the samples could gain more moisture at lower steam temperatures. A possible reason for this contradiction can be that using a high steam velocity in the present work (>3 m/s for the fluidised bed) leads to the combination of high heat and mass transfer rates. Thus, the large amount of condensed water existing between the kernels evaporates rapidly, instead of diffusing into the grains. From Fig. 4, the initial gains in moisture content for samples at different conditions are approximately 0.02 d.b.

Fig. 5 represents the comparative drying characteristics of paddy in superheated-steam and hot air. After passing through the condensation stage, the moisture content reduces exponentially with drying time, indicating that the main resistance to moisture movement is in the interior. In this moisture reduction step, the drying curve is very similar to that found in the hot air drying, but the total drying time for steam is shorter in spite of the existence of condensation period. The faster moisture reduction is due to the higher heat transfer rate with superheated-steam at this temperature. The total drying time for obtaining a given moisture content decreases with increase in steam temperature, as expected. This is consistent with the fundamental drying theory, which expects a higher heat transfer flux to the bed of paddy with higher temperature.

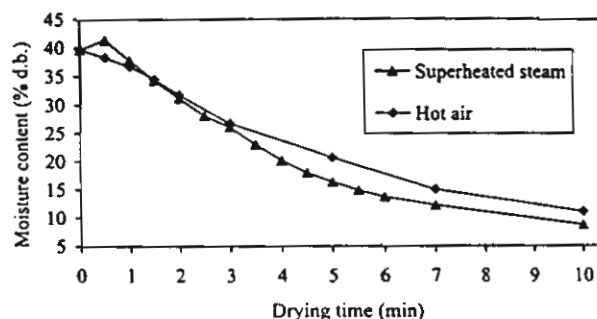


Fig. 5. Comparison of drying rates of paddy dried under superheated steam and hot air drying (temperature = 150 °C, bed height = 10 cm and velocity = 1.3 U_{mf}).

Besides the effect of temperature, the bed depth or, in the other words, the total surface area of grains in the bed is another factor that reflects the amount of water evaporation from the grains; thicker grain bed depths lead to lower moisture reduction rates for a single gain, thereby giving a longer drying time. This is because the heat supply is rather small, along with the poorer heat convection. As previously shown in Fig. 4, it clearly demonstrated that temperature had a greater contribution than bed depth.

3.3. Modified thin-layer drying equation

During the course of drying in the fluidised bed dryer, paddy was suspended in the high steam velocity (except for initial drying period) with constant steam temperature, which fully stratifies the thin layer drying. In such circumstances, the bed should be very thin. However, according to our experiments, the bed depth had an effect on moisture content. Therefore, the thin layer equation is modified, so that the drying constants account for the bed depth, in addition to temperature. The two-series exponential model for thin layer drying of grains has been chosen to correlate the experimental data,

$$MR = \frac{M(t) - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}} = A \exp(-k_1 t) + B \exp(-k_2 t) \quad (1)$$

where A , k_1 , B and k_2 are the drying constants varying with the operating conditions. M_{eq} , M_{in} and $M(t)$ are the equilibrium moisture content and the moisture content at $t = 0$ and t , respectively. In the present work, the steam temperature above the normal boiling point was used, so that it might be reasonable to assume the moisture content at equilibrium to be zero.

A multiple regression technique was used to determine the drying constants. To get a more accurate result, the possible correlation equations between the drying constants and the operating conditions were substituted into Eq. (1) and then statistically fitted with

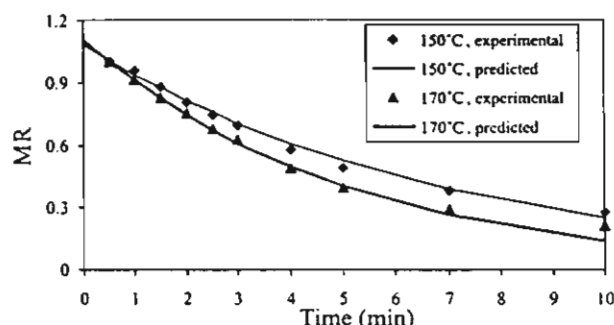


Fig. 6. Experimental data and the predicted drying curve under superheated steam (bed height 10 cm and velocity = $1.3U_{mf}$).

all the data from the whole set of experimental conditions, except for that data from the condensation period. The accuracy of the proposed equation was suitably indicated by the value of regression coefficient (R^2) which is defined as

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{i=1}^z (M_{\text{calculated}} - M_{\text{experiment}})^2}{\sum_{i=1}^z (M_{\text{experiment}})^2 - \frac{(\sum_{i=1}^z M_{\text{experiment}})^2}{z-k}} \quad (2)$$

where z and k are the numbers of data points and parameters, respectively.

The coefficients in Eq. (1) which were correlated with the superheated-steam temperature and the bed height were as follows ($R^2 = 0.97$):

$$A = -0.00290T_{st,i}H_b + 0.00305T_{st,i} + 0.0216H_b + 0.666$$

$$k_1 = -0.00750T_{st,i}H_b + 0.00392T_{st,i} + 0.706H_b - 0.396$$

$$B = 0.00188T_{st,i}H_b - 0.00205T_{st,i} + 0.0402H_b + 0.243$$

$$k_2 = -0.0727T_{st,i}H_b + 0.0135T_{st,i} - 0.905H_b - 0.244$$

where $T_{st,i}$ is the inlet steam temperature ($^{\circ}\text{C}$) and H_b is the bed depth (m). The experimental data and the predicted drying curve are presented in Fig. 6, showing the agreement between the experimental data and the proposed equation over the long drying period.

3.4. Head rice yield

The behaviour of the head rice yield in the superheated-steam fluidised bed dryer under different drying conditions is shown in Fig. 7. The reference head rice yield of samples was $39.95 \pm 0.45\%$ (mean $\pm$ standard errors). When the paddy was subjected to drying with steam, the results clearly show that the head rice yield from the samples can be maintained or even improved over that from the reference samples, with the values being in a wide range of 100–180% depending upon the final moisture content. At a final moisture content above 18% d.b., the relative head rice yield is rather constant, showing values between 160% and 180%. After that, the head rice yield rapidly decreases. The higher head rice yield when compared to the reference one is due to the

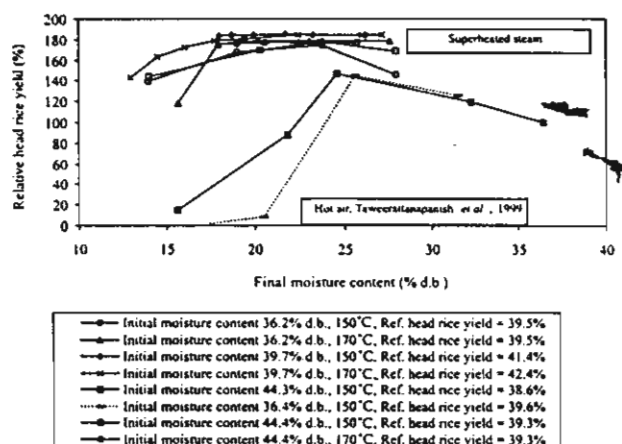


Fig. 7. Relationship between relative head rice yield and final moisture content during drying in hot air and superheated steam.

effect of partial gelatinisation occurring in the paddy grain. To confirm our explanation, we quantitatively determined that white belly occurred, as will be shown in Fig. 8. In gelatinisation steps, when high moist paddy is heated up and grain temperature reaches a temperature between 65 and 70 $^{\circ}\text{C}$, its starch cell will swell with loss of birefringence (Atwell, Hood, Lineback, Varrino Marston, & Zobel, 1998; Zobel, 1984). This causes protein denaturation which will then penetrate into the void spaces amongst the starch granules, resulting in reduction of fissures within the grain kernels (Ranghavedra Rao & Juliano, 1970; Dimopoulos & Muller, 1972). Consequently, the paddy dried by superheated steam becomes rigid and tough, and can resist milling. That is the reason why the head rice yield of

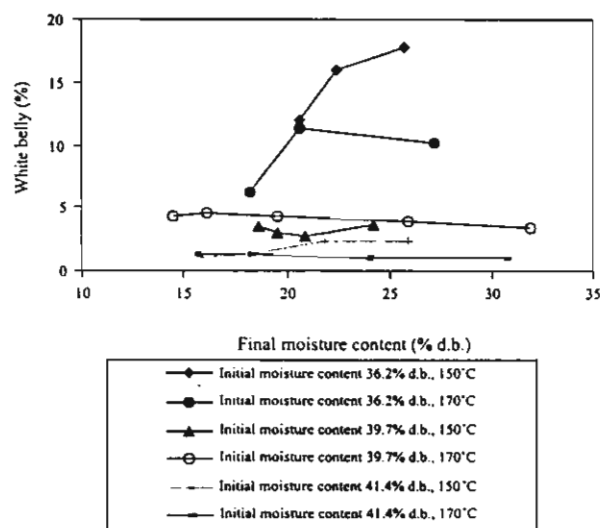


Fig. 8. Relationship between percentage rice with white belly and final moisture content of paddy at different initial moisture content and temperature.

paddy dried in the steam is higher than that of the reference method.

However, the drop in head rice after 18% d.b. may be caused by the prevalent contribution of the tension near the surface and the compression at the center of kernel, leading to fissure development although some of the fractures and void space on the grain surface disappeared in the early drying period due to swelling of starch granules.

The head rice yield of paddy obtained from superheated steam drying was compared to that obtained from hot air drying conducted by Taweerattanapanish, Soponronnarit, Wetchacama, Kongseri, and Wongpiyachon (1999). The results are shown in Fig. 7, indicating that the head rice yields of paddy samples are lower from hot air than from superheated steam. This is because the evaporation of water from the grain surface into hot air occurs close to wet-bulb temperature and the moisture removal is very fast in the initial drying period without condensation. Hence, the drying goes on with lower degrees of gelatinisation, as compared to that with superheated steam.

3.5. Rice whiteness

The change in the colour of samples from the steam temperatures of 150 and 170 °C and initial moisture contents of 36% and 44% d.b. is shown in Fig. 9. The relative rice whiteness curves in the first 3 min of drying steeply changes from the original relative value of 100% and afterwards there appears to be slight alternations with the final moisture content. Such a colour change characteristic for the steam drying has a more serious effect as compared to the hot air drying of work of Taweerattanapanish et al. (1999) as depicted in Fig. 9, showing the noticeably lower value of the relative rice

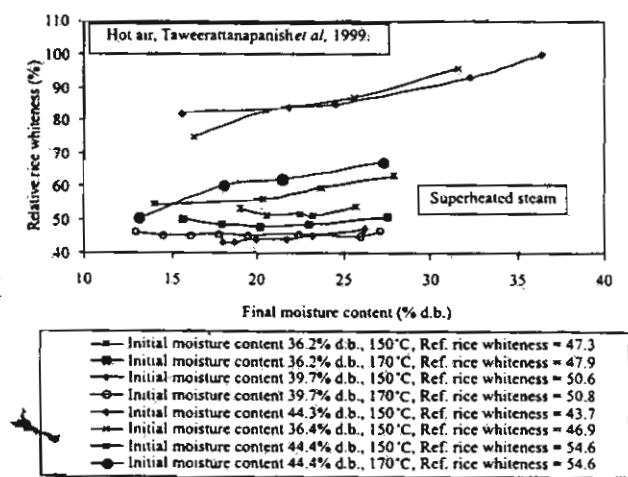


Fig. 9. Relationship between relative rice whiteness and final moisture content during drying in hot air and superheated steam.

whiteness for the steam. The main cause of the rapid change in the colour is partly due to the steam condensation onto the paddy surface. The bran covered around the kernel is dissolved and then absorbed by the endosperm. To justify the explanation, the quantity of bran was checked after milling the brown rice at a measured value of 3.4–5.2% and was found to be lower than that from the reference sample (10.2–10.8%).

The temperature used for drying is also an important factor influencing the degree of whiteness; the higher temperature causes a lower value of whiteness. The illustration of this effect can be seen in the case of moisture content 36.2% d.b. and temperatures 150 and 170 °C, showing a relative value of 55 at 150 °C and of 50 at 170 °C for the final moisture content of 23–24% d.b.

3.6. White belly

White belly in rice kernel is an indication of gelatinisation as previously explained. The individual head rice kernels after milling were graded manually to check the white belly. Kernels which have an opaque white area higher than 50% of its total area were deemed to be the white belly category, according to Thai Standard Rice (Ministry of Commerce, Thailand, 1997). The white bellies found in the experiments frequently occurred at the central area of kernel and the area near the endosperm. The percentage of white belly shown in Fig. 8 was calculated as the number of white belly kernels divided as the total number of head rice kernels. It is evident that the amount of white belly kernels depends strongly on the initial moisture contents, but it is weakly dependent on the steam temperature used. The percentage of white belly kernels is significantly lower with higher initial moisture contents. For example, the amount of white belly kernels at 150 °C is 10% for the initial moisture content of 36.3% d.b. while it is lower than 5% and 2% for the initial moisture content of 39.7%, 41.4% d.b., respectively. The lower percentage of white belly kernels may result from the higher degree of gelatinisation. In commercial practice, white belly kernels of less than 1.5% indicate premium quality parboiled rice.

From the experimental results, they indicate that when using superheated steam as drying medium, dried paddy possesses characteristics of parboiled rice. This technique can be replaced the traditional processes of making parboiled rice, which consisted of soaking, steaming and drying.

4. Conclusions

The minimum fluidising velocity for paddy in superheated steam is approximately 2.6 m/s. In the first half minute of drying paddy with superheated steam using a

fluidised bed, a small amount of moisture content is gained from the steam condensation onto the surface and the gain in moisture content is independent of the steam temperature. After the rise in moisture content, the moisture content starts to decrease and can be suitably explained by a two series exponential equation, in which the parameters correlate statistically with the bed depth and the temperature, the latter being more important.

In superheated steam drying, more stable head rice yield over a wider range of final moisture contents, together with higher head rice yield, when compared to those from hot air drying, is obtained while rice whiteness apparently darkens, making it poorer quality. In addition to such qualities, the percentage of white belly kernels decreases with increase in the initial moisture content, providing relatively higher head rice yield. To maintain good head rice yield, it is recommended that high moist paddy should not be dried to lower than 18% d.b.

Acknowledgements

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support, Division of Agricultural Engineering, Department of Agriculture for testing quality of milling and Pathum Thani Rice Research Center for testing the physical quality of rice.

References

- AACC (1995). Approved method of the American Association of Cereal Chemist, 9th ed. St. Paul, MN: AACC.
- Atwell, W. A., Hood, L. F., Lineback, D. R., Varrino Marston, E., & Zobel, H. F. (1998). The terminology and methodology associated and basic starch phenomena. *Cereal Foods World*, 33, 306–308, 310–311.
- Dimopoulos, J. S., & Muller, H. G. (1972). Effect of processing conditions on protein extraction and composition and on some other physicochemical characteristics of parboiled rice. *Cereal Chemistry*, 49, 54–62.
- Ergun, S. (1952). A basic of fluidisation. *Chemical Engineering Progress*, 48, 89–93.
- Geankoplis, C. J. (1995). *Transport processes and unit operations* (third ed., p. 118). Singapore: Prentice Hall.
- Ministry of Commerce, Thailand (1997). Thai Standard Rice, <http://203.151.17.19/document/grain/english/standard.htm>, last revised on 20 June 2002.
- Prachayawarakorn, S., Soponronnarit, S., & Jaisut, D. (2002). Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air. *Drying Technology*, 20(3), 669–684.
- Ranghavedra Rao, S. N., & Juliano, B. O. (1970). Effect of parboiling on some physicochemical properties of rice. *Journal Agricultural Food Chemistry*, 18, 289–294.
- Soponronnarit, S., & Prachayawarakorn, S. (1994). Optimum strategy for fluidised bed paddy drying. *Drying Technology*, 12(7), 1667–1686.
- Sutherland, J. W., & Ghaly, T. F., (1990). Rapid fluid-bed drying of paddy rice in the humid tropics, Presented Thirteenth ASEAN Seminar on Grain Postharvest Technology, Bandar Seri Begawan, Brunei Darussalam, p. 1–12.
- Tang, Z., & Cenkowski, S. (2000). Dehydration dynamics of potatoes in superheated steam and hot air. *Canadian Agricultural Engineering*, 42(1), 6.1–6.13.
- Taweerattanapanish, A., Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Kongseri, N., & Wongpiyachon, S. (1999). Effect of drying on rice yield using fluidisation technique. *Drying Technology*, 17(1 and 2), 345–353.
- Yoshida, T., & Hyodo, T. (1963). Evaporation of water in air, humid air and superheated steam. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 9(2), 207–214.
- Zobel, H. F. (1984). Gelatinization of starch and mechanical properties of starch pastes. In R. L. Whistler, J. N. Bemiller, & E. F. Paschall (Eds.), *Starch: chemistry and technology* (second ed., pp. 285–309). London: Academic Press.

Optimization of heat pump fruit dryers

U. Teeboonma *, J. Tiansuwan, S. Soponronnarit

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

Received 25 July 2002; accepted 1 December 2002

Abstract

The most important factors when examining the optimum conditions of heat pump fruit dryers (HPD) and for minimizing HPD cost are recycle air ratio, evaporator bypass air ratio (BP), airflow rates, and drying air temperature. Mathematical models of papaya and mango glacé drying using HPD are developed and validated experimentally. The optimum criterion is minimum annual total cost per unit of evaporating-water. The effects of initial moisture content, cubic size, and effective diffusion coefficient of products on the optimum conditions of HPD are also investigated. The results showed that the optimum conditions of both products are not similar, especially for the optimum airflow rate and evaporator BP. For sensitivity analysis, the annual total cost per unit of evaporating-water in a HPD is linearly proportional to both interest rate and electricity price, and decreased with increasing life-time. Finally, physical properties of the product significantly affect the optimum airflow rate and evaporator bypass air ratio.

© 2003 Elsevier Science Ltd. All rights reserved.

Keywords: Heat pump drying; Mathematical models; Physical properties

1. Introduction

Conventional hot air dryers are widely used for fruit drying. However, the high drying temperature usually causes low quality of products. Heat pump dryers are an alternative method for drying products with lower energy consumption, less relative humidity, and lower temperature (Vázquez, Chenlo, Moreria, & Cruz, 1997). Preliminary studies found that the color and aroma qualities of dried agricultural products using heat pumps were better than those products using conventional hot air dryers (Prasertsan & Saen-saby, 1998; Soponronnarit, Nathakaranakule, Wetchacama, Swasdisevi, & Rukprang, 1998; Strommen, 1994). To maximize specific moisture extraction rates, Clement, Jai, and Jolly (1993) recommended that evaporator bypass air ratio (BP) should be around 60–70%. To minimize energy consumption, Soponronnarit et al. (1998) suggested that evaporator BP should be around 86–90%. Achariyaviriya, Soponronnarit, and Terdyothin (2000a) had developed an empirical model of heat pump dryers and recommended that the best conditions giving maximum specific moisture extraction rates were the airflow rate

of 10.3 kg/h kg of dry papaya, evaporator BP of 85%, recycle air ratio (RC) of 100%, and drying air temperature of 56 °C. When studying the economics of using heat pumps, electrical heaters, and fuel burners to dry grain, Meyer and Greyvenstein (1992) recommended that the heat pump dryer was more economical than other systems although the initial cost was higher. A similar suggestion was made by Prasertsan and Saen-saby's work (1998).

The objectives of this research were to determine the optimum conditions of heat pump fruit dryers to minimize annual total cost per unit of evaporating-water of HPD, and to investigate the effects of physical properties of products on the optimum conditions. Mathematical models of papaya and mango glacé drying using heat pump dryers were developed, validated, and implemented in this optimization program.

2. Materials and methods

2.1. Development of mathematical model

The schematic diagram of a heat pump fruit dryer is illustrated in Fig. 1. The air flows through the drying chamber and picks up the moisture of the product.

* Corresponding author.

E-mail address: umphisak@hotmail.com (U. Teeboonma).

Nomenclature

BP	evaporator bypass air ratio (decimal)
C	specific heat (kJ/kg °C)
c	clearance volume (decimal)
D	effective diffusion coefficient (m ² /h)
h	enthalpy (kJ/kg)
M	moisture content (% dry basis)
m	mass flow rate (kg/h)
n	polytropic index (–)
P	pressure (kPa)
PD	piston displacement (m ³ /h)
p	price (Baht)
Q	heat load (kW)
q	specific heat loss (kJ/kg)
R	mass ratio of grain to air (kg dry matter/kg dry air)
RC	recycle air ratio (decimal)
RH	relative humidity ratio (decimal)
T	temperature (°C)
v	specific volume (m ³ /kg)
W	power (kW)

Greek letters

ω	humidity ratio (kg H ₂ O/kg dry air)

θ	initial temperature at each loop of product (°C)

Subscripts

a	air
c	condenser
comp	compressor
d	drying
e	evaporator
eq	equilibrium
ext	external
f	final
fg	latent heat of moisture evaporation
i	inlet or initial
int	internal
j	section number
mix	mixture
o	outlet
pd	product
r	refrigerant
v	vapor
w	water
1, 2, 3, ...	state of refrigerant or number of drying chamber section

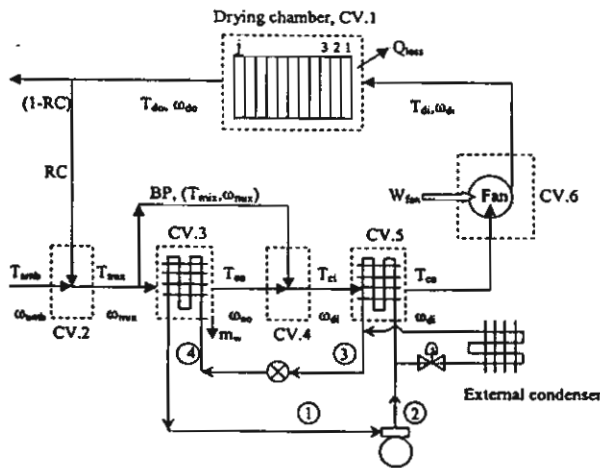


Fig. 1. Diagram of a heat pump dryer (CV = Control volume).

Then, the humid air is partly cooled down at the evaporator in order to recover heat and extract the moisture of the air. Subsequently, the air is heated at an internal condenser and circulated into the drying chamber. As shown in Fig. 1, an external condenser is combined with an internal condenser. Practically, the solenoid valve is opened to bypass the refrigerant so as to reject the excess heat at an external condenser when the drying air tem-

perature is higher than a setting temperature. The mathematical model of a heat pump fruit dryer mainly comprises two parts: the drying model and the heat pump model. Both parts can be developed using the principle of mass and energy conservation for each control volume. The details are as follows.

2.1.1. Drying model

The near equilibrium model regarding thermal equilibrium between drying air and products was used in this study. The drying chamber in control volume 1 (CV.1) was divided into j sections as shown in Fig. 1. This model has been modified from previous drying model works (Acharyaviriya et al., 2000a; Chou, Hawlader, Ho, Wijesundera, & Rajasekar, 1994; Prasertsan, Saensaby, Ngamsritrakul, & Prateepchaikul, 1996). Energy and mass balance equation of CV. 1 for each j section, therefore, can be expressed generally as Eqs. (1) and (2).

$$C_a T_{i,j} + \omega_{i,j} (h_{fg} + C_v T_{i,j}) + RC_{pd} \theta_{i,j} = C_a T_{o,j} + \omega_{o,j} (h_{fg} + C_v T_{o,j}) + RC_{pd} T_{o,j} + q_{loss,j} \quad (1)$$

$$\omega_{f,j} - \omega_{i,j} = \left(\frac{M_{i,j} - M_{f,j}}{100} \right) R \quad (2)$$

The equations for drying kinetics, equilibrium moisture content, and specific heat of both mango and papaya glacé were obtained from Acharyaviriya,

Soponronnarit, and Terdyothin (2000b). Contrasted to Chou et al. (1994) and Prasertsan et al. (1996), drying rate varied with drying time.

Finally, fan power (CV.6) is given by Eq. (3).

$$W_{fan} = \frac{m_a}{3600} (C_a + \omega_{di} C_v) (T_{di} - T_{co}) + Q_{loss,6} \quad (3)$$

2.1.2. Heat pump model

To simplify a heat pump model, the following assumptions were made:

1. The refrigerant at outlet of evaporator and condenser are saturated vapor and saturated liquid, respectively.
2. The compression and the expansion of the refrigerant vapor are a polytropic and an isenthalpic processes, respectively.
3. The pressure drop of pipe system is negligible.

There are three major models: compressor, evaporator and condenser. Details of each component are as follows:

1. Compressor model

The reciprocating compressor, described by Threlkeld (1972), is given by Eq. (4).

$$W_{comp} = \frac{m_r P_1 v_1}{3600} \left(\frac{n}{n-1} \right) \left\{ \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right\} \quad (4)$$

$$m_r = \left\{ 1 + c - c \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/n} \right\} \frac{PD}{v_1} \quad (5)$$

2. Evaporator model

From CV.3, equations of mass and energy balance can be written as follows:

$$m_w = m_a (1 - BP) (\omega_{mix} - \omega_{co}) \quad (6)$$

$$Q_{ca} = \frac{m_a}{3600} (1 - BP) \{ C_a T_{mix} + \omega_{mix} (h_{fg} + C_v T_{mix}) - C_a T_{co} - \omega_{co} (h_{fg} + C_v T_{co}) - m_w h_w \} \quad (7)$$

$$Q_{cr} = m_r (h_1 - h_4) \quad (8)$$

3. Condenser model

From CV.5, equation of energy balance can be written as follows:

$$Q_{ca,int} = \frac{m_a}{3600} (C_a + \omega_{di} C_v) (T_{co} - T_{ci}) \quad (9)$$

$$Q_{cr} = m_r (h_2 - h_3) \quad (10)$$

Finally, the energy balance of the heat pump dryer system is given by Eq. (11)

$$Q_{cr} = Q_{er} + W_{comp} = Q_{ca,int} + Q_{ca,ext} \quad (11)$$

Furthermore, moist air and HCFC-22 properties are calculated using Wilhelm (1976) and Cleland (1988) equations, respectively.

2.1.3. Optimization model

The assumptions of the conditions are as follows:

- Drying chamber capacity is 100 kg of fresh product. The conditions of papaya glacé are average initial moisture content of 40% dry basis with a size of $2.5 \times 2.5 \times 1.5 \text{ cm}^3$. The conditions of mango glacé are average initial moisture content of 60% dry basis with a size of $2.0 \times 1.5 \times 1.0 \text{ cm}^3$. Based on Thailand's industrial standard of fruit drying, the fruit's moisture content must be reduced to a final moisture content of 18% dry basis.
- The variation in final moisture content of the product between the tray inlet and the tray outlet is less than 3% dry basis (The difference between $M_{f,j=n}$ and $M_{f,j=1}$). The moisture content of the products at the tray inlet is naturally lower than that at the tray outlet. This is due to the fact that the drying air temperature decreases with tray length whilst a relative humidity increases. Commercially, it is one of the most important factors. Previous research studies (Soponronnarit, Nuimeem, & Bunnag, 1993; Soponronnarit, Nathakaranakule, Noosuk, & Yoovidhya, 1997) did not consider this factor. Consequently, the suitable airflow rate of those studies was the lowest airflow rate constraint because it yielded the lowest energy consumption of the fan.
- The total operating time which consists of drying and preparation time is not longer than 41 h (6 h for the preparation and 35 h for the drying). If the drying time is longer than this, there is risk of fruit decomposition by microorganism infection. On the other hand, if the drying time is shorter, it would result in a large size of heat pump.
- The size of an external condenser is 60% of an internal condenser.
- The assumptions of economic analysis are for the life-time of 5 years, salvage value at the end of the life-time is 10% of capital cost, interest rate is 8%, maintenance cost is 5% of capital cost, and electricity price is 3 Baht/unit.

The details of optimization model are the following:

1. Objective function

In this study, the objective function is the function of the annual total cost per unit of evaporating-water of HPD. The total cost includes the cost of a drying chamber (which contains trays), a compressor, an evaporator, a condenser, a fan, maintenance, and energy. The equation can be written as follows:

$$Y = \frac{[\text{Annual capital cost} + \text{Annual maintenance cost} + \text{Annual energy cost} - \text{Annual salvage}]}{\text{Weight of annual evaporating-water}}$$

or

$$= [\text{Capital cost} \times (\text{CRF}) + 0.05 \times (\text{Capital cost}) \\ + \text{Annual energy cost} - 0.10 \times (\text{Capital cost}) \\ \times (\text{SFF})] / \text{Weight of annual evaporating-water}$$

CRF and SFF are the capital recovery factor and sinking fund factor, respectively. The drying chamber cost including tray and fan cost depends primarily on the drying chamber capacity and the airflow rate. The cost of compressor, evaporator, condenser, maintenance, and energy depends substantially on the drying air temperature (T_{di}), evaporator BP and RC as well as airflow rate (m_a). The objective function can be expressed by Eq. (12).

$$\text{Minimize} \rightarrow Y = f(T_{di}, \text{BP}, \text{RC}, m_a) \quad (12)$$

2. Constraints

There are four major constraints in this study.

$$45 \leq T_{di} \leq 55 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (13)$$

$$0 \leq \text{BP} < 100\% \quad (14)$$

$$0 \leq \text{RC} \leq 100\% \quad (15)$$

$$400 \leq m_a \leq 2000 \text{ kg/h} \quad (16)$$

3. Cost functions

The price of heat pump dryer components in Thailand was gathered to construct the cost functions using the regression method. The size of drying chambers including trays is fixed with drying capacity. Moreover, the fan cost in this study is fixed because the selected fan size can cover over the range of airflow rate constraints. Consequently, there are three cost functions: cost functions of compressor, evaporator, and condenser, which can be expressed as Eqs. (17)–(19), respectively.

$$p_{\text{comp}} = -912W_{\text{comp}}^2 + 5088W_{\text{comp}} - 582 \quad (17)$$

$$p_e = -3Q_{\text{ea}}^2 + 224Q_{\text{ea}} + 735 \quad (18)$$

$$p_c = 8.26Q_{\text{ca}}^2 + 184Q_{\text{ca}} + 888 \quad (19)$$

The three cost functions, based on 1/08/2001 (1 US\$ = 44.5 Baht), are satisfied with the following conditions: $0.75 \leq W_{\text{comp}} \leq 3.0 \text{ kW}$, $2.0 \leq Q_{\text{ea}} \leq 7.0 \text{ kW}$, and $2.2 \leq Q_{\text{ca}} \leq 8.0 \text{ kW}$.

2.2. Solution algorithm

There are two solution algorithms: a heat pump dryer and optimization process. Actually, simulation procedure of heat pump dryer is a sub set of optimization algorithm. The simulation procedure of a heat pump dryer is shown in Fig. 2. This is similar to Soponronnarit, Swasdisevi, and Rattanongpisat (1999). The inputs are an initial moisture content of the product, an air flow rate, a drying air temperature, an evaporator BP, and a recycle air ratio. The humidity ratio of the air entering drying chamber and the condensing tempera-

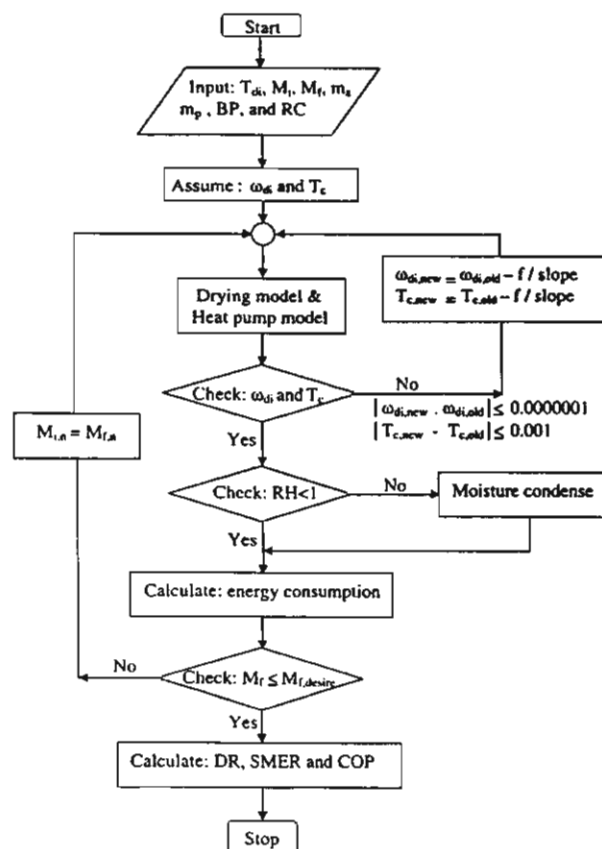


Fig. 2. The simulation flow chart of heat pump dryer.

ture are the guessed values. The calculating steps are as follows: drying and heat pump models are computed and then the humidity ratio of the air entering drying chamber and the condensing temperature are checked. If they are more than the acceptable values, the new guessed values are determined using secant technique and the system model is computed again. The calculation continues until those values are less than or equal to acceptable values. The relative humidity of the air leaving drying chamber is then checked. If the relative humidity is not feasible ($\text{RH} > 1$), subprogram for moisture condensation will be calculated. Next, an energy consumption of a blower and a compressor are computed and then the moisture content of the product is checked. If it is higher than the desirable value, the moisture content of the product before drying is replaced by the moisture content after drying and the time step is advanced. The calculation continues until the moisture content of the product is less than or equal to the desirable value. Finally, the performance of heat pump dryer is determined.

The optimization procedure, using the grid search method, can be summarized as follows:

1. The initial design variables are the evaporator BP of 0%, drying air temperature of 45 °C, airflow rate of 400 kg/h and RC of 0%. The procedure starts with the simulation model to calculate the size of heat pump components and energy consumption. The annual total cost per unit of evaporating-water is then calculated and recorded for comparing with that of the next loop.
2. The value of BP is checked. If BP is within the constraint, the same calculation process is repeated using the BP steps of 1%.
3. The value of RC is checked. If RC is within the constraint, the same calculation process is repeated using the BP steps of 1% and the value of BP is reset as the initial value.
4. The value of T_{di} is checked. If T_{di} is within the constraint, the same calculation process is repeated using the T_{di} steps of 1 °C and the values of BP and RC are reset as the initial values.
5. The value of m_a is checked. If m_a is within the constraint, the same calculation process is repeated using the m_a steps of 10 kg/h and the values of BP, RC and T_{di} are reset as the initial values.

The procedure is repeated until all workable conditions are calculated and also compared. Finally, the optimum conditions can be presented.

2.3. Sensitivity analysis conditions

The economical analysis of papaya and mango glacé drying is based on the annual total cost per evaporating-water of HPD. The assumptions in this study are as follows: the interest rate is 6–10%, the electricity price is 2–4 Baht/unit, and the life-time is 1–10 years.

2.4. A study of effects of physical properties of products on the optimum conditions

The physical properties of the product studied are the initial moisture content, cubic size, and effective diffusion coefficient. To examine their effect, three parameters are varied as the followings:

- The initial moisture contents were 40% and 50% dry basis.
- The cubic sizes were $1.5 \times 1.5 \times 1.5$, $1.75 \times 1.75 \times 1.75$, and $2.0 \times 2.0 \times 2.0$ cm³.
- The effective diffusion coefficients were as follows:

$$D_1 = 0.009 \exp\left(\frac{-2458.54}{T_{di} + 273}\right) \quad (20)$$

$$D_2 = 0.009 \exp\left(\frac{-2325.55}{T_{di} + 273}\right) \quad (21)$$

$$D_3 = 0.009 \exp\left(\frac{-2231.90}{T_{di} + 273}\right) \quad (22)$$

These three models are formulated by using the effective diffusion coefficient data of banana, pineapple, papaya, and mango. It can cover an effective diffusion coefficient of those fruits. The first and the third models present the fruits which are difficult and easy to evaporate water, respectively. At the drying air temperature of 45 °C, D_1 is approximately 52% and 104% lower than D_2 and D_3 , respectively. In case of drying air temperature of 55 °C, D_1 is about 50% and 100% lower than D_2 and D_3 , respectively.

In addition to the equations of effective diffusion coefficient, specific heat and equilibrium moisture content equations are also assumed into the mathematical model. The equations of specific heat and equilibrium moisture content are formulated from average specific heat and equilibrium moisture content of banana, pineapple, papaya, and mango by using the regression method. The specific heat equation can be written as:

$$C_{pd} = 1.5823 + 0.02426M \quad (23)$$

The equilibrium moisture content equation can be expressed in the form of BET model as follows:

$$\frac{RH}{(1 - RH)M_{eq}} = \frac{1}{cM_m} + \frac{(c - 1)}{cM_m} RH \quad (24)$$

where

$$M_m = 4.31195 + 0.10406T$$

$$c = 884.4943 \exp(-0.09098T)$$

3. Results and discussion

3.1. Validation of mathematical model

The experimental conditions of papaya glacé drying for the verifying model conducted by Rukprang (1996) were RC of 100%, an evaporator BP of 63%, a drying air temperature of 50 °C, and an airflow rate of 40.94 kg/h kg of dry product. The conditions of mango glacé drying conducted by Ratsie (1998) were RC of 100%, an evaporator BP of 63%, a drying air temperature of 50 °C, and an airflow rate of 71.62 kg/h kg of dry product.

Figs. 3 and 4 show the moisture content evolution of papaya and mango glacé drying. The simulation results are in reasonable agreement with the experimental ones. The former are, however, slightly higher.

3.2. The optimum conditions of papaya glacé drying

The optimum operating conditions are an evaporator BP of 69%, a RC of 100%, a drying air temperature of

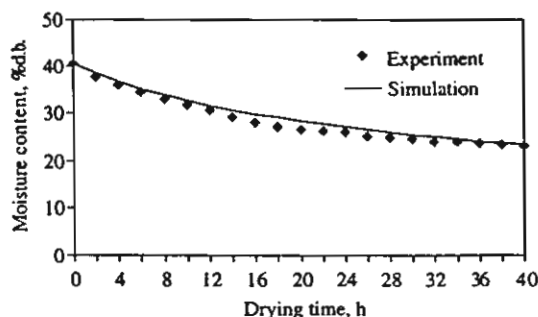


Fig. 3. Moisture content evolution of papaya glacé drying.

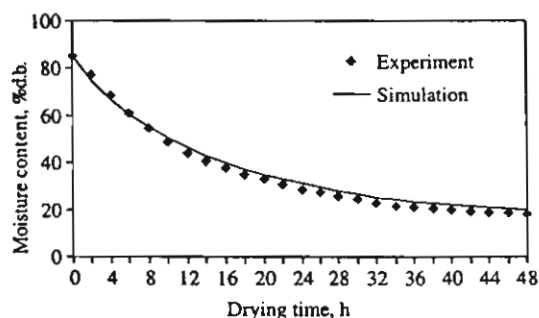


Fig. 4. Moisture content evolution of mango glacé drying.

55 °C, an airflow rate of 20.72 kg/h kg of dry product, 255 batches/year, and evaporating water of 4007 kg/year. The optimum annual total cost is 17.25 Baht/kg of evaporating-water, capital cost of 4.31 Baht/kg of evaporating-water, maintenance cost of 0.92 Baht/kg of evaporating-water, and an energy cost of 12.02 Baht/kg of evaporating-water. Heat pump components are 1.59 kW hermetic reciprocating compressor operating on HCFC-22, a 5.08 kW evaporator, a 6.67 kW internal condenser, and a 4.00 kW external condenser.

3.3. The optimum conditions of mango glacé drying

From simulation results, the optimum conditions of mango glacé drying are an evaporator BP of 71%, a RC of 100%, a drying air temperature of 55 °C, an airflow rate of 30.88 kg/h kg of dry product, 222 batches/year, and evaporating water of 5827 kg/year. The optimum annual total cost is 12.72 Baht/kg of evaporating-water, capital cost of 2.99 Baht/kg of evaporating-water, maintenance cost of 0.64 Baht/kg of evaporating-water, and an energy cost of 9.09 Baht/kg of evaporating-water. Heat pump components are 1.64 kW hermetic reciprocating compressor operating on HCFC-22, a 5.92 kW evaporator, a 7.56 kW internal condenser, and a 4.54 kW external condenser.

3.4. The difference between the optimum conditions of papaya and mango glacé drying

3.4.1. Airflow rate

The limitation of variation of final moisture content and total operating time significantly affects the airflow rate. Although drying with a low airflow rate can save energy cost, the varied final moisture content or total operating time or both of these are do not correspond to the assumption conditions. The optimum airflow rate of mango glacé drying is higher than that of papaya glacé drying. Based on the same conditions, effective diffusion coefficient of mango glacé drying is lower than that of papaya glacé drying because of different tissue structure (Acharyaviriya et al., 2000b).

3.4.2. Evaporator bypass air ratio

Evaporator BP affects the quantity of water vapor condensation or size of evaporator. High evaporator BP can reduce the size of evaporator, but drying time may be long because of low water vapor condensation. The optimum airflow rate of mango glacé drying is higher than that of papaya glacé drying, so the optimum evaporator BP is higher. However, the net airflow passing the evaporator of mango glacé drying is quite higher. Consequently, the evaporator for the case of mango glacé drying is larger than that of papaya glacé drying.

3.4.3. Drying air temperature

The optimum drying air temperature of both products is similar. As a result of high drying air temperature, the drying time can be reduced and this results in high evaporating-water per year. Consequently, the annual total cost per evaporating-water is low.

3.4.4. Recycle air ratio

Under the average climate of Thailand (dry bulb temperature of 27 °C, relative humidity of 73%) and physical properties of both products, the heat pump dryer operated on the closed-loop system is more economical than that operated on the open-loop or partially closed-loop system. It can be explained by the fact that both sensible heat and latent heat of air leaving the drying chamber are recovered. Additionally, it is easy to control drying conditions due to no effect of ambient conditions.

3.4.5. Annual total cost per evaporating-water

For the case of mango glacé dryer, the size of heat pump is rather large and leads to high capital cost; moreover, the number of batch per year of mango glacé drying is 15% lower than that of papaya glacé drying. Nevertheless, the total cost per unit of evaporating-water of mango glacé drying is $\approx 26\%$ lower than that of papaya glacé drying. It is clearly seen that the quantity

of annual evaporating-water of mango glacé drying is about 45% higher than that of papaya glacé drying.

3.5. Sensitivity analysis results

Fig. 5 shows the relationships between the interest rate and annual total cost per unit of evaporating-water of both products. Annual total costs per unit of evaporating-water of both products slightly increased with the increasing interest rate. When the interest rate increased by 1%, the annual total costs per unit of evaporating-water of papaya and mango glacé drying are about 0.056% and 0.053% increased, respectively.

The relationships between the electricity price and annual total costs per unit of evaporating-water of both products are shown in Fig. 6. Annual total costs per evaporating-water are linearly proportional to electricity price. The annual total costs per unit of evaporating-water of papaya and mango glacé drying are $\approx 0.67\%$ and 0.69% per unit of electricity price increase, respectively. Increasing percentage of mango glacé drying cost is higher than that of papaya glacé drying because both the compressor power and airflow rate of mango glacé drying are higher.

Fig. 7 presents the relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water of both products. The annual total costs per unit of evaporating-waters exponentially decrease for the first three years of

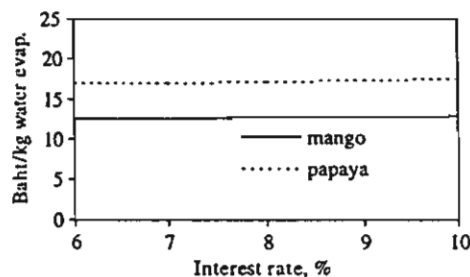


Fig. 5. Relationships between interest rate and annual total costs per evaporating-water of mango and papaya glacé drying.

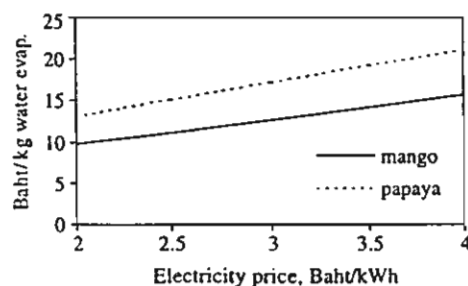


Fig. 6. Relationships between electricity price and annual total costs per evaporating-water of mango and papaya glacé drying.

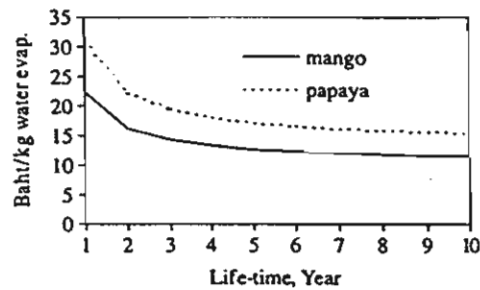


Fig. 7. Relationships between life-time and annual total costs per evaporating-water of mango and papaya glacé drying.

the life-time. When the life-time is longer than six years, annual total costs per unit of evaporating-water of both products are nearly constant.

3.6. The effects of physical properties of products on the optimum conditions

The effects of physical properties of the product on the optimum conditions, including the operating conditions and size of heat pump, were investigated. There are 18 case studies, from which the optimum conditions were sought.

Fig. 8 shows the optimum airflow rate and evaporator BP of each cubic size at different effective diffusion coefficients for initial moisture content of 40% dry basis. In the cases of D_2 and D_3 ($D_1 < D_2 < D_3$), the optimum airflow rate decreased as the cubic size increased. This is due to the fact that the drying rate of a large cubic size, based on the same product, is lower than that of a small cubic size. As a result, a varied final moisture content of a product between a tray inlet and a tray outlet for the large cubic size is lower than that for a small cubic size. To satisfy a limitation of a varied final moisture content (3% dry basis), a large cubic size can be dried with the low airflow rate. In the case of D_1 , the result contrasts to other cases because its effective diffusion coefficient is

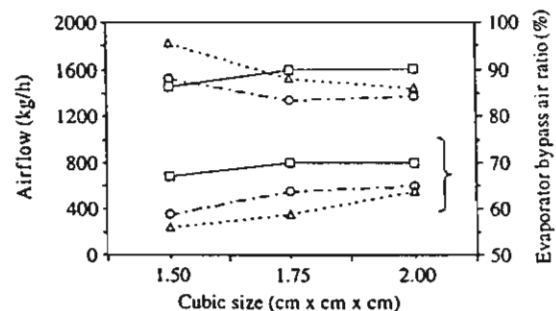


Fig. 8. The optimum airflow rate and evaporator BP of each cubic size for initial moisture content of 40% dry basis at different effective diffusion coefficients.

low. To achieve a varied final moisture content of 3% dry basis, a product with a large cubic size can be dried using the low airflow rate. However, too long a drying time is required. Therefore, it is suggested to use the high airflow rate for drying a product with large cubic size in order to satisfy both a varied final moisture content of a product and a total drying time.

Based on the same product, the optimum evaporator BP is decreased as the cubic size decreases. It can be explained by the fact that a small cubic size yields a high drying rate, and causes a high relative humidity of the air stream. To reduce the quantity of water vapor in the air stream, the evaporator BP should be low. At the same cubic size, the optimum evaporator BP decreased with increase in the effective diffusion coefficient. It is obvious that a high effective diffusion coefficient provides high drying rate. To yield a high quantity of water vapor condensation, the optimum evaporator BP should be low.

Fig. 9 shows the optimum airflow rate and evaporator BP of each cubic size at different effective diffusion coefficients for an initial moisture content of 50% dry basis. The trends of the optimum conditions are similar to Fig. 8. However, the optimum conditions in some case studies are not found such as a case of D_3 for the cubic size of 1.5. As a result of airflow rate constraint (2000 kg/h), a variation in final moisture content of this condition is higher than 3% dry basis. In the case of D_1 for the cubic size of 2.0, the total drying time is longer than 41 h because it is difficult to evaporate water from a large cubic size.

The optimum evaporator load and compressor power of each cubic size at different effective diffusion coefficients for an initial moisture content of 40% dry basis is presented in Fig. 10. The optimum evaporator load and compressor power depend considerably on both airflow rate and drying rates. The optimum evaporator load and compressor power, based on the same product, decreased with increasing cubic size. This is the result of the low optimum airflow rate and drying rate of the large cubic size. At the same cubic size, the optimum

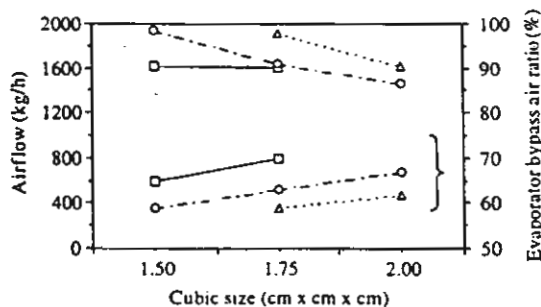


Fig. 9. The optimum airflow rate and evaporator BP of each cubic size for initial moisture content of 50% dry basis at different effective diffusion coefficients.

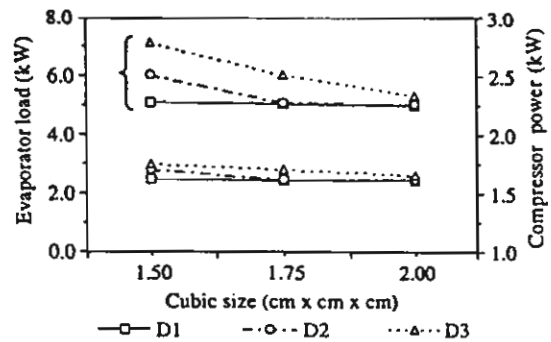


Fig. 10. The optimum evaporator load and compressor power of each cubic size for initial moisture content of 40% dry basis at different effective diffusion coefficients.

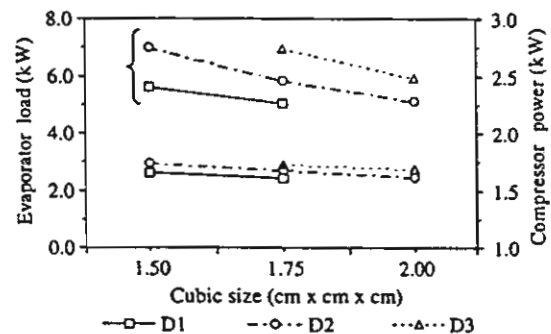


Fig. 11. The optimum evaporator load and compressor power of each cubic size for initial moisture content of 50% dry basis at different effective diffusion coefficients.

evaporator load and compressor power are increased when the effective diffusion coefficient increases. It can be explained by the fact that the optimum airflow rate and the drying rate of this case are high.

Fig. 11 presents the optimum evaporator load and compressor power of each cubic size at different effective diffusion coefficients for initial moisture content of 50% dry basis. The trends of the optimum conditions are similar to Fig. 10. In some case studies, the optimum size can not be found because there is no optimum airflow rate as discussed earlier in Fig. 9.

Based on the assumptions of this study, an airflow rate of 1400–1950 kg/h, an evaporator BP of 59–70%, a drying air temperature of 55 °C, a RC of 100%, a compressor of 1.61–1.74 kW, an evaporator of 5.00–7.12 kW, and a condenser of 6.62–8.87 kW are recommended for designing the heat pump dryer.

4. Conclusions

The theoretical models of papaya and mango glaze drying using a heat pump were developed and validated

with experimental results. They are then utilized as tools in optimization. The optimum conditions were sought using the grid search method. The effects of physical properties of product on the optimum conditions were also investigated. The optimum conditions of each product are not similar, particularly for airflow rate and evaporator BP. This is due to the difference in product properties such as initial moisture content, size, and effective diffusion coefficient (microstructure of fruit tissue). For sensitivity analysis, the annual total cost per unit of evaporating-water is linearly related to both interest rates and electricity price and inversely proportional to life-time. Electricity price is the most sensitive whereas interest rate is the lowest. Finally, physical properties of product mainly affect the optimum airflow rate and evaporator BP whilst the optimum drying air temperature and RC are not changed.

Acknowledgement

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

References

- Acharyavariya, S., Soponronnarit, S., & Terdyothin, A. (2000a). Mathematical model development and simulation of heat pump fruit dryer. *Drying Technology—An International Journal*, 18(1–2), 479–491.
- Acharyavariya, S., Soponronnarit, S., & Terdyothin, A. (2000b). Diffusion models of papaya and mango glacé drying. *Drying Technology—An International Journal*, 18(7), 1605–1615.
- Chou, S. K., Hawlader, M. N. A., Ho, J. C., Wijesundera, N. E., & Rajasekar, S. (1994). Performance of a heat-pump assisted dryer. *International Journal of Energy Research*, 18, 605–622.
- Cleland, A. C. (1988). Computer subroutines for rapid evaluation of refrigerant thermodynamic properties. *International Journal of Refrigeration*, 9, 346–351.
- Clement, S., Jai, X., & Jolly, P. (1993). Experimental verification of a heat pump assisted-continuous dryer simulation model. *International Journal of Energy Research*, 17, 19–28.
- Meyer, J. P., & Greyvenstein, G. P. (1992). The drying of grain with heat pumps in South Africa: A techno-economic analysis. *International Journal of Energy Research*, 16, 13–20.
- Prasertsan, S., Saen-saby, P., Ngamsritrakul, P., & Prateepchaikul, G. (1996). Heat pump dryer part I: simulation of the model. *International Journal of Energy Research*, 20, 1067–1079.
- Prasertsan, S., & Saen-saby, P. (1998). Heat pump drying of agricultural materials. *Drying Technology—An International Journal*, 16(1–2), 235–250.
- Ratsie, S. (1998). Drying of mango glacé by heat pump. Master of Engineering Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
- Rukprang, P. (1996). Fruit drying using heat pump. Master of Engineering Thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Thailand.
- Soponronnarit, S., Nuimeem, M., & Bunnag, B. (1993). Maintaining qualities, minimizing time and energy consumption in pineapple glacé drying. *RERIC International Energy Journal*, 15, 33–48.
- Soponronnarit, S., Nathakarakakule, A., Noosuk, P., & Yoovidhya, T. (1997). Strategies for papaya glacé drying in tunnel. *Drying Technology—An International Journal*, 15(1), 151–168.
- Soponronnarit, S., Nathakarakakule, A., Wetchacama, S., Swasdisevi, T., & Rukprang, P. (1998). Fruit drying using heat pump. *RERIC International Energy Journal*, 20, 39–53.
- Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., & Rattanongpisat, W. (1999). Development of mathematical model for heat pump fruit drying. *RERIC International Energy Journal*, 21, 93–104.
- Strommen, I. (1994). New applications of heat pumps in drying processes. *Drying Technology—An International Journal*, 12(4), 889–901.
- Threlkeld, J. L. (1972). *Thermal environmental engineering*. New Jersey, USA: Prentice Hall.
- Vázquez, G., Chenlo, F., Moreria, R., & Cruz, E. (1997). Grape drying in a pilot plant with a heat pump. *Drying Technology—An International Journal*, 15(3–4), 899–920.
- Wilhelm, L. R. (1976). Numerical calculation of psychometric properties in SI unit. *Transaction of the ASAE*, 19(2), 318–321.

Experiments on In-Store Paddy Drying Under Tropical Climate: Simulation and Product Quality

Y. Tirawanichakul,¹ S. Prachayawarakorn,² P. Tungtrakul,³
W. Chaiwatpongskorn,¹ and S. Soponronnarit^{1,*}

¹School of Energy and Materials, ²Faculty of
Engineering, King Mongkut's University of Technology
Thonburi (KMUTT), Bangkok, Thailand

³Institute of Food Research and Product Development
(IFRPD), Kasetsart University, Bangkok, Thailand

ABSTRACT

The main objective of this work is to study the rice whiteness and paddy qualities of rice in terms of hardness, stickiness, cohesiveness, and germination of rice. The prediction results of moisture content and whiteness are compared with the experimental results using a near-equilibrium drying model, which is modified by including whiteness kinetics of rice kernel. The long grain rice (Suphanburi 1 high

*Correspondence: S. Soponronnarit, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Bangkok, Thailand; E-mail: somehart.sop@kmutt.ac.th.

amylose *indica* variety), which consists of 27% amylose was used for all experiments. The experiments were carried out at the average ambient temperature range of 28.6–30.8°C, average relative humidity of 65.2–80.6% with a fixed bed depth of 1.0 m. Specific air flow rates of 0.65 and 0.93 m³/min-m² of paddy were forced continuously through the paddy bulk at initial moisture contents of 18.5% and 20.1% wet basis, respectively. The desired final moisture content of paddy is about 13.3 ± 0.6% wet basis. The results show that drying rate and the whiteness predictions are in good agreement with those from the experiments. The in-store drying using ambient air condition did not produce notable effect on the rice whiteness, head rice yield, and the percentage of paddy germination. However, the hardness, stickiness, and cohesiveness of rice were changed.

Key Words: Drying model; Grain; In-store drying; Rice quality.

INTRODUCTION

Freshly harvested paddy contains water around 18–23% wet basis. The management of highly moist paddy during the harvesting period is a great challenge because high humidity condition can encourage the excessive mould growth and the high respiration rate from grain. Consequently, dry matter is lost and heat liberated from respiration and biological activities may accelerate rice yellowing. To obtain high quality of paddy and prevent all the above problems, moisture content should be reduced and gentle drying is an essential technique for this purpose. The in-store paddy drying, which is well known as a fixed-bed drying, is the most common method. This drying technique always yields a good quality of milled rice because of its low drying temperature and low specific air flow rate. To ensure a high head rice yield and a high germination rate of rice, the recommended drying temperature should not exceed 43°C. Soponronnarit^(1,2) suggested that drying time for in-store paddy drying should not be longer than 12 and 21 days for the moisture content at 20% and 18% wet basis, respectively, in order to get the dry matter loss not higher than 0.5%.

Quality index, which is used for considering quality of rice, includes the head rice yield and the rice yellowing. Many researchers have focused on physical quality in terms of either yellowness or whiteness.^(1,4,5) Gras and Bason⁽⁵⁾ reported that the loss in the nutritive value of rice was occurred when the rice had an intense yellow.

Quitco⁽⁴⁾ observed yellowing of milled rice and concluded that the accumulation of fungal metabolites (*Fusarium* sp., *A. flavus*) might be

expected to produce typically the distinctly yellowed individual rice kernel while the non-enzymic browning reaction might cause the overall change in hue. Some microorganisms, such as *Curvularia* sp., *A. terreus* and *A. ochraceus*, might be expected to produce the black rice kernels. Some researchers^(3,5) studied the influence of the water activity, temperature, and storage atmosphere on the yellowing of white rice kernels. Gras et al.⁽⁶⁾ summarized that the water activity and temperature intensively affected the degree of yellowing rate and the rate was slightly affected by the presence of oxygen (O₂) but not by the carbon dioxide (CO₂). Soponronnarit⁽¹⁾ studied the yellowing of rice kernel, indicated that the yellowing kinetics was described by the zero order.

In the present work, the quality of paddy during drying under hot and humid weather is investigated. The yellowing of rice, paste viscosity, hardness, stickiness, and cohesiveness of rice (Texture analysis) are considered. A mathematical model developed by Soponronnarit and Nathakarnakule for predicting the moisture content and the whiteness value is also presented.

MATHEMATICAL DRYING MODEL

Mathematical models for deep layer grain drying can be divided into 3 models as follows: non-equilibrium model (i.e., Brooker et al.⁽⁷⁾), near-equilibrium model (i.e., Soponronnarit⁽¹⁾) and logarithmic model (i.e., Hukill⁽⁸⁾). The near equilibrium model developed by Soponronnarit⁽¹⁾ was represented in this work. The main equations of the model are as follows:

(a) Energy Balance Equation for a Thin Layer

The sum of changes of the internal energy within a control volume of a thin bed and the enthalpy of flowing stream is equal to zero. The following equation can thus be written as

$$c_a T_a + (2502 + c_v T_a) W_a + R c_{pw} \theta_a \\ = c_a T_f + (2502 + c_v T_f) W_f + R c_{pw} T_f \quad (1)$$

where

c = specific heat capacity (kJ/kg°C)
 T = air temperature (°C)

θ_g = grain temperature ($^{\circ}\text{C}$)

H = absolute humidity (kg H_2O / kg dry air)

R = ratio of dry grain mass to dry air mass (kg dry matter/kg dry air)

with subscripts:

a = dry air

f = after drying

o = before drying

pw = wet grain

v = water vapor

(b) Mass Balance Equation for a Thin Layer

The assumption is that water vapor evaporated from the thin layer is equal to the change of water vapor in flowing air stream. The equation of mass balance is given by

$$W_f - W_o = (M_o - M_f)R \quad (2)$$

where M = grain moisture content, decimal dry basis

(c) Thin Layer Drying Equation

An empirical thin layer drying equation developed by Agrawal and Singh^[9] was used. It can be written by

$$MR = \left(\frac{M - M_{eq}}{M_o - M_{eq}} \right) = \exp(-\lambda t^n) \quad (3)$$

where

$$\lambda = 0.02938 - 0.44565 RH_o + 0.12157\theta_g \quad (4)$$

$$y = 0.13365 + 1.93653 RH_o - 1.77431 RH_o^2 + 0.009468 T_g \quad (5)$$

where

RH_o = relative humidity of air before drying, decimal

M_{fo} = initial grain moisture content, decimal dry basis

M_{eq} = equilibrium moisture content, decimal dry basis

(d) Dry Matter Loss (DML)

Seib et al.^[10] studied experimentally the dry matter loss of paddy and predicted its quantity in terms of grain temperature and moisture content. The equation can be written in the following empirical form:

$$\text{DML} = 1 - \exp(\text{TERM}) \quad (6)$$

in which

$$\text{TERM} = a \left(\frac{t}{1000} \right)^c \exp[D(1.3\theta - 28)] \exp[(E(M - 0.14)] \quad (7)$$

where

DML = dry matter loss (decimal)

t = storage time (h)

θ = grain temperature ($^{\circ}\text{C}$)

For long grain

$a, c, d, e = 0.001889, 0.7101, 0.0274$, and 31.63 , respectively.

(e) Yellowness of Rice Kernel

The yellowing rate of paddy depends on temperature and water activity. An empirical equation for predicting the degree of yellowness was proposed by Soponronnarit^[11] as given by

$$\frac{dh}{dt} = k \quad (8)$$

and

$$\ln k = 71.87 - 25.32a_w - \frac{25919.13}{T} + \frac{10712.78a_w}{T} \quad (9)$$

where

h = yellowness of rice (Hunter b unit)

t = time (day)

k = constant value for the yellowing rate (Hunter b unit/day)

a_w = water activity (decimal)

T = absolute temperature (K)

The relationship between the whiteness and yellowness can be expressed by

$$Wh = 85.1 - 3.36h \quad (10)$$

where Wh = whiteness of rice

The average moisture content and the average whiteness throughout the bed height can be determined by Eqs. (11) and (12) respectively.

$$\overline{M}_{av} = \frac{\int_0^L M(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (11)$$

$$\overline{Wh}_{av} = \frac{\int_0^L Wh(x) dx}{\int_0^L dx} \quad (12)$$

where

$\overline{M}_{av}$ = average moisture content of paddy (% wet basis)

$\overline{Wh}_{av}$ = average whiteness of rice kernel

$M(x)$ = moisture content of paddy (% wet basis)

$Wh(x)$ = whiteness of rice in each bed depth

x = bed depth (m)

L = total bed depth (m)

MATERIALS AND METHODS

Materials

Figure 1 shows a deep bed dryer which is comprised of a drying bin (Point 1), an electric heating unit (Point 2), and an outlet air duct (Point 3). The experiments of deep bed paddy drying were conducted in an insulated cylindrical bin having a diameter of 0.75 m and a height of 2.75 m. The bed depth of paddy was fixed at 1.0 m. Ambient air was blown through a perforated steel sheet and then into the grain bed. Specific airflow rate was varied by controlling the speed of centrifugal fan with a frequency electric inverter and a butterfly valve. The air flowed through the paddy bed from the bottom to the top of paddy bed and the outlet air was then delivered to the atmosphere.

In-Store Paddy Drying

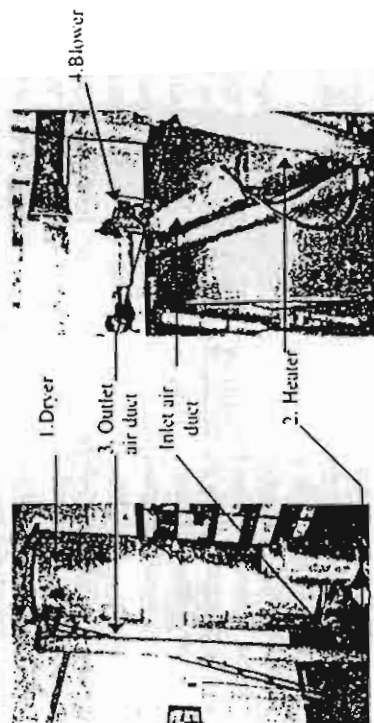


Figure 1. Schematic diagram of in-store drying system.

Methods

Dry paddy (Suphanburi 1, high amylose indica variety, moisture content of 12% wet basis) was rewetted by spraying water and then mixed and kept in a cold storage at the temperature of 4–8 °C for seven days. The desired initial moisture contents for the experiments are 20.1% wet basis for experiment no. 1 and 18.5% wet basis for experiment no. 2. The moisture content of paddy was determined by the standard air oven method at 103 °C for 72 h. The paddy was dried continuously under ambient air condition with volumetric flow rates of 0.93 and 0.65 m³/min-m³ of paddy for the experiment no. 1 and the experiment no. 2, respectively. During the experiments, inlet air, moisture content, grain temperature, outlet air, head rice yield, and whiteness were recorded. The grain temperatures, dry bulb and wet bulb temperatures were measured by K -type thermocouple, which were continuously monitored by a Yokokawa data logger with an accuracy of ± 0.1 °C. Air relative humidity was determined from dry and wet bulb temperatures. Air velocity was measured by a hot wire anemometer. Quality of paddy in terms of head rice yield, whiteness, yellowness, viscosity, and texture properties and germination were determined and compared to the control samples (The rewetted paddy was dried by ambient air ventilation in a thin layer dryer). The viscosity properties of rice samples were determined using an Rapid Visco Analyzer (RVA) (Newport Scientific Ltd.) and texture analysis was determined in terms of hardness, stickiness, and cohesiveness of rice using a Texture Analyser (Stable Micro Systems Ltd model TA-XT2).

The milling quality tests were followed by the guidelines of Rice Research Institute, Ministry of Agriculture and Agricultural Cooperative, Thailand. The head rice yield was defined as the ratio of mass of head rice obtained from milling to mass of paddy before milling. Relative head rice yield referred to the ratio of head yield obtained from the above-mentioned process to head rice yield obtained from the controlled samples. The whiteness value of rice kernel was determined by using Kett whiteness meter C300.

RESULTS AND DISCUSSION

Moisture Profile

The results are divided into two parts. Firstly, the comparison between moisture content of paddy and simulation results is presented. Then, the product qualities of rice will be discussed.

Figure 2 illustrates the evolution of temperature profile during drying periods in each bed height, showing that temperature profile at the bed height, where the paddy was already dried, was close to the ambient air. The average ambient air temperature and relative humidity was respectively $28.9 \pm 1.6^\circ\text{C}$, $75.3 \pm 1.7\%$ for experiment no. 1 and $29.2 \pm 1.6^\circ\text{C}$, $72.9 \pm 7.7\%$ for experiment no. 2.

The paddy was dried from the initial moisture contents of 18.5% and 20.1% wet basis to $14 \pm 1\%$ wet basis. Figures 3(a) and 3(c) show the moisture profiles along the bed height throughout drying time for the specific flow rate of $0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy (experiment no. 1) and $0.65 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy (experiment no. 2), respectively. The results show that the predicted moisture content tends to be slightly different from the experimental value, particularly at higher bed height which shows the moisture content prediction from the model higher than that from the experiments. Figures 3(b) and 3(d) intend to show the average moisture content predictions, which are included and excluded respiration effect for the calculation, respectively. The simulation with the respiration effect shows the moisture content predictions more accurately than the one without. This is because heat liberated from kernel respiration will increase drying air temperature in the bin. Thus, the model including respiration effect is more pronounced to moisture reduction, in particular at low airflow rate as shown in Fig. 3(d) comparing to Fig. 3(b).

In-Store Paddy Drying

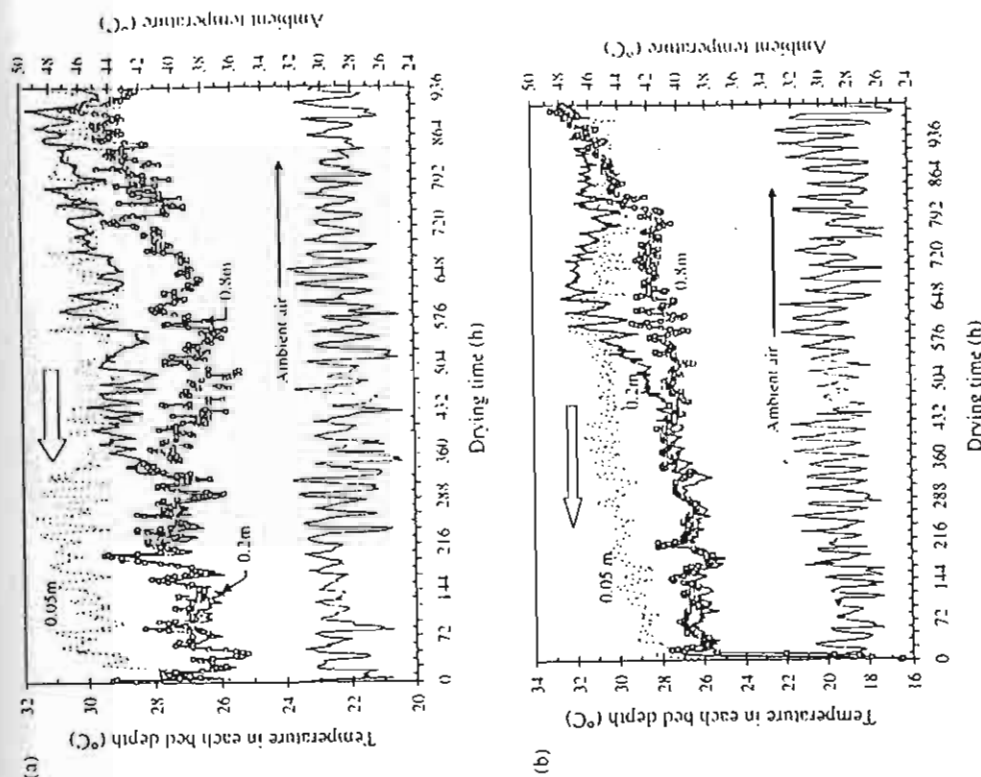


Figure 2. The evolution of temperature profile during drying. (a) Experiment no. 1 ($0.93 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy). (b) Experiment no. 2 ($0.65 \text{ m}^3/\text{min-m}^3$ of paddy).

Paddy Quality

In experiment no. 1, an average initial whiteness value of rice is 50.3 and the average value of whiteness after drying for 936 h was 48.8. For experiment no. 2, an average initial rice whiteness is 49.8 and the

average value of rice whiteness after drying for 912 h was 49. The results were illustrated in Fig. 4.

These values are in good agreement between prediction and experimental results. The paddy at high bed depth of 1.0 m (top) was infected by fungi since the rice samples got more yellowing and damage. Hence its prediction became relatively lower. The result also shows that experimentally determined rice whiteness values at the higher levels are slightly higher than those at lower bed levels as shown in Fig. 4(a). This is because the drying rate at the lower bed height is higher than that at the higher bed height.

The average initial head rice yield of both experiments was about 50.0 and the value of relative head rice yield after drying was between 0.92–0.98. The germination of paddy for both experiments were in the range of 92.5–94.5% and 93–95% for control rice and after drying paddy, respectively. The results showed that the difference is insignificant. These results could be concluded that in-store drying by ambient air ventilation was not affected by the head rice yield and germination.

Viscosity and Texture Analyses

Since the rice samples from experiment no. 2 were infected by fungi so that the amount of rice samples was not enough for all quality testing. The chemical, physical, and physicochemical properties of rice in experiment no. 1 are shown in Table 1.

From the quality parameters, they indicated that rice after drying changed in physical properties in terms of hardness, stickiness, and cohesiveness and also changed in physicochemical properties in terms of viscosity. The value of rice hardness, stickiness, and cohesiveness after drying were higher than the control rice as shown in Table 1. The changes of the hardness, stickiness, and cohesiveness after drying were supported and correlated to RVA testing in terms of peak viscosity and final viscosity. The peak viscosity of dried rice was slightly increased (293.33 RVU for control rice and 304.58 RVU of after drying) and final viscosity of dried rice was also higher than the value of control rice (340 RVU for the control rice and 387 RVU for the dried rice). This is because rice after drying is tightly packed with polygonal granules and spherical shaped protein bodies consistent with previous work.⁽¹¹⁾ However, the comparison of chemical properties between control rice and dried rice showed that it was not significantly different in terms of pH and the amylose content.

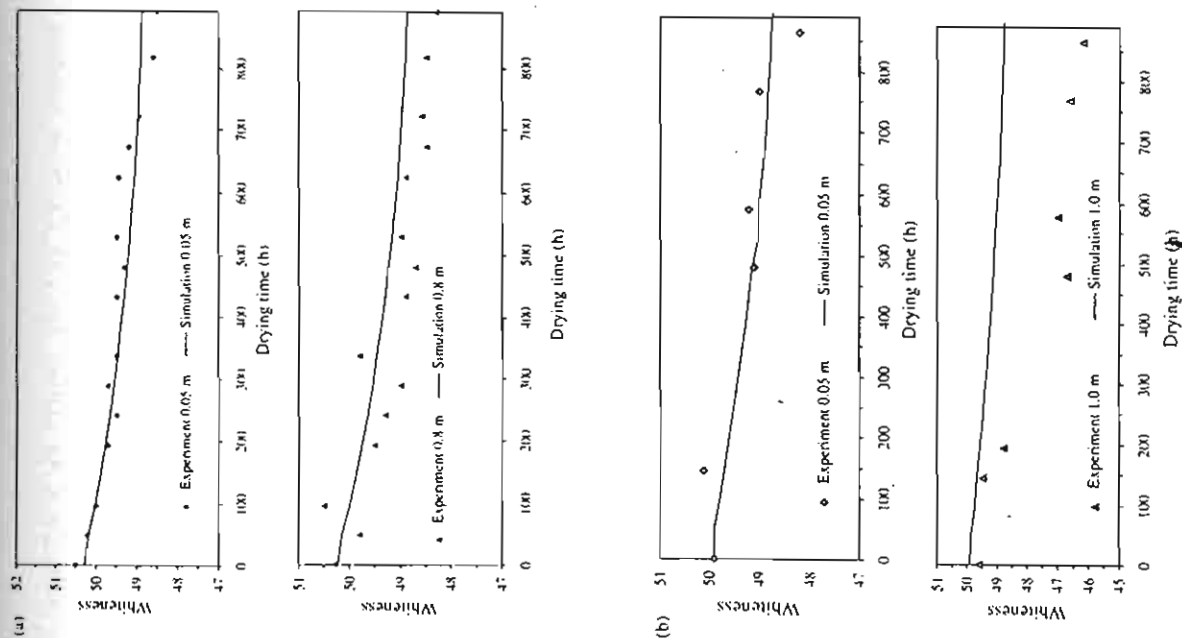


Figure 4. The evolution of whiteness of rice during drying period. (a) Experiment no. 1 (0.93 m³/min-m³ of paddy). (b) Experiment no. 2 (0.65 m³/min-m³ of paddy).

CONCLUSIONS

1. The deep bed paddy drying using ambient air temperature has an insignificant effect on the yellowing of rice kernel.
2. The modified Grain Drying Simulation (GDS) program including the yellowing kinetics can suitably be described the drying kinetics and rice whiteness in the deep bed drying.
3. The simulation including the respiration effect shows the more accurate moisture predictions than that excluding the respiration effect and the energy from the respiration is an impartial contribution to reduce the moisture content of grain. Thus, the in-store drying technique is a low energy consumption process.
4. The in-store drying technique using ambient air ventilation affects the physical quality and physico-chemical quality of rice.

ACKNOWLEDGMENT

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

REFERENCES

1. Soponronnarit, S. Energy Model of Grain Drying System. ASEAN Journal on Science and Technology 1988, 5 (2), 43-68.
2. Soponronnarit, S. Strategies for Drying Paddy under Tropical Climates. In The Consultative Workshop on Grain Drying and Rice Milling in ASEAN, Bangkok, Nov 24-27, 1987a.
3. Soponronnarit, S. Drying in Bulk Storage of High Moisture Grains in the Kingdom of Thailand. Final report submitted to Australian Centre for International Agricultural Research, Canberra: Australia, 1987b.
4. Quico, R.T. Studies of fungal infection and heating of paddy. In Seminar on Paddy Deterioration in the Humid Tropics, Preceding CASGA, Baguio, Philippines, 1983, 53-54.

Table 1. Quality parameters of Suphanburi-1 rice variety dried by in-store drying.

Drying type	Amlyose content (%)	pH	Hardness (kg)	Stickiness (kg)	Cohesiveness (kg-s)	Peak viscosity (RVU)	Final viscosity (RVU)	Relative head rice yield
Control rice EXP-1	26.1	9.64	16.66 ± 4.25	-0.567 ± 0.03	-0.037 ± 0.005	293.33	340.75	1
After drying EXP-1	28.6	9.34	23.87 ± 5.28	-1.015 ± 0.15	-0.681 ± 0.12	304.58	387.00	0.92

Note: EXP-1 refers the experiment no. 1.

5. Gras, P.W.; Bason, M.L. Biochemical effects of storage atmospheres on grain and grain quality. In *Fumigation and Controlled Atmosphere Storage of Grain*, Proceeding No. 25, ACIAR, Australian Center for International Agricultural Research: Canberra, 1989; 83-91.
6. Gras, P.W.; Banks, H.J.; Bason, M.L.; Arriola, L.P. A qualitative study of the influences of temperature, water activity and storage atmosphere on the yellowing of milled rice. *Journal of Cereal Science* 1989, 9, 77-89.
7. Brooker, D.B.; Bakker-Arkema, F.W.; Hall, C.W. *Drying Cereal Grain*; AVI Publishing Co.: Westport, Connecticut, 1974.
8. Hukill, W.V. Basic principles in drying corn and grain sorghum. *Agricultural Engineering* 1947, 28 (8), 335-338, 340.
9. Agrawal, Y.C.; Singh, R.P. *Thin-Layer Drying Studies on Short-Grain Rough Rice*; St. Joseph: Miami, 1977; ASAE Paper No. 77-3531.
10. Seib, P.; Pfost, H.B.; Sukaboi, A.; Rao, V.S.; Burroughs, R. Spoilage of rough rice as measured by carbon dioxide evolution. In *Proceeding of the 3rd Annual Workshop on Grain Post-Harvest Technology*, Kuala Lumpur, Malaysia, 1980.
11. Imprasit, C.; Noomhorm, N. Effect of drying air temperature and grain temperature of different types of dryer and operation on rice quality. *Drying Technology* 2001, 19 (2), 389-404.
12. Bakker-Arkema, F.W.; Bickert, W.G.; Morey, R.V. Simultaneous heat and mass transfer during the process of deep bed drying of grain (translated). *Landtechnische Forschung* 1967, 17 (6), 175-180.
13. Chung, D.S.; Kanuyoso, B.; Erickson, L.; Lee, C.H. Grain aeration and in-store drying in USA. In *Preserving Grain Quality by Aeration and In-Store Drying*, Australian Center for International Agricultural Research: Canberra, 1985; ACIAR Proc. No. 15.
14. Soponronnait, S.; Nathakaranakule, A.; Noosuk, P.; Yoovidhya, T. Strategies for papaya gace drying in tunnel. *Drying Technology* 1997, 15 (1), 151-168.

การประเมินสมรรถนะระบบอบแห้งของโรงสีข้าว ในเขตภาคกลางของประเทศไทย Evaluation the Drying System Performance of Rice Mills in the Central Part of Thailand

นเรศ มีโส¹
สมชาติ โสภณธนฤทธิ์²
สมบูรณ์ เวชกามา³

Abstract

This work relates to the study on the suitability of paddy drying systems in three rice mills with different product capacity and drying system installation in the central part of Thailand. During experiment, drying was divided into two stages. The study

included paddy drying technique, paddy quality, energy consumption and problems during operation. Finally, the most suitable paddy drying system was concluded. The result will be useful as guidelines for improving the efficiency of paddy drying systems and minimizing the cost of drying.

-
- ¹ อาจารย์ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยภาคตะวันออกเฉียงเหนือ
² ศาสตราจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
³ อาจารย์ ภาควิชาเทคโนโลยีอุตสาหกรรม คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้กล่าวถึง การศึกษาหาความเหมาะสมของระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าว 3 แห่ง ในเขตภาคกลางของประเทศไทย ซึ่งแต่ละแห่งมีขนาดกำลังผลิตและการติดตั้งระบบอบแห้งที่แตกต่างกัน ในการเก็บข้อมูลได้แบ่งการอบแห้งข้าวเปลือกของโรงสีข้าวแต่ละแห่งออกเป็น 2 ช่วง โดยแต่ละช่วงได้ศึกษาวิธีการอบแห้งข้าวเปลือก คุณภาพข้าวเปลือก พลังงานที่ใช้ในการอบแห้ง และปัญหาที่เกิดขึ้น แล้วนำข้อมูลที่ได้ทั้งหมดมาเปรียบเทียบกัน และศึกษาว่าการทำงานจากระบบอบแห้งข้าวเปลือกแบบใดมีความเหมาะสมมากที่สุด เพื่อนำมาเป็นแนวทางสำหรับพัฒนาระบบอบแห้งข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้นและลดค่าใช้จ่ายในการอบแห้งให้ต่ำลง

คำนำ

ปัจจุบันเครื่องอบแห้งเป็นที่นิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในโรงสีข้าว เครื่องอบแห้งที่เป็นที่นิยมใช้ได้แก่ เครื่องอบแห้งแบบ LSU เครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง เครื่องอบแห้งแบบ recirculation batch และเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด และที่มีใช้กันบ้างได้แก่ การอบแห้งในฉางเก็บ

จารุวัฒน์ มงคลธนทรศ (2537) รายงานการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเครื่องอบแห้งแบบ LSU พบว่า ได้เปอร์เซ็นต์ข้าวตันต่ำกว่าของข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศแวดล้อมไม่เกิน 5% สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 27% w.b. เหลือ 18% w.b. ได้วันละประมาณ 30 ตัน เมื่อใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้งข้าวเปลือก เสียค่าใช้จ่ายประมาณตันละ 20 บาท

Soponronnarit (1995) ศึกษาความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้นหลังการเก็บเกี่ยว

สาเหตุ และแนวทางแก้ไขปัญหายาอย่างเป็นระบบ โดยแนะนำให้เป่าอากาศแวดล้อมเข้าภายในกองข้าวเปลือกขึ้นด้วยอัตราการไหลต่ำๆ ประมาณ $0.35 \text{ m}^3/\text{min}-\text{m}^3(\text{paddy})$ เพื่อระบายความร้อน ในขณะที่คอยการอบแห้ง และทำการอบแห้ง 2 ช่วง คือ ในช่วงแรก ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วให้เหลือประมาณ 23% w.b. โดยใช้เครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด หรือเครื่องอบแห้งชนิดอื่น โดยพิจารณาถึงคุณภาพข้าวเป็นหลัก ในช่วงที่สอง ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างช้าๆ ภายในฉางเก็บ จากประมาณ 23% w.b. เหลือ 16% w.b. โดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่อัตราการไหลในช่วง $0.5-1.0 \text{ m}^3/\text{min}-\text{m}^3(\text{paddy})$ ควรเป่าอากาศเฉพาะในเวลากลางวันเท่านั้น หากเก็บรักษาข้าวเปลือกเป็นระยะเวลาหลายเดือน ควรเป่าอากาศแวดล้อมเข้ากองข้าวเป็นระยะๆ ประมาณ 1-3 ชั่วโมงต่อสัปดาห์ เพื่อระบายความร้อนออกจากกองข้าว

Soponronnarit และคณะ (1995) ออกแบบ สร้าง และทดสอบต้นแบบเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกความชื้นสูง โดยเทคนิคฟลูอิดไคซ์เบดแบบไหลขวางต่อเนื่อง กำลังผลิต 0.82 tons/h โดยมีการหมุนเวียนอากาศอบแห้งบางส่วนกลับมาใช้พบว่า สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจาก 45% d.b. เหลือ 24% d.b. อุณหภูมิอากาศอบแห้ง $100-120^\circ\text{C}$ สัดส่วนอากาศอบแห้งเวียนกลับ 0.66 อัตราการไหลเฉพาะของอากาศ $0.05 \text{ kg/s}-\text{kg-dry matter}$ ความเร็วอากาศอบแห้ง 3.2 m/s ความสูงชั้นข้าวเปลือก 10 cm สิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิรวม $2.32 \text{ MJ/kg-water evap.}$ จากข้อมูลการใช้พลังงานในโรงสีข้าวหลายแห่งพบว่า ความสิ้นเปลืองพลังงานปฐมภูมิอยู่ในช่วง $3-6 \text{ MJ/kg-water evap.}$ ขึ้นอยู่กับระดับความชื้นของข้าวเปลือกเป็นหลัก

Soponronnarit และคณะ (1999) ศึกษาแนวทางการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไดเซชัน การเก็บในที่อับอากาศ และการเป่าด้วยอากาศแวดล้อม โดยพิจารณาจากระยะเวลาที่ใช้งานทั้งหมดและคุณภาพการสีของข้าวเปลือกภายหลังผ่านทั้งสามกระบวนการ พบว่าสามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกจาก 33% d.b. เหลือประมาณ 16.5% d.b. ระยะเวลาการอบแห้งทั้งหมดประมาณ 53 นาที เริ่มต้นจากการอบแห้งด้วยเครื่องฟลูอิดไรเซอร์ประมาณ 3 นาที จนความชื้นลดลงเหลือประมาณ 19.5% d.b. จากนั้นนำไปเก็บในที่อับอากาศ (tempering) อย่างน้อย 30 นาที แต่ไม่ควรเกิน 1 ชั่วโมง แล้วนำไปเป่าด้วยอากาศแวดล้อมที่ความเร็วประมาณ 0.15 m/s เป็นเวลา 20 นาที พบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวของข้าวอยู่ในระดับที่ยอมรับได้

Taweerattanapanish และคณะ (1999) ศึกษาผลพลอยได้จากการอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไดเซชัน กรณีที่มีความชื้นข้าวเปลือกก่อนและหลังการอบแห้งต่างกัน ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง 140 และ 150 °C แล้วนำข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งไปผ่าน การ tempering พบว่า ปริมาณข้าวตันเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับกรณีการอบแห้งด้วยอากาศแวดล้อม ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการเพิ่มขึ้นของปริมาณข้าวตันคือ ความชื้นก่อนและหลังการอบแห้งของข้าวเปลือกควรมีค่าอยู่ในช่วง 23-31% w.b. และ 19-22% w.b. ตามลำดับ การทำ tempering จะได้เปอร์เซ็นต์ข้าวตันสูงกว่ากรณีที่ไม่ทำ tempering ผลการทดสอบความยอมรับในการบริโภคพบว่า ให้ผลเหมือนกับกรณีที่อบแห้งข้าวเปลือกด้วยอากาศแวดล้อม ที่ไม่มีการทำ tempering

โรงสีข้าวแต่ละแห่งมีการวางระบบการทำงานของเครื่องอบแห้งแตกต่างกัน ซึ่งอาจมีผลทำให้เกิดความเสียหายต่อข้าวเปลือกหลังการอบแห้ง กล่าวคือ ทำให้ข้าวเปลือกมีคุณภาพต่ำ

หรืออาจทำให้เสียค่าใช้จ่ายในการอบแห้งสูง ดังนั้นในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ เพื่อศึกษาสมรรถนะของระบบอบแห้งในโรงสีข้าวสามแห่ง โดยศึกษาวิธีการอบแห้งข้าวเปลือก คุณภาพข้าวเปลือก พลังงานที่ใช้ในการอบแห้ง และปัญหาที่เกิดขึ้น ผลที่ได้จะเป็นประโยชน์ต่อการพัฒนาระบบอบแห้งข้าวเปลือกให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้น และลดค่าใช้จ่ายในการอบแห้งให้ต่ำลง

อุปกรณ์และวิธีการ

ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาระบบอบแห้งข้าวเปลือกของโรงสีข้าว 3 แห่ง คือ โรงสีข้าว นิธิธัญญะกิจ โรงสีข้าวคุงหลี่จั้น และโรงสีข้าว พูนสินไทย โรงสีข้าวแต่ละแห่งมีวิธีและระบบการอบแห้งข้าวเปลือกที่ต่างกัน แต่มีอุปกรณ์หลักๆ ในระบบเหมือนกันคือ เครื่องอบแห้งฟลูอิดไรเซอร์ เครื่องอบแห้งแบบ LSU เครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง เครื่องเป่าลมเย็น เครื่องทำความสะอาดข้าว และถังพักข้าว เป็นต้น รูปที่ 1-4 แสดงไดอะแกรมระบบอบแห้งข้าวเปลือกของโรงสีข้าวแต่ละแห่ง

การตั้งระดับอุณหภูมิอากาศอบแห้งขึ้นอยู่กับชนิดของเครื่องอบแห้งและปริมาณความชื้นของข้าวเปลือกที่นำมาอบแห้ง สำหรับเครื่องอบแห้งฟลูอิดไรเซอร์ขนาด 10 tons/h ความสูงของชั้นข้าวเปลือก ประมาณ 15 cm ตั้งอุณหภูมิไว้ที่ช่วง 100-150°C ส่วนเครื่องอบแห้ง LSU ขนาดความจุ 6-40 tons ตั้งอุณหภูมิอบแห้ง ไว้ที่ช่วง 80-100°C

ผลการทดลองและวิจารณ์

1. ความชื้นและคุณภาพข้าวเปลือก

1.1 โรงสีข้าว นิธิธัญญะกิจ จากผลการทดลองระบบอบแห้งข้าวเปลือก ขนาดกำลังผลิต 20 tons/h จะแบ่งออกเป็น 2 ช่วง ดังนี้

1.1.1 ช่วงที่ 1 การติดตั้งระบบอบแห้งข้าวเปลือกในช่วงนี้ จะติดตั้งเป็น 2 ระบบขนานกัน คือ

- ระบบที่ 1.1 ดังแสดงในรูปที่ 1 หลุมข้าว (10.1) ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาวเฉลี่ยเท่ากับ 23.3% d.b. 39.2% และ 46.8 ตามลำดับ เมื่อนำไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.1) มีอัตราการป้อนข้าวเปลือก 9.30 tons/h และอุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 145°C พบว่า ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 18.5% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 62°C เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาวเฉลี่ย 44.2% และ 45.0 ตามลำดับ จากนั้นนำข้าวเปลือกไปผ่านถังเป่าลมเย็น (3.1) ขนาดความจุ 9 tons ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 17.3% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 34°C เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาวเฉลี่ย 47.7% และ 44.7 ตามลำดับ

- ระบบที่ 1.2 ดังแสดงในรูปที่ 1 หลุมข้าว (10.2) ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 20.6% d.b. เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นเฉลี่ย 36.6% และความขาวเฉลี่ย 47.8 เมื่อนำไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.2) มีอัตราการป้อนข้าวเปลือก 10.5 tons/h และอุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 149°C สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือเฉลี่ย 18.4% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 65°C เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาวเฉลี่ย 38.8% และ 47.7 ตามลำดับ แล้วนำไปผ่านถังเป่าลมเย็น (3.2) ขนาดความจุ 9 tons ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 17.0% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 39°C เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นเฉลี่ย 41.8% และความขาวเฉลี่ยไม่เปลี่ยนแปลง

1.1.2 ช่วงที่ 2 ดังแสดงในรูปที่ 2 หลังจากข้าวเปลือกผ่านออกจากเครื่องเป่าลมเย็น

(3.1) และ (3.2) จะถูกลำเลียงมากองรวมกันที่หลุม (10.3) แล้วนำไปเข้าไซโล (15.1) และ (15.2) เพื่อลดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกให้ต่ำลงโดยการเป่าด้วยอากาศแวดล้อมจนอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 34°C แล้วนำไปผ่านเครื่องอบแห้งแบบ LSU (4) ขนาดความจุ 40 tons และอุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 79°C ข้าวเปลือกจะไหลหมุนเวียนอยู่ในเครื่องอบแห้งแบบ LSU (4) ประมาณ 1 รอบ เวลาของการหมุนเวียนข้าวเปลือกต่อรอบ 120 นาที ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 14% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 46°C เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาวเฉลี่ย 36.4% และ 46.3 ตามลำดับ แล้วนำไปเข้าไซโล (15.3) และ (15.4) เพื่อลดอุณหภูมิข้าวเปลือกให้ต่ำลงโดยการเป่าลมระบาย เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นเฉลี่ย 38.7% และความขาวเฉลี่ยไม่เปลี่ยนแปลง

การทดลองในครั้งนี้ ข้าวเปลือกที่นำมาอบแห้งมีความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ยประมาณ 20.6-23.3% d.b. เมื่อผ่านการอบแห้งในช่วงที่ 1 ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 17.0-17.3% d.b. มีเปอร์เซ็นต์ข้าวต้นและความขาวอยู่ในเกณฑ์ที่ดี และหลังจากนำข้าวเปลือกไปอบแห้งต่อในช่วงที่ 2 ทำให้ความชื้นลดลงเหลือเฉลี่ย 14% d.b. เปอร์เซ็นต์ข้าวต้นมีค่าลดต่ำลงมาก โดยเฉพาะข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งออกมาจากเครื่องอบแห้งแบบ LSU (4) สาเหตุมาจากการอบแห้งในช่วงความชื้นต่ำๆ และข้าวเปลือกได้รับความร้อนเป็นเวลานาน อัตราการอบแห้งลดลง ความร้อนส่วนมากจึงไปทำให้เมล็ดข้าวเปลือกมีอุณหภูมิสูงขึ้นเฉลี่ย 46°C จึงเกิดการแตกหักของเมล็ดข้าวเพิ่มมากขึ้น ถึงแม้ว่าข้าวเปลือกก่อนจะนำมาอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบ LSU(4) จะมีเวลาพักที่กองข้าว (10.3) และไซโล (15.1) และ (15.2) จนทำให้อุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกลดต่ำลงเฉลี่ย 34°C แล้วก็ตาม ส่วนความขาว

ถือว่าอยู่ในเกณฑ์ดี มีความขาวเฉลี่ย 46.3 เมื่อเปรียบเทียบกับความขาวของข้าวอ้างอิง

1.2 โรงสีข้าวคุงหลิจั้น จากผลการทดลองระบบอบแห้งข้าวเปลือก ขนาดกำลังผลิต 6.06 tons/h ดังแสดงในรูปที่ 3 แบ่งออกเป็น 2 ช่วง ดังนี้

1.2.1 ช่วงที่ 1 ข้าวเปลือกในหลุมข้าว (10) มีความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ย 24.4% d.b. แล้วนำไปผ่านเครื่องทำความสะอาดข้าว (1) ซึ่งสามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือเฉลี่ย 23.9% d.b. เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ยเท่ากับ 46.0% และ 40.9 ตามลำดับ แล้วนำไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.1) อัตราการป้อนข้าวเปลือก 9.54 tons/h อุณหภูมิอากาศอบแห้งเฉลี่ย 142°C ความสูงชั้นข้าวเปลือก 15 cm และระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในอบแห้ง (residence time) 1.4 นาที สามารถลดความชื้นลงเหลือเฉลี่ย 20.5% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 67°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 45.9% และ 41.8 ตามลำดับ แล้วนำไปผ่านถึงพักและเป่าลมเย็น (15.2) ขนาดความจุ 18 tons ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 18.4% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 43°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 44.4% และ 40.7 ตามลำดับ

1.2.2 ช่วงที่ 2 หลังจากข้าวเปลือกออกมาจากถึงพักและเป่าลมเย็น (15.2) แล้วถูกนำไปอบแห้งต่อด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.2) อัตราการป้อนข้าวเปลือก 9.06 tons/h อุณหภูมิอบแห้งเฉลี่ย 141°C ความสูงของชั้นข้าวเปลือก 12 cm และเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง 1.2 นาที สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือเฉลี่ย 15.6% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 75°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 43.7% และ 41.2 ตามลำดับ แล้วนำไปผ่านถึงพักและเป่าลมเย็น (4) ขนาดความจุ 17 tons (คือ

เครื่องอบแห้งแบบ LSU และเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง แต่ทำงานเป็นถึงพักและเป่าลมเย็นแทนการอบแห้ง) ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 14.2% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 42°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 43.5% และ 40.4 ตามลำดับ แล้วลำเลียงข้าวเปลือกออกไปผ่านถึงตักฝุ่น (9) อุณหภูมิข้าวเปลือกลงเหลือเฉลี่ย 41°C และลำเลียงไปกองไว้ (11)

จากการศึกษาระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่โรงสีข้าวคุงหลิจั้น ซึ่งมีเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดติดตั้งทั้ง 2 ช่วงและข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นต่ำเฉลี่ยประมาณ 24.4% d.b. เมื่อผ่านการอบแห้งทั้ง 2 ช่วงแล้ว ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 14.2% d.b. พบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวของข้าวที่ผ่านแต่ละช่วงของระบบอบแห้งมีค่าลดลงไม่มากนัก อยู่ในเกณฑ์ดีเนื่องจากข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดทั้ง 2 ช่วงนั้นได้รับความร้อนระยะเวลาสั้นๆ ความร้อนจึงไม่ทำให้เกิดการแตกตัวของเมล็ดข้าวเปลือกมากนัก เมื่ออบแห้งในช่วงความชื้นต่ำๆ

1.3 โรงสีข้าวทุนสินไทยระบบอบแห้งข้าวเปลือก ดังแสดงในรูปที่ 4 แบ่งออกเป็น 2 ช่วงจากการทดลอง ที่กำลังการผลิต 0.893 tons/h ได้ผลดังนี้

1.3.1 ช่วงที่ 1 ลำเลียงข้าวเปลือก (ความชื้นเฉลี่ย 28.6% d.b.) จากหลุมข้าว (10.1) ผ่านเครื่องทำความสะอาดความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 28.2% d.b. เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 41.0% และ 44.6 ตามลำดับ แล้วนำไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2) อัตราการป้อนข้าวเปลือก 9.32 tons/h อุณหภูมิอากาศอบแห้งเฉลี่ย 103°C ความสูงของชั้นข้าวเปลือก 10 cm และเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง

0.96 นาที สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือเฉลี่ย 21.7% d.b. อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 65°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 39.6% และ 45.9 ตามลำดับ

1.3.2 ช่วงที่ 2 ลำเลียงข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด(2) ไปกองไว้หลุมข้าว (10.2) เป็นเวลา 1 ชั่วโมง อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 49°C แล้วนำไปเป่าลมเย็นในเครื่องอบแห้งไหลขวาง (4.3) เป็นเวลา 1 ชั่วโมง 30 นาที ความชื้นข้าวเปลือกลงเหลือเฉลี่ย 21.0% d.b. และอุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 33°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 44.1% และ 44.0 ตามลำดับ แล้วนำไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง (4.3) ขนาดความจุ 7 tons อุณหภูมิอากาศอบแห้งเฉลี่ย 71°C ข้าวเปลือกไหลหมุนเวียนอยู่ในเครื่องอบแห้งไหลขวาง (4.3) ประมาณ 10 รอบ ระยะเวลาการหมุนเวียนข้าวเปลือก 47 นาทีต่อรอบ ความชื้นข้าวเปลือกลดลงเหลือเฉลี่ย 17.0% d.b. และอุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ย 36°C เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวเฉลี่ย 42.0% และ 44.8 ตามลำดับ แล้วลำเลียงข้าวเปลือกไปผ่านถึงดักฝุ่น (9.2) และนำไปกองไว้ (11)

จากการศึกษาระบบอบแห้งข้าวเปลือกของโรงสีข้าวพูนสินไทย พบว่า เปอร์เซ็นต์ข้าวตันและความขาวมีค่าเปลี่ยนแปลงไม่มากนักอยู่ในเกณฑ์ที่ดี เนื่องจากข้าวเปลือกได้มีการพักตัวหลังการอบแห้งจากเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด (2) ออกมากองไว้ที่หลุมข้าว (10.2) เวลา 1 ชั่วโมง และนำไปเป่าลมเย็นเป็นเวลา 1 ชั่วโมง 30 นาที ซึ่งมีผลทำให้เมล็ดข้าวเปลือกที่ผ่านออกมาจากเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด (2) มีอุณหภูมิต่ำลง และเมื่อนำข้าวเปลือกไปอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง (4.3) ซึ่งใช้อุณหภูมิอบแห้งไม่สูงมากเฉลี่ย 71°C และมี

การหมุนเวียนข้าวเปลือกอยู่ในเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง (4.3) ประมาณ 10 รอบ ทำให้แต่ละรอบของการหมุนเวียนข้าวเปลือกลดความชื้นลงอย่างช้าๆ และเมล็ดข้าวเปลือกได้สัมผัสกับความร้อนไม่สูงมาก จึงไม่ทำให้คุณภาพของข้าวเปลือกเกิดการเสียหายมากนัก

2. การใช้พลังงานของระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่โรงสีข้าวต่างๆ

สำหรับพลังงานที่ใช้ในระบบอบแห้งข้าวเปลือก แบ่งออกเป็น 2 ชนิด คือ พลังงานเชื้อเพลิง และพลังงานไฟฟ้า การใช้พลังงานของระบบอบแห้งข้าวเปลือกแต่ละแห่งจะแบ่งออกเป็น 2 ช่วง ดังแสดงในตารางที่ 1 และ 2 ซึ่งสามารถสรุปได้ว่า การใช้พลังงานเพิ่มสูงขึ้นเมื่อความชื้นข้าวเปลือกลดต่ำลง (เปรียบเทียบการอบแห้งในช่วงที่ 1 และ 2) และการเวียนอากาศที่ใช้แล้วกลับมาใช้ใหม่ ช่วยลดการใช้พลังงาน ในการอบแห้งช่วงที่ 1 ของโรงสีข้าวนิติญญะกิจใช้พลังงานสูงกว่าของโรงสีข้าวคุงหลี่จั้น เนื่องจากการไม่มีการเวียนอากาศกลับมาใช้ใหม่ นอกจากนี้ การใช้อุณหภูมิการอบแห้งที่ต่ำเกินไป ทำให้การใช้พลังงานเพิ่มสูงขึ้นดังกรณีของการอบแห้งในช่วงที่ 2 ของโรงสีข้าวพูนสินไทย ซึ่งได้ตั้งอุณหภูมิอากาศอบแห้งของเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง (4.3) ต่ำเกินไป (71°C) จึงทำให้การลดความชื้นของข้าวเปลือกทำได้ช้า และใช้เวลานาน

3. ปัญหาที่เกิดขึ้นในระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวต่างๆ

1. โรงสีไม่สามารถหมุนป้อนข้าวเปลือกลงห้องอบแห้งของเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดได้เต็มที่ เนื่องจากในห้องอบแห้งมีความดันสูง ทำให้อากาศไหลสวนทางผ่านโรตารีขึ้นไปยังถึงพักข้าวเปลือก เช่น เครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.1) ในระบบอบแห้งช่วงที่ 1 ของโรงสีข้าวคุงหลี่จั้น

แต่เครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.2) ในระบบอบแห้งช่วงที่ 2 ของโรงสีข้าวคุณหลินไม่มีปัญหาในส่วนนี้ เนื่องจากไม่ได้ติดตั้งถังพักข้าวขนาดเล็กที่ทางเข้าของโรตารีบรรจุข้าว แต่จะใช้ถังพักข้าวขนาดใหญ่ (ถังพักและเป่าลมเย็น (15.2)) แทนถังพักข้าวขนาดเล็ก และมีท่อลำเลียงข้าวเปลือกวางทำมุม ประมาณ 45 องศา จากถังพักข้าวต่อไปยังโรตารีบรรจุข้าวที่อยู่บนเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.2) ดังแสดงในรูปที่ 3 ทำให้อากาศในห้องอบแห้งไม่สามารถไหลสวนทางผ่านโรตารีขึ้นไปได้

2. หัวเผื่อน้ำมันเชื้อเพลิงของเครื่องอบแห้งไม่สามารถตั้งอุณหภูมิอบแห้งให้คงที่ไว้ตามที่ต้องการ เนื่องจากการใช้น้ำมันเตาเป็นเชื้อเพลิง เพราะเมื่อใช้งานหัวเผื่อน้ำมันเชื้อเพลิงไปนาน ๆ จะเกิดการอุดตันที่หัวฉีดน้ำมัน

3. โครงสร้างภายในของเครื่องอบแห้งเกิดการผุกร่อนจากสนิม

4. ผู้ควบคุมระบบอบแห้งไม่มีความรู้เกี่ยวกับวิธีการใช้งานเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

สรุป

1. เครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดสามารถอบแห้งข้าวเปลือกได้ทั้ง 2 ช่วง คือ ช่วงที่ 1 ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นสูงตั้งแต่ 24% d.b. (19.3% w.b.) ขึ้นไป และช่วงที่ 2 ข้าวเปลือกมีความชื้นเริ่มต้นต่ำประมาณ 18% d.b. (15.2% w.b.) โดยที่คุณภาพข้าวยังอยู่ในเกณฑ์ดี แต่ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดออกมาจากช่วงที่ 1 จะต้องมีการพักตัวในที่อับอากาศ (tempering) และลด

อุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกให้ต่ำลงก่อน จึงจะนำข้าวเปลือกไปผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดในช่วงที่ 2 ต่อไป เช่น ระบบอบแห้งของโรงสีข้าวคุณหลิน

2. ปัจจัยที่มีผลต่อการใช้พลังงานของระบบอบแห้งในโรงสีข้าวแต่ละแห่ง คือ ความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก กล่าวคือ ที่ช่วงความชื้นสูงพลังงานที่ใช้จะต่ำกว่าที่ช่วงความชื้นต่ำ

3. เชื้อเพลิงที่ใช้ในระบบแห้งของโรงสีข้าวควรใช้ แกลบ เป็นเชื้อเพลิงเพราะมีราคาถูกกว่าเชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ และหาได้ง่ายตามโรงสีข้าวต่าง ๆ รองลงมาคือ น้ำมันดีเซล และน้ำมันเตาตามลำดับ

4. ปัจจัยที่มีผลต่อค่าใช้จ่ายในการอบแห้งของโรงสีข้าวแต่ละแห่งคือ ขนาดกำลังผลิต ความชื้นของข้าวเปลือก และเชื้อเพลิงที่ใช้ เป็นต้น

5. ปัญหาส่วนใหญ่ที่เกิดขึ้นในระบบอบแห้งของโรงสีข้าวแต่ละแห่ง คือ โรตารีบรรจุข้าวของเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดป้อนข้าวเปลือกได้ไม่เต็มที่ และปัญหาในส่วนของผู้ควบคุมระบบอบแห้งไม่ค่อยมีความรู้เกี่ยวกับวิธีการใช้งานเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

6. ระบบอบแห้งข้าวเปลือกของโรงสีข้าวทั้ง 3 แห่ง ที่มีสมรรถนะโดยรวมสูงสุด โดยพิจารณาจากการดำเนินการอบแห้ง คุณภาพข้าวเปลือก ปริมาณการใช้พลังงาน และปัญหาที่เกิดขึ้นในระบบอบแห้งข้าวเปลือกคือ โรงสีข้าวคุณหลิน โรงสีข้าวนิติธัญญะกิจ และโรงสีข้าวพูนสินไทย ตามลำดับ

ข้อเสนอแนะ

จากการศึกษาระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวทั้ง 3 แห่ง สามารถนำมาใช้เป็นแนวทางในการออกแบบและปรับปรุงระบบขึ้นมาใหม่ ดังแสดงในรูปที่ 5 โดยแบ่งออกเป็น 2 ช่วงดังนี้

ช่วงที่ 1 นำข้าวเปลือกที่มีความชื้นเริ่มต้นตั้งแต่ 25% w.b. (20% w.b.) ขึ้นไป มากองไว้ที่หลุมข้าวเปลือก (8) ข้าวเปลือกจากหลุมข้าวจะถูกลำเลียงโดยกะพ้อ (5.1) ไปยังเครื่องทำความสะอาดข้าว (1) และถูกลำเลียงโดยกะพ้อ (5.2) เข้าไปในถังพักข้าว (4) ขนาดความจุประมาณ 5 tons แล้วข้าวเปลือกก็จะไหลลงไปตามท่อลำเลียงข้าวที่วางทำมุมประมาณ 45 องศา ผ่านโรตารีป้อนข้าวเข้าไปอบแห้งในเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.1) ขนาดกำลังผลิต 10 tons/h แล้วไหลออกจากเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดเพื่อให้ความชื้นลดลงเหลือประมาณ 23.5% w.b. (19% w.b.) และข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งออกจากเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดนั้นจะมีอุณหภูมิค่อนข้างสูง ดังนั้นจึงจะต้องมีการพักข้าวเปลือก หรือการเก็บในที่อับอากาศ (Tempering) และเป่าลมเย็น เพื่อลดอุณหภูมิเมล็ดข้าวเปลือกให้ต่ำลง โดยการลำเลียงข้าวเปลือกโดยกะพ้อ (5.3) และสองทางกะพ้อ (6.3) เข้าไปในถังพักและเป่าลมเย็น (3.1) ขนาดความจุ 10 tons ซึ่งโครงสร้างภายในของถังพักและเป่าลมเย็น (3.1) จะแบ่งออกเป็น 2 ชั้น ๆ ละ 5 tons คือ ชั้นด้านบนของถังจะเป็นชั้นพักข้าว มีระยะเวลาพักตัวประมาณ 30 นาที และชั้นด้านล่างของถังจะเป็นชั้นเป่าลมเย็น มีระยะเวลาการเป่าลมเย็นประมาณ 30 นาที ดังนั้นจึงทำให้ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบดออกมา มีระยะเวลาการพักตัวในถังพักและเป่าลมเย็น (3.1) ก่อนที่จะมี

การเป่าลมเย็น ซึ่งจะมีผลทำให้ข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งออกมามีคุณภาพดีขึ้น ดังเช่นการทดลองของ Soponronnarit และคณะ [4] และ Taweerattanapanish และคณะ [5]

ช่วงที่ 2 หลังจากข้าวเปลือกผ่านถังพักและเป่าลมเย็น (3.1) ออกมา ก็จะไหลลงไปตามท่อลำเลียงข้าวที่วางทำมุมประมาณ 45 องศา ผ่านโรตารีบรรจุข้าวเข้าไประอบแห้งในเครื่องอบแห้งฟลูอิดซ์เบด (2.2) ขนาดกำลังผลิต 10 tons/h หลังจากข้าวเปลือกผ่านการอบแห้งออกมาจะมีความชื้นลดลงเหลือประมาณ 16.3% d.b. (14% w.b.) และมีอุณหภูมิค่อนข้างสูง ดังนั้นจึงต้องมีการพักข้าวเปลือก และการเป่าลมเย็น เช่นเดียวกับช่วงที่ 1 โดยการลำเลียงข้าวเปลือกจากกะพ้อ (5.5) เข้าไปในถังพักและเป่าลมเย็น (3.2) ขนาดความจุ 10 tons หลังจากลดอุณหภูมิของเมล็ดข้าวเปลือกเสร็จก็จะลำเลียงโดยกะพ้อ (5.6) ออกไปกองพักไว้ (9) เพื่อรอการสีต่อไป

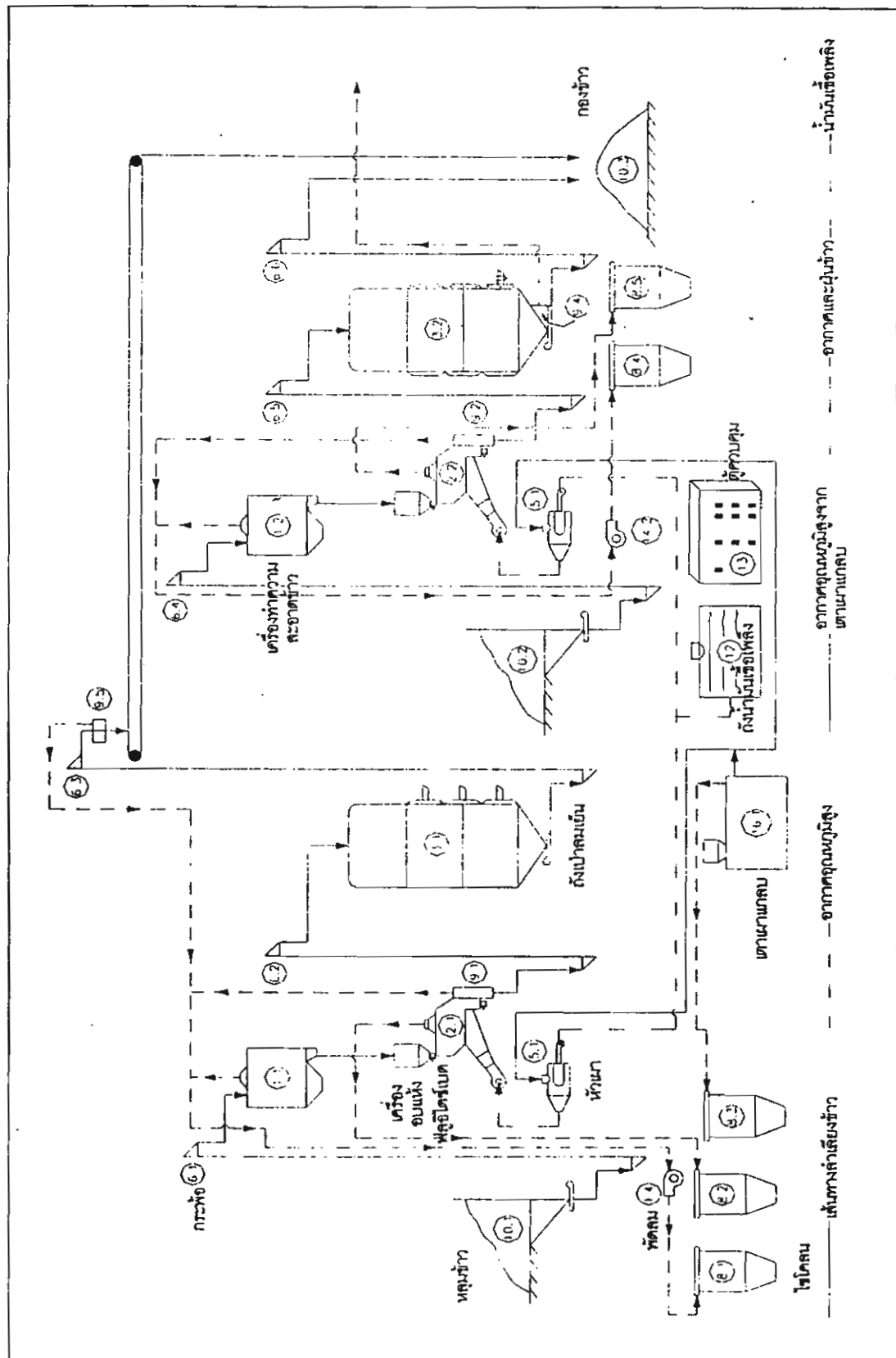
สำหรับอุปกรณ์ผลิตความร้อนในระบบอบแห้งข้าวเปลือก เสนอให้เลือกใช้เตาเผาแก๊ส เนื่องจากสามารถประหยัดค่าใช้จ่ายได้มากกว่าการใช้หีวน้ำมันเชื้อเพลิง

คำขอบคุณ

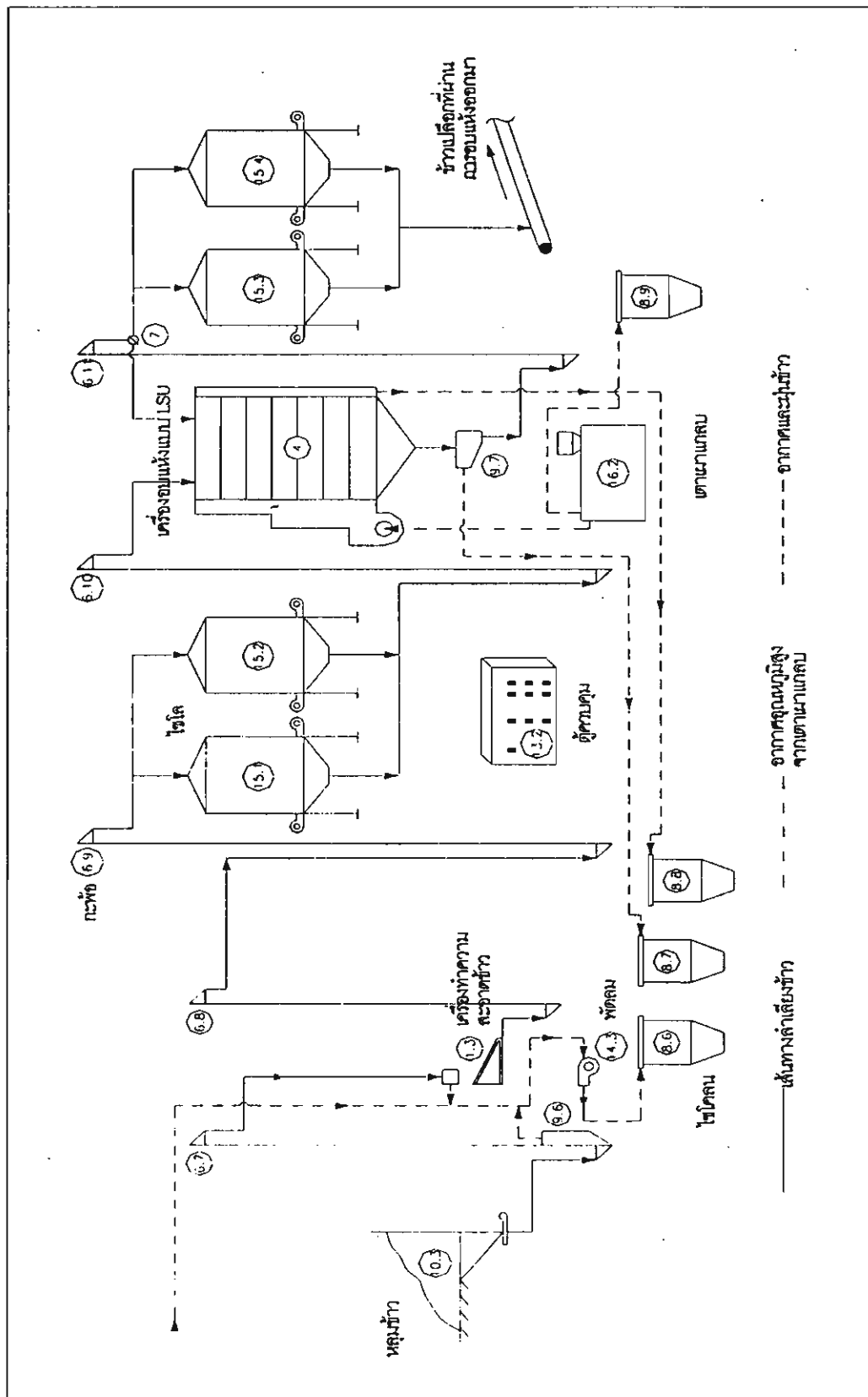
ผู้เขียนขอขอบคุณ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย และ Australian Centre for International Agricultural Research ที่ให้การสนับสนุนโครงการวิจัยนี้ ขอขอบคุณ คุณยวิชัยข้าวปทุมธานี ที่ให้ความอนุเคราะห์ในการทดสอบคุณภาพข้าว ขอขอบคุณ บริษัทโร้ชเอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ที่ได้ให้ความอนุเคราะห์ด้านข้อมูลและยานพาหนะในการทดสอบโรงสีข้าว นิธิธัญญะกิจ โรงสีข้าวคุ้งหลั่น และโรงสีข้าวพูนสินไทย ที่ได้ให้ความอนุเคราะห์สถานที่ในการทดสอบ งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

เอกสารอ้างอิง

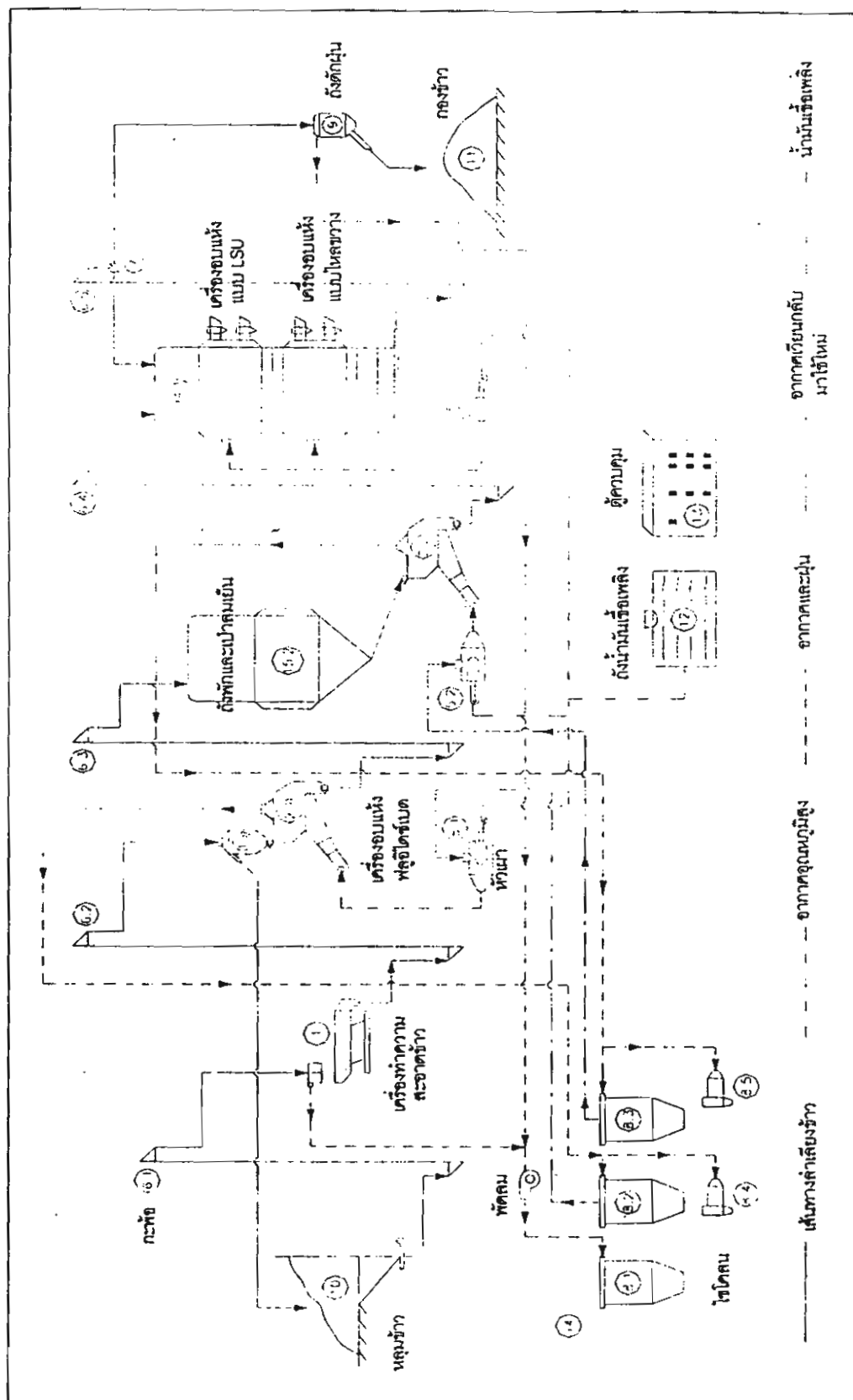
1. จารุวัฒน์ มงคลธนทรศ. (2537). "เครื่องอบแห้งเมล็ดพืชของเกษตรวิศวกรรมในสภาพการผลิตข้าวในปัจจุบัน." ข้าวสารของเกษตรวิศวกรรม. ต.ค.-ธ.ค. : 2-5.
 2. Soponronnarit, S. (1995) "Strategy for managing moist paddy." **The Royal Institute Journal**. V. 20 (4) : 115-125 (in Thai).
 3. Soponronnarit, S., M. Yapha and S. Prachayawarakorn. (1995). "Cross flow fluidized bed paddy dryer : prototype and commercialization." **Drying Technology**. V. 13 (8&9) : 2207-2216.
 4. Soponronnarit, S., S. Wetchacama, T. Swasdisevi and N. Poomsa-ad. (1999). "Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation." **Drying Technology**. V. 17 (1&2) : 335-344.
 5. Taweerattanapanish, A., S. Soponronnarit, S. Wetchacama, N. Kongseri and S. Wongpiyachon. (1999). "Effects of drying on head rice yield using fluidization technique." **Drying Technology**. V. 17 (1&2) : 345-354.
-



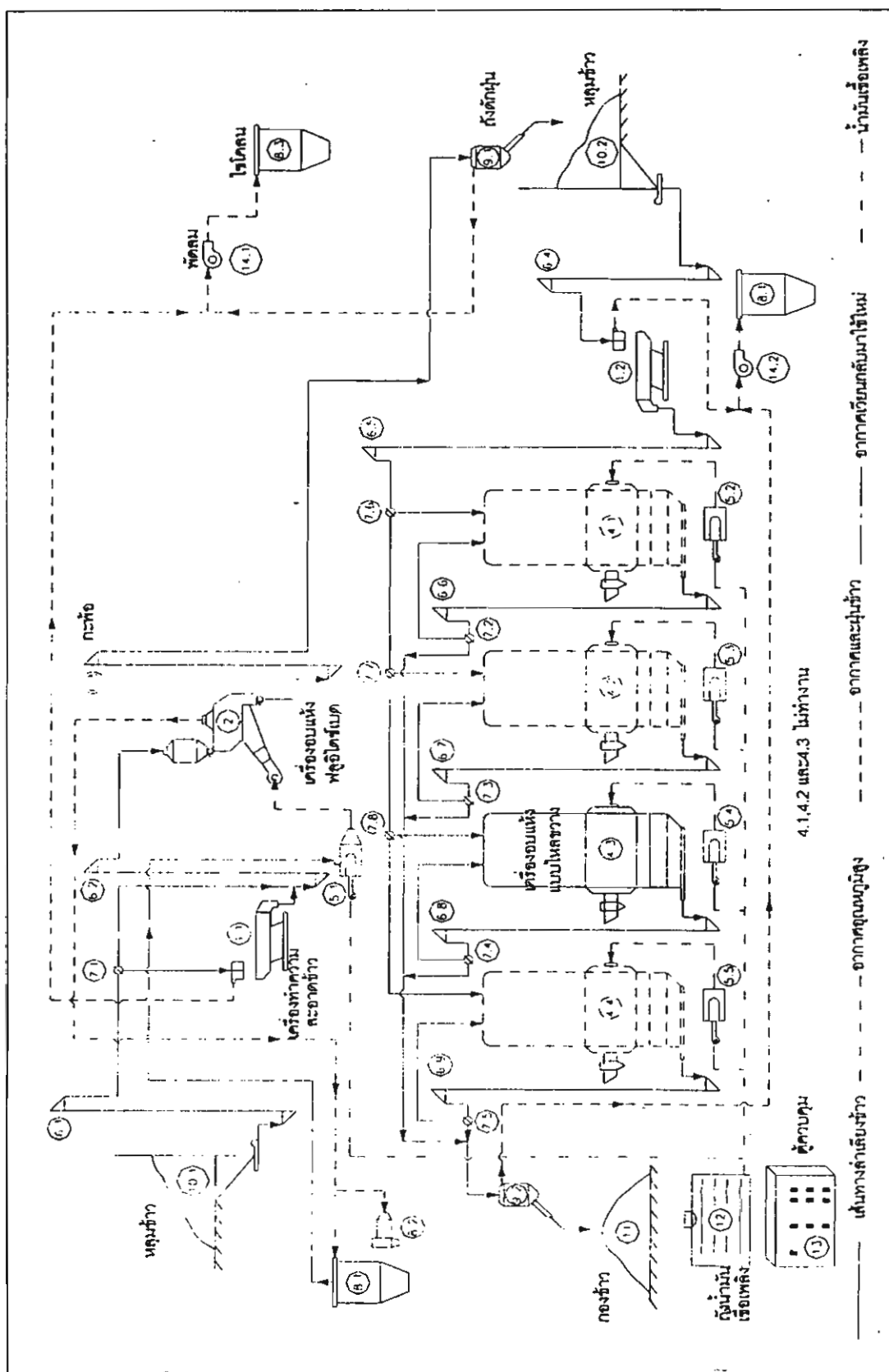
รูปที่ 1 ระบบบำบัดน้ำเสียในโรงบำบัดน้ำเสีย อ. ขาดน้ำ (ส่วนที่ 1)



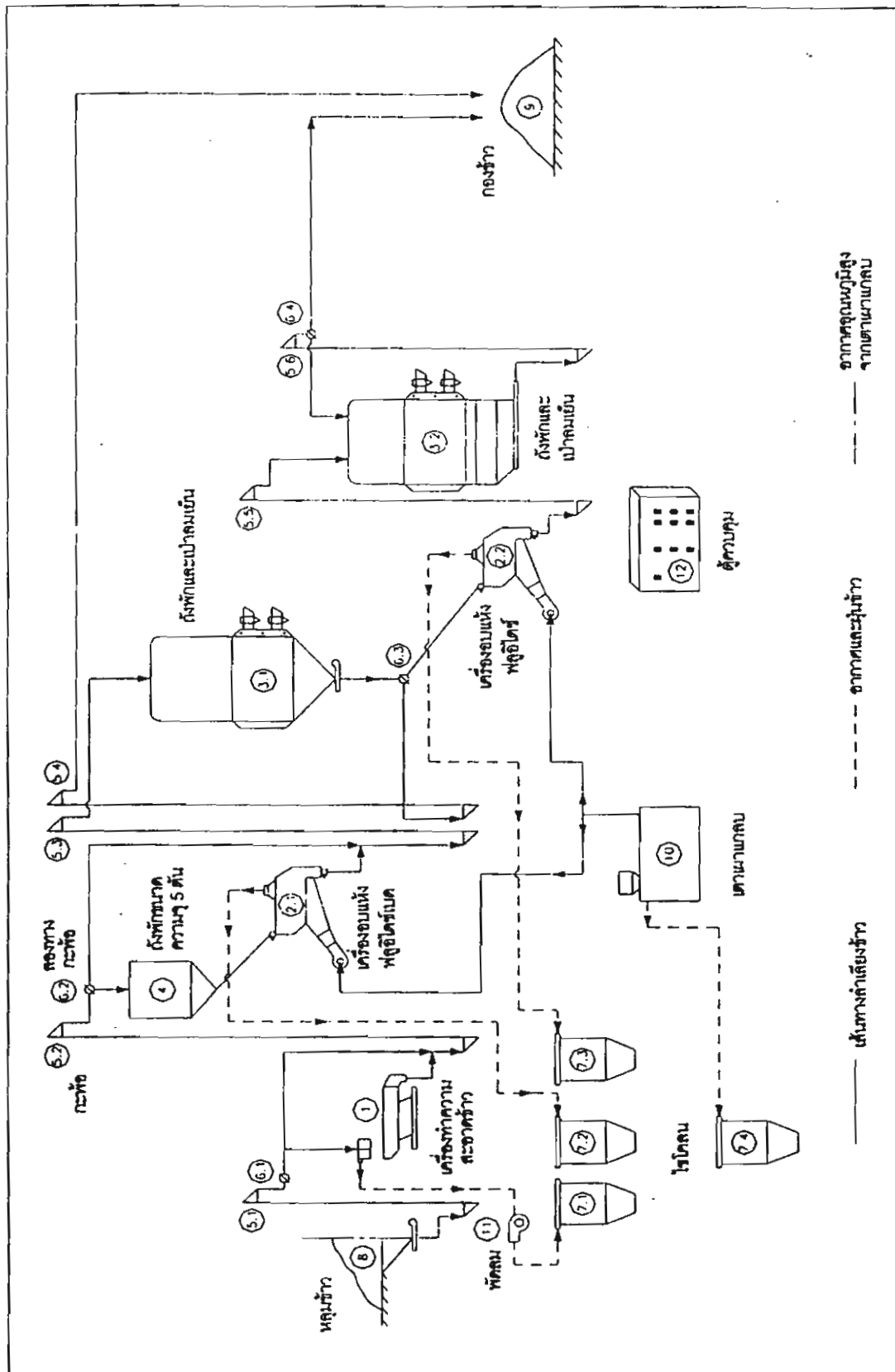
รูปที่ 2 ระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวในวิทยุวิทยุ อ. ขาดน้ำ (ช่วงที่ 2)



รูปที่ 3 ระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวคุณหล้าจัน อ.ลาดบัวหลวง จ.อยุธยา



รูปที่ 4 ระบบอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีข้าวพูนสินไทย อ.อุ้มทอง จ.สุพรรณบุรี



รูปที่ 5 ระบบบำบัดน้ำเสียในโรงพยาบาลและปรับปรุงระบบใหม่

บทความ วิทยาศาสตร์

เทคนิคที่เหมาะสม สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก

สมชาติ โสภณธนฤทธิ์

ศาสตราจารย์ ดร. คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ผลงานวิจัยโดยสรุป

ผลงานวิจัยหลักเกี่ยวข้องกับพลังงานทดแทน โดยเฉพาะพลังงานแสงอาทิตย์ในรูปความร้อน เทคโนโลยีการอบแห้ง เน้นที่เมล็ดพืชและอาหาร ตัวอย่างหัวข้องานวิจัยที่สำคัญ ได้แก่ การอบแห้งข้าวเปลือก ข้าวโพดและถั่วเหลือง โดยวิธีฟลูอิดซ์เบดและสเปคัลเบด การพัฒนาเตาเผาแลกเปลี่ยนไอโคลน การอบแห้งผักและผลไม้โดยใช้ฮีทปั๊ม การอบแห้งผักและผลไม้โดยใช้พลังงานแสงอาทิตย์ การอบแห้งและเก็บรักษาข้าวเปลือกในฉางเก็บ การชะลอความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้น ทั้งนี้ได้พยายามเน้นด้านคุณภาพของผลงานวิจัยโดยตีพิมพ์ผลงานในวารสารนานาชาติที่มีผู้ตรวจสอบจำนวน 38 เรื่อง ในขณะเดียวกันก็ได้เน้นความร่วมมือกับภาคอุตสาหกรรมเพื่อขยายผลงานวิจัยไปใช้งานจริง ผลงานที่ประสบความสำเร็จได้แก่เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดซ์เบดและเตาเผาแลกเปลี่ยนไอโคลนได้รับความนิยมอย่างสูงในประเทศและยังสามารถส่งออกไปอีกหลายประเทศด้วย เทคนิคการอบแห้งและเก็บรักษาข้าวเปลือกภายในฉางเก็บ ได้รับความนิยมนในภาคอุตสาหกรรมโรงสีข้าวพอสมควร และเครื่องอบแห้ง แบบฮีทปั๊มเริ่มผลิตขายและใช้ในวงการอุตสาหกรรมอบแห้งผักและผลไม้

บทความนี้กล่าวถึงความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้นหลังการเก็บเกี่ยว สาเหตุและแนวทางการแก้ไขปัญหานี้ว่าเป็นระบบ โดย

เริ่มตั้งแต่การเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือกขึ้น เพื่อระบายความร้อนในขณะที่คอยการอบแห้ง ซึ่งเป็นการอบแห้งแบบสองระยะ ได้แก่ การอบแห้งอย่างรวดเร็วในช่วงแรก ตามด้วยการอบแห้งอย่างช้าๆ ในช่วงที่สอง และการเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือกเป็นระยะๆ หากว่าต้องการเก็บรักษาเป็นระยะเวลาหลายๆ เดือน

บทนำ

ในปี พ.ศ. 2536 ประเทศไทยผลิตข้าวเปลือกได้ 18.45 ล้านตัน คิดเป็นมูลค่าที่เกษตรกรขายได้ 67,000 ล้านบาท ส่งออกในรูปของข้าวสาร 32,945 ล้านบาทผลิตภัณฑ์จากข้าว 1,750 ล้านบาท ผลผลิตโดยเฉลี่ย 348 กิโลกรัมต่อไร่ ซึ่งจัดอยู่ในเกณฑ์ค่อนข้างต่ำเมื่อเทียบกับผลผลิตทั่วโลก ผลิตข้าวโพดได้ 3.33 ล้านตัน คิดเป็นมูลค่าที่เกษตรกรขายได้ 9,219 ล้านบาท ผลผลิตเฉลี่ย 475 กิโลกรัมต่อไร่ (ข้อมูลจาก Agricultural Statistics in Brief Crop Year 1993/94)¹

เนื่องจากความนิยมในการใช้รถเก็บเกี่ยวและนวดข้าวในตัวเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วทำให้ข้าวเปลือกมีความชื้นค่อนข้างสูงประมาณ 20-28 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก เป็นผลให้เกิดความเสียหาย ที่

สำคัญได้แก่ เมล็ดข้าวสารเปลี่ยนเป็นสีเหลือง (ข้าวฟืนหนู) และ เปอร์เซ็นต์ข้าวคันหลังการสีมีค่าต่ำ

สาเหตุสำคัญที่ทำให้เมล็ดข้าวสารเปลี่ยนเป็นสีเหลือง ได้แก่ ความร้อนภายในกองข้าวเปลือกชั้นที่อัดอากาศ ความร้อนซึ่งเกิดจากการหายใจของเมล็ดพืชเอง และจากจุลินทรีย์ต่างๆ ที่เจริญเติบโตได้ดีในช่วงความชื้นสูง ส่วนสาเหตุทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวคันหลังการสีมีค่าต่ำ ได้แก่ การลดความชื้นอย่างไม่ถูกวิธี เช่น อบแห้งด้วยลมร้อนด้วยอัตราการลดความชื้นที่ค่อนข้างสูง การตากบนลานคอนกรีต

การแก้ไขปัญหาทั้งสองนี้ทำได้โดยการขจัดสาเหตุ เรื่องแรกทำได้โดยการเป่าอากาศแวดล้อมเข้าในกองข้าวเปลือก เพื่อระบายความร้อนออกจากกอง ส่วนการรักษาเปอร์เซ็นต์ข้าวคันให้ มีค่าสูงนั้น ทำได้โดยการอบแห้งให้ถูกวิธี เช่น จะต้องเลือกอุณหภูมิของอากาศที่ใช้อบแห้ง อัตราการไหลของอากาศ และช่วงเวลาของการอบแห้งในแต่ละครั้งให้เหมาะสม เทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาโดยการเป่าอากาศแวดล้อม ได้รับการพิสูจน์แล้วว่าสามารถทำให้เปอร์เซ็นต์ข้าวคันมีค่าสูงเมื่อเทียบกับวิธีการอบแห้งอื่นๆ วิธีซึ่งจะได้กล่าวในรายละเอียดต่อไป

บทความนี้มีวัตถุประสงค์ที่จะเสนอแนวทางที่เหมาะสมสำหรับการแก้ปัญหาข้าวเปลือกชื้น แนวทางดังกล่าวได้รับการพิสูจน์แล้วในทางอุตสาหกรรมว่าใช้ได้ผลดี ประกอบด้วยการเป่าอากาศแวดล้อม เพื่อระบายความร้อนออกจากกองข้าวเปลือกขณะที่ยังรอคิวการอบแห้ง การอบแห้งระยะที่ 1 โดยใช้อุณหภูมิและอัตราการไหลของอากาศสูง และการอบแห้งระยะที่ 2 โดยใช้อากาศแวดล้อมเป่าเข้าไปในกองข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษา

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่มีใช้กันอยู่ภายในประเทศ

จากการสำรวจ พบว่าใน พ.ศ. 2535 มีเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกจำนวน 117 เครื่อง ใน 17 จังหวัด มีกำลังการผลิตรวม 7,045 คันต่อวัน และพบว่าในจำนวนโรงสีข้าวขนาดใหญ่จำนวน 736 โรง และตลาดกลางในแหล่งผลิตข้าวจำนวน 9 แห่ง มีไม่ถึงร้อยละ 15 ที่มีเครื่องอบแห้งข้าวเปลือก ในเวลานี้เข้าใจว่าส่วนใหญ่ใช้เครื่องอบแห้งกันแล้ว

เครื่องอบแห้งแบ่งได้เป็น 2 แบบคือ

1. แบบเป็นงวด (Batch) ใช้กับระดับเกษตรกร ไม่เหมาะสมกับอุตสาหกรรม คาดว่าไม่มีใช้งานในบ้านเรา
2. แบบไหลต่อเนื่อง (Continuous Grain Flow) ที่นิยมใช้กันในบ้านเรา ได้แก่ แบบเมล็ดพืชไหลวางกับกระแสน้ำอากาศ ซึ่งเป็นแบบหนึ่งของแบบเมล็ดพืชไม่คลุกเคล้า และแบบเมล็ดพืชคลุกเคล้ากันในขณะที่ไหล บางครั้งเรียกว่าแบบ LSU

หากให้มีการไหลเวียนของข้าวเปลือกจากตรงทางออกกลับเข้าไปในเครื่องใหม่ มักเรียกเครื่องอบแห้งแบบนี้ว่า แบบเป็นงวดหมุนเวียน ซึ่งมักมีความจุของถัง 6-10 คัน โดยเฉลี่ยแล้วมักถังผลิตประมาณ 1 คันต่อชั่วโมง (ลดความชื้นได้ประมาณ 6 จุด) สำหรับเครื่องอบแห้งขนาดใหญ่กว่านี้ มักถังผลิตประมาณ 4-6 คันต่อชั่วโมง (ลดความชื้นได้ประมาณ 6 จุด)

เชื้อเพลิงที่ใช้ในเครื่องอบแห้งได้แก่ แกลบ น้ำมันดีเซล และน้ำมันเตา ซึ่งอาจนำแก๊สร้อนจากการเผาไหม้มาใช้โดยตรง หรือโดยอ้อม หรือนำมาใช้ผลิตไอน้ำ โดยเฉพาะกับเชื้อเพลิงราคาสูง เช่น แกลบและน้ำมันเตา

เทคนิคใหม่สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก

ในที่นี้จะกล่าวถึงเทคนิคใหม่สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก โดยเฉพาะกับประเทศไทย เทคนิคดังกล่าวได้แก่

1. การอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษา
2. การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดเซชัน

การอบแห้ง ข้าวเปลือกภายในฉางเก็บ

การอบแห้งเมล็ดพืชในฉางเก็บ หมายถึง การอบแห้งเมล็ดพืชในฉางหรือโรงกลุมที่ใช้ในการเก็บรักษา โดยที่ไม่มีการเคลื่อนย้ายเมล็ดพืชระหว่างหรือหลังการอบแห้ง โดยทั่วไปมักมีท่อลมและพัดลมเป็นส่วนประกอบ ซึ่งจะทำหน้าที่เป่าอากาศแวดล้อมเข้าไปในกองเมล็ดพืช ขณะที่อากาศผ่านกองเมล็ดพืช จะเกิดการถ่ายเทความร้อนและความชื้น เมล็ดพืชจะมีระดับความชื้นและอุณหภูมิลดต่ำลง ทำให้ไม่เกิดความเสียหาย ความชื้นเริ่มต้นของเมล็ดพืชไม่ควรสูงกว่า 18 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ในกรณีของการอบแห้งข้าวเปลือกพบว่าเมื่อมีข้อดีคือเปอร์เซ็นต์ข้าวคันมีค่าสูงมากเมื่อเทียบกับวิธีการอบแห้งทั่วไป นอกจากนี้เมล็ดข้าวสารยังมีสีขาวปรกติด้วย

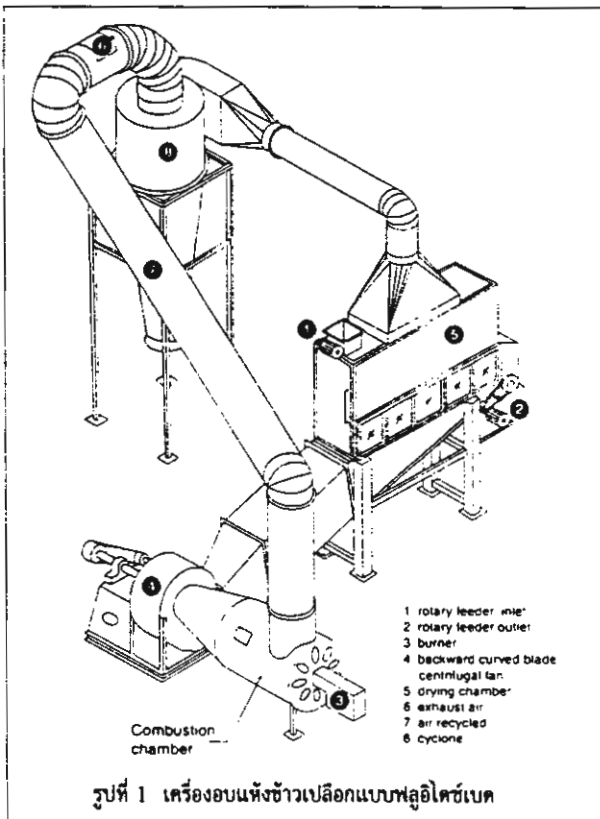
ค่าใช้จ่ายของการอบแห้งเมล็ดพืชในฉางเก็บนับว่าต่ำกว่าของเครื่องอบแห้งหลายๆ แบบ จากประสบการณ์ของโรงสีกิดติศักดิ์วัฒนา อำเภอสาลายา จังหวัดนครปฐม พบว่าข้าวเปลือกที่มีความชื้นเฉลี่ย 19-20 เปอร์เซ็นต์จะสามารถแห้งจนเหลือความชื้นประมาณ 14-15 เปอร์เซ็นต์ได้โดยการเป่าอากาศแวดล้อมภายในเวลาประมาณ 1-1.5 เดือน โดยเป่าอากาศเฉพาะในช่วงเวลากลางวัน โรงกลุมมีขนาดบรรจุ 3,000 คัน ใช้พัดลมขับเคลื่อนมอเตอร์ขนาด 12 kW จำนวน 6 ตัว ค่าไฟฟ้าประมาณ 12 บาท ต่อคันข้าวเปลือกสำหรับโรงกลุมพื้นคอนกรีตสามารถออกแบบท่อลมให้อยู่ใต้พื้นด้านบนของท่อปิดด้วยแผ่นเหล็กเจาะรู รถหนักสามารถวิ่งบนพื้นคอนกรีตได้ ทำให้สะดวกในการขนย้ายเมล็ดพืช ส่วนฉางไม้ยกพื้นหรือฉางที่มีพื้นเดิมอยู่แล้วควรออกแบบท่อลมวางอยู่บนพื้นฉาง หากเก็บรักษาเมล็ดพืชเป็นเวลาหลายเดือน กองเมล็ดพืชอาจร้อนได้

เมล็ดพืชที่อยู่ชั้นบนๆ อาจเสียหาย สามารถแก้ไขได้โดยการเป่าอากาศอาทิตย์ละครั้ง ครั้งละ 3 ชั่วโมงก็เพียงพอที่จะระบายความร้อนออกจากกองเมล็ดพืช

การอบแห้งข้าวเปลือกด้วยเทคนิคฟลูอิดไอเซน^{3,4,5}

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซนมีความสามารถในการอบแห้งค่อนข้างสูง เมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณของเครื่องอบแห้ง นอกจากนี้ ความชื้นของข้าวเปลือกหลังการอบแห้งจะมีความสม่ำเสมอ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซนเหมาะกับเมล็ดพืชที่มีความชื้นสูงมากกว่า 23 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกขึ้นไป ความชื้นของเมล็ดพืชจะไหลออกจากเครื่องไม่ควรต่ำกว่า 18 เปอร์เซ็นต์ เพราะจะทำให้ข้าวมีโอกาสแตกหักมากถ้าในขณะนั้นใช้อุณหภูมิสูง นอกจากนี้ ยังจะทำให้สิ้นเปลืองเชื้อเพลิงสูงกว่าปกติด้วย ช่วงอุณหภูมิของอากาศที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง 120-150°C

เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไอเซนประกอบด้วย หัวเผาเชื้อเพลิงหรือเตาแก๊ส ห้องเผาไหม้ ห้องอบแห้ง ไซโคลนและกะล้อนักข้าวเปลือก (ดูรูปที่ 1)



หลักในการทำงาน ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงจะถูกบังคับให้ไหลผ่านเครื่องทำความสะอาด เพื่อแยกแกลบหรือสิ่งปนขนาดใหญ่ และจะถูกส่งไปยังถังพัก แล้วไหลเข้าห้องอบแห้งโดยใช้ชุด

ป้อนข้าวเปลือกเป็นตัวส่งออก จากนั้นข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งแล้วก็จะถูกกะล้อนักขึ้นไปยังที่สูง เพื่อส่งไปเก็บในสถานที่ที่ต้องการ อากาศบริเวณรอบๆ เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกจะถูกดูดให้ไหลเข้ามาผสมกับแก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิงดีเซล แล้วผสมกับอากาศซึ่งหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ในห้องผสมอากาศ โดยมีพัดลมเป็นตัวดูดและเป่าเข้าห้องอบแห้ง อุณหภูมิของอากาศจะถูกควบคุมโดยตัวควบคุมอุณหภูมิ (thermostat) ซึ่งจะควบคุมการทำงานของหัวเผาดีเซล อากาศที่ออกจากห้องอบแห้งไหลผ่านไซโคลน เพื่อคัดเอาแกลบและฝุ่นผงออก อากาศส่วนน้อยจะถูกปล่อยทิ้ง ขณะที่อากาศส่วนมากซึ่งยังคงร้อนอยู่ไหลไปผสมกับ แก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ต่อไป

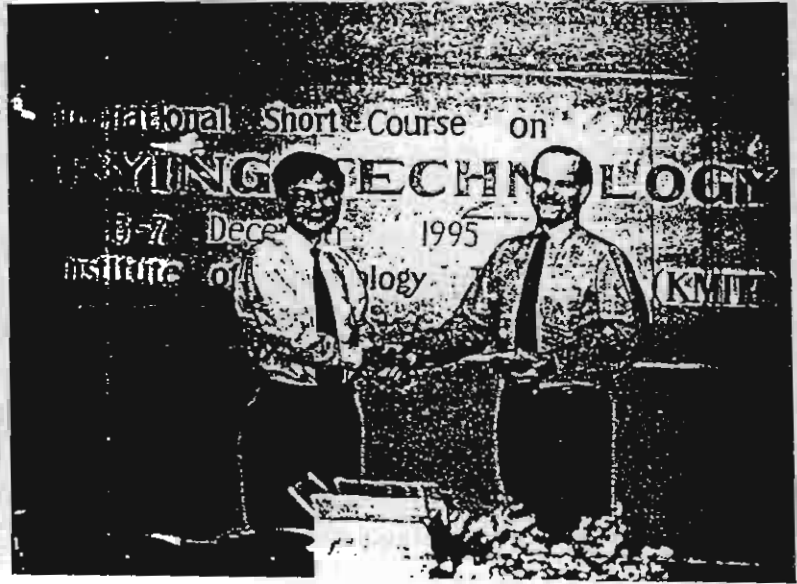
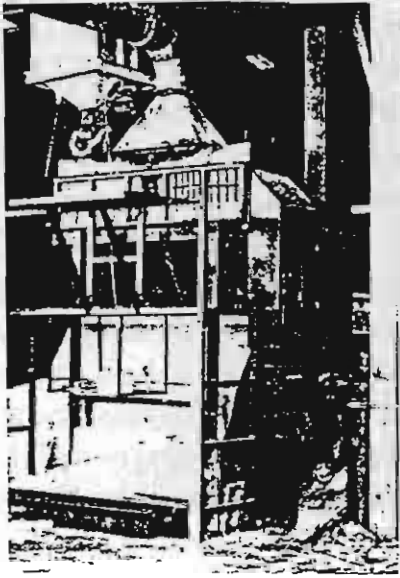
ผลจากการเปรียบเทียบกับเครื่องอบแห้งที่ใช้ลมร้อนโดยทั่วไปพบว่า เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซนเปลี่ยนพลังงานเชื้อเพลิง และไฟฟ้าต่ำกว่า ค่าไฟฟ้าและค่าน้ำมันดีเซลรวม 0.53 บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย สามารถใช้งานได้ง่ายกว่า นอกจากนี้ การสร้างประกอบเครื่องก็ยังทำได้ง่ายกว่าด้วย จวบจนปัจจุบันได้มีการผลิตขายใน 8 ประเทศ รวมจำนวนกว่า 100 เครื่อง ถ้าเงื่อนไขการอบแห้งเหมาะสมคือ อุณหภูมิและความชื้นของเมล็ดข้าวเหมาะสม การอบแห้งแบบฟลูอิดไอเซนยังให้ผลพลอยได้คือ ทำให้ข้าวคันมีปริมาณเพิ่มขึ้นคาดว่าจะเกิดการเชื่อมติดกันของเมล็ดแป้งอันเนื่องมาจากอุณหภูมิและความชื้นของเมล็ดข้าวที่เหมาะสม ได้มีการทดสอบคุณภาพการหุงต้มแล้ว พบว่ามีคุณภาพเช่นเดียวกับกรณีของการอบแห้งโดยทั่วไป

แนวทางที่เหมาะสมสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก

เกณฑ์การพิจารณาสำหรับใช้ในการศึกษาแนวทางการอบแห้งข้าวเปลือกที่เหมาะสม คือ

1. **คุณภาพข้าวเปลือก** ซึ่งแยกได้เป็นความขาวของข้าวสาร และเปอร์เซ็นต์ข้าวตันหลังการสี
2. **ค่าใช้จ่าย** ซึ่งแยกได้เป็นค่าใช้จ่ายคงที่และค่าใช้จ่ายแปรผัน การที่เครื่องมีกำลังการผลิตสูง จะทำให้ค่าใช้จ่ายคงที่ลดต่ำลงในการเลือกเครื่องอบแห้งที่เหมาะสมและ/หรือเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมจะช่วยลดค่าใช้จ่ายแปรผันลง

ในการแก้ปัญหาความเสียหายของข้าวเปลือกขึ้นนั้น ต้องเริ่มดำเนินการนับตั้งแต่ข้าวเปลือกขึ้นมาคอยคิวการอบแห้ง ซึ่งอาจรอเป็นเวลาหลายชั่วโมงหรือหลายวัน ข้าวเปลือกความชื้นสูงจะเสียหายได้ง่ายภายในเวลาไม่กี่วัน โดยข้าวสารจะเปลี่ยนเป็นสีเหลือง เนื่องจากความร้อนที่ปลดปล่อยจากการหายใจของเมล็ดพืช และจุลินทรีย์ต่างๆ การแก้ปัญหาสามารถทำได้ง่ายโดยการระบายอากาศแนวคดล้อมเข้ากองข้าวเพื่อลดอุณหภูมิลง จากผลการทดสอบ



ขั้นต้นพบว่าสามารถใช้อัตราการไหลของอากาศที่ค่อนข้างต่ำ $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^2$ ของข้าวเปลือก เพื่อชะลอความเสียหายของข้าวเปลือก ซึ่งที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 22 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียกได้นานกว่า 1 เดือน อย่างไรก็ตาม การมีการศึกษาในรายละเอียดใ้มากกว่านี้ ทั้งนี้เพื่อที่จะได้เลือกอัตราการไหลของอากาศ และช่วงเวลาเป่าอากาศที่เหมาะสม

เมื่อข้าวเปลือกพร้อมที่จะเข้ากระบวนการอบแห้ง การทำการอบแห้งอย่างรวดเร็วโดยใช้ลมร้อน โดยให้ความชื้นลดลงเหลือประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก แล้วจึงลดความชื้นลงอย่างช้าๆ ที่เป็นเช่นนี้เพราะว่าที่ระดับความชื้นประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์ข้าวเริ่มมีอุณหภูมิสูงขึ้นเทียบกับอากาศที่ใช้ในการอบแห้ง ดังนั้นข้าวจะเริ่มแตกร้าวหรือเปลี่ยนเป็นสีเหลืองได้ง่าย

ในการลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วในช่วงแรกนั้นสามารถทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งแบบต่างๆ ดังที่ได้กล่าวมาแล้วข้างต้น แต่อาจจะมีเหมาะสมกว่าในแง่ของค่าใช้จ่ายที่ต่ำกว่า และการใช้งานง่ายกว่า หากใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด

ในการลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างช้าๆ ในช่วงที่สองจากความชื้นประมาณ 19 เปอร์เซ็นต์เหลือ 14 เปอร์เซ็นต์ สามารถทำได้โดยเครื่องอบแห้งแบบต่างๆ ดังที่ได้กล่าวมาแล้วเช่นกัน โดยการลดอุณหภูมิของอากาศที่ใช้ในการอบแห้ง แต่อาจจะมีเหมาะสมกว่าหากใช้เทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาโดยใช้อากาศแวดล้อมในแง่ของค่าใช้จ่ายที่ต่ำกว่า และเปอร์เซ็นต์ข้าวคืนที่สูงกว่า (54 เปอร์เซ็นต์) อัตราการไหลของอากาศที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง $(0.5-1.0 \text{ m}^3/\text{min-m}^2)$ ข้าวเปลือกความสูงของกองข้าวประมาณ $3-5 \text{ m}^3$ ถ้าใช้อัตราการไหลของอากาศที่สูงกว่านี้อาจทำให้สิ้นเปลืองค่าไฟฟ้าเกินความจำเป็น การเป่าอากาศเฉพาะในช่วงเวลากลางวันเท่านั้น

เมื่ออบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาแล้วเสร็จ และหากต้องการเก็บรักษาไว้นานหลายเดือน อาจทำการเป่าอากาศแวดล้อมเป็นระยะ เช่น เป่าอากาศอาทิตย์ละครั้งๆ ละประมาณ 3 ชั่วโมง ทั้งนี้เพื่อไล่ความร้อนอันเกิดจากการหายใจของข้าวเปลือก และช่วยให้อุณหภูมิของกองข้าวเปลือกสม่ำเสมอ ทำให้ลดการไหลเวียนของอากาศโดยธรรมชาติภายในกองข้าวเปลือกได้

สรุป

แนวทางที่เหมาะสมสำหรับการแก้ปัญหาข้าวเปลือกขึ้นสรุปได้ดังนี้

1. เป่าอากาศแวดล้อมด้วยอัตราการไหลต่ำๆ เข้าภายในกองข้าวเปลือก ในขณะที่รอคิวการอบแห้ง อัตราการไหลของอากาศที่เหมาะสมประมาณ $0.35 \text{ m}^3/\text{min-m}^2$ ข้าวเปลือก
2. ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างรวดเร็วในช่วงแรกโดยใช้ลมร้อนจนความชื้นเหลือประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก เครื่องอบแห้งสำหรับการลดความชื้นในช่วงแรกนี้น่าจะเป็นเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด เพราะสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายต่ำ อบอุ่นแห้งเร็วและใช้งานง่าย
3. ลดความชื้นข้าวเปลือกอย่างช้าๆ ในช่วงที่สอง จากความชื้นประมาณ 18-19 เปอร์เซ็นต์ เหลือ 14 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก เทคนิคการอบแห้งในช่วงนี้น่าจะเป็นการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาโดยใช้อากาศแวดล้อม เพราะสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายต่ำ เปอร์เซ็นต์ข้าวคืนสูง อัตราการไหลที่เหมาะสมทำประมาณ $(0.5-1.0 \text{ m}^3/\text{min-m}^2)$ ข้าวเปลือก และควรเป่าอากาศเฉพาะช่วงเวลากลางวันเท่านั้น หากโรงสีไม่มีนโยบายในการเก็บรักษาข้าวเปลือก เทคนิคการอบแห้งข้าวเปลือกภายในฉางเก็บรักษาอาจไม่สามารถนำมาใช้ได้ การลดความชื้นในช่วงที่สอง

สามารถทำได้โดยใช้เครื่องอบแห้งที่ใช้ลมร้อนทั่วไป แต่ควรปรับปรุงอุณหภูมิให้ลดต่ำลงเพื่อป้องกันข้าวแตกร้าว

4. หากเก็บรักษาข้าวเปลือกเป็นระยะเวลาหลายเดือน ควรเป่าอากาศแวดล้อมเข้ากองข้าวเป็นระยะๆ อาจจะ 3 ชั่วโมงต่อสัปดาห์ เพื่อให้ความร้อนออกจากกองและทำให้อุณหภูมิในกองสม่ำเสมอ

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนใคร่ขอบขอบคุณหน่วยงานต่างๆ ที่ได้ให้การสนับสนุนงานวิจัยเรื่องนี้อย่างต่อเนื่อง ได้แก่ สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย Australian Centre for International Agricultural Research และกองส่งเสริมเทคโนโลยี กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยี และสิ่งแวดล้อม

ขอขอบพระคุณมูลนิธิส่งเสริมวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีในพระบรมราชูปถัมภ์ ที่ได้มอบรางวัลอันทรงเกียรติ คือ รางวัล “นักวิทยาศาสตร์ดีเด่น” ประจำปี พ.ศ. 2543 ให้แก่ข้าพเจ้า ซึ่งจะเป็นกำลังใจที่สำคัญในการดำเนินงานวิจัยของข้าพเจ้าและเพื่อร่วมงานวิจัยอย่างมุ่งมั่นสืบไปในอนาคตและขอขอบคุณฝ่ายนิเทศสัมพันธ์ สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติในการรวบรวมแก้ไขและจัดทำภาพประกอบบทความนี้

เอกสารอ้างอิง

1. Anon. Agricultural Statistics in Brief Crop Year 1993-94. Center for Agricultural Statistics. Office of Agricultural Economics, Ministry of Agricultural and Co-operatives, Bangkok. 1995.
2. อรรถพล นุ่มหอม และ จริญญา ลิขิตรัตนพร. สถานภาพของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย. รายงานการประชุมวิชาการทางวิศวกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ วิทยาเขตกำแพงแสน. 18-20 พฤษภาคม 2537.
3. สมชาติ โสภณธนฤทธิ์. การอบแห้งเมล็ดพืช. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. กรุงเทพฯ. 2537. หน้า 384.
4. Soponronnarit S and Prachayawarakorn S (1994) Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology - An International Journal* 12(7), 1667-86.
5. Soponronnarit S, Sripawatakul O and Prachayawarakorn S (1996) Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology - An International Journal* 14(10), 2397-410.
6. Soponronnarit S, Yapha M and Prachayawarakorn S (1995) Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization. *Drying Technology - An International Journal* 13 (8&9), 2207-16.
7. Soponronnarit S (1999) Fluidized bed paddy drying. *ScienceAsia* 25(1), 51-6.
8. Taweerattanapanish A, Soponronnarit S, Wetchacama S, Kongseri N and Wongpiyachon S (1999) Effects of drying on head rice yield using fluidization technique. *Drying Technology - An International Journal* 17(1&2), 345-54.
9. สมชาติ โสภณธนฤทธิ์ และ เพชรรา ปรีชากุล. การทดสอบการอบแห้งข้าวเปลือกแบบในถังเก็บและแบบเป็นงวด: คุณภาพผลิตภัณฑ์. วิทยาสารเกษตรศาสตร์ (วิทย์.) 2533: 24: 367-77.
10. สมชาติ โสภณธนฤทธิ์, ไพโรจน์ วงศ์วิโรจน์ธนา, อติศักดิ์ นาดกรณกุล และสมชาย ฉินสกธนากร. การรักษาคุณภาพข้าวเปลือกโดยการเป่าอากาศอย่างเหมาะสม. วารสารราชบัณฑิตยสถาน, ฉบับผนวก สำนักวิทยาศาสตร์ 2537; 3: 54-66.
11. Soponronnarit S, Wongvirojtana P, Nathakarnakul A and Chinsakolthanakorn S (1994) Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climates. *Proc. 9th International Drying Symposium. Gold Coast. Australia.*



Mathematical Simulation of Longan Fruit Drying

Aree Achariyaviriya, Somchart Soponronnarit and Jirawan Tiansuwan

ABSTRACT

The objectives of this study were to develop a mathematical model and to simulate longan drying for evaluating the optimum conditions. The specific energy consumption and average drying rate were used for the verification of the model. It was found that the simulated results agreed with some of those experiments. The effects on the specific energy consumption of drying air temperature, fraction of air recycled, and specific air flow rate were described. It was found that the specific air flow rate, drying air temperature and fraction of air recycled affect significantly on specific energy consumption. However, the effects of specific air flow rate and drying air temperature on specific energy consumption were small when fraction of air recycled was big. Additionally, it was also concluded that the optimum specific energy consumption of 3.3 MJ/kg-water occurred at fraction of air recycled of 95%, specific air flow rate of 28 kg-dry air/h-kg dry longans, drying air temperature of 75°C and drying time of 33 h.

Key words : dehydration; energy consumption; fruit; modeling

INTRODUCTION

Longans are an important commercial fruit in the north part of Thailand. Fresh longans have high moisture content; thus, they can be stored for a short period of time. Longan drying process can extend a period of time for preservation and can reduce loss arising from seasonal glut. Dried longans are widely consumed as a dried fruit, made longan juice, put in cake, and so on. Basically, conventional hot air dryers are the most widely used for the production of dried longans. In the literature, there are few reports on longan drying. Vongnichakul and Phanvuch (1997) evaluated the drying constant and sorption isotherms of longan drying. Sitthipranee (1990) suggested that the drying air temperature for longan fruit drying using hot air

dryer should be 75 °C. Sitthipong *et al.* (1992) and Sitthipong *et al.* (1988) tested and modified existing dryers of longans by experiments. The goal of their study was to meet the technical and economic requirements for the drying of longans. The investigation of optimum drying conditions can be recovered by experiments or computer simulation. Therefore, a mathematical model for longan drying needs to be developed.

The objectives of the present work are to develop a mathematical model and to simulate longan fruit drying. The effects of drying air temperature and specific air flow rate on energy consumption are investigated. Also, the effects of dryers with and without air recirculation on energy consumption are described.

MATERIALS AND METHODS

Development of mathematical model

A mathematical model of a cabinet dryer is composed of drying model and performance model. The assumptions of the model are as follows: thermal equilibrium exists between moist air and longans, the walls of the dryer are adiabatic, the internal energy changes of the dryer and longans are negligible. The schematic diagram of a cabinet dryer is shown in Figure 1. The details of the model are as follows:

Drying model

The moist air properties at outlet drying chamber can be calculated by using the principle of mass and energy conservation to control volume I in Figure 1. From mass conservation, the increase of the moist air is equal to the decrease of moisture content in the product. It is given by equation (1).

$$\Delta t m_d (W_{do} - W_{di}) = m_p (M_i - M_f) \quad (1)$$

From energy conservation, it is assumed that moist air and product are in thermalequilibrium. The equation can be derived from the first law of thermodynamics. It is given by the following relationship.

$$m_d [C_a T_{di} + W_{di} (h_{fg} + C_v T_{di}) - C_a T_{do} - W_{do} (h_{fg} + C_v T_{do})] = 0 \quad (2)$$

The model for calculating longans moisture content during drying is based on the thin layer drying rate equation developed by Vongnichakul and Phanvuch (1997). They are given by equations (3) to (5).

$$M_f = M_i + (M_{eq} - M_{in}) \Delta t K \exp(-Kt) \quad (3)$$

$$K = 0.0023(T_{di} + 273) - 0.739 \quad (4)$$

$$M_{eq} = A [RH_{di} / (1 - RH_{di})]^B \quad (5)$$

$$\text{Where, } A = 2.3015 - 0.00615(T_{di} + 273) \\ B = -1.3453 + 0.00507(T_{di} + 273)$$

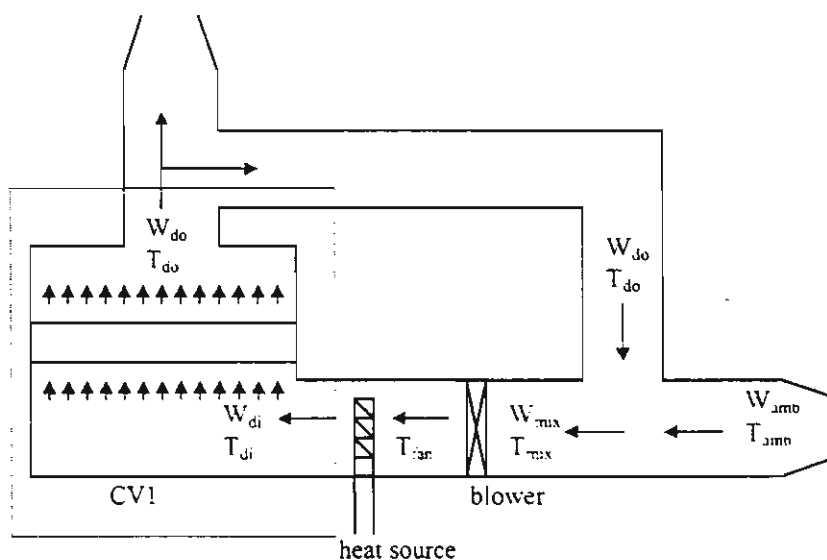


Figure 1 Schematic diagram of a cabinet dryer.

Performance model

The performance of dryers is defined as specific energy consumption (SEC) and average drying rate (DR). They can be written as

$$\text{SEC} = (2.6E + Q_h) / [(M_{in} - M_f)m_p] \quad (6)$$

$$\text{DR} = m_w / \text{DT} \quad (7)$$

Simulation procedure

A computer program for dryers with and without air recirculation has been developed to evaluate the effects of drying air temperature, specific air flow rate and fraction of air recycled on specific energy consumption. The simulation flow chart is shown in Figure 2. The inputs are as follows: the initial moisture content of longans, the specific air flow rate, the drying air temperature, the fraction of air recycled, and the other constants (such as $\Delta t = 0.01$ h., $C_a = 1.006$ kJ/kg-°C, $C_v = 1.88$ kJ/kg-°C). The humidity ratio of air entering drying chamber (W_{di}), the humidity ratio of air leaving drying chamber (W_{do}), and equilibrium moisture content (M_{eq}) are the guess values. The steps of the calculation are as follows: the drying model is calculated, and then the W_{di} , W_{do} and M_{eq} are checked. If they are not equal to the guess values, the new guess values will be calculated by using Newton-Raphson technique, and the system model is calculated again. The calculation continues until the guess values are relatively equal to the new ones. The next step is to check the relative humidity of air leaving drying chamber whether it is feasible. If it is higher than 1, the moisture condensation is calculated, and then the variables are recalculated. Finally, the performance model is calculated. The after drying moisture content of longans is checked. If it is higher than the desired value, the before drying moisture content is replaced by the after drying moisture content, and then the time step is advanced. The calculation continues until the

moisture content of longans is less than or equal to the desired value.

RESULTS AND DISCUSSION

Verification of mathematical model

The experimental results of longan fruit drying conducted by Sitthipong *et al.* (1992) and the simulated results are shown in Table 1. The experimental and simulated drying conditions are fraction of air recycled of 90%, specific air flow rate of 33.7 kg-dry air/h-kg dry longans, and initial moisture content of 316% dry-basis. The other conditions are also shown in Table 1. Specific energy consumption and average drying rate are used for the verification of the mathematical model. It can be observed that the simulated results agree with some of those experiments. The simulated results of specific energy consumption (Batch No. 5, 7, 8, 10 and 15) are nearly the same as that from the experimental results. The difference is less than 10%.

Effect of specific air flow rate

Figure 3 shows the effect of specific air flow rate (SAF) on specific energy consumption (SEC) and drying time (DT) at drying air temperature 70° C. The simulated drying conditions are SAF varying from 6 to 40 kg-dry air/h-kg dry longans, RC of 0%, 50% and 95%, initial longan-weight of 1000 kg, ambient temperature of 35°C, ambient humidity ratio of 0.015 kg-water/kg-dry air, and initial and final moisture content of 316% and 42% dry-basis, respectively. It is found that SEC depends upon the SAF, namely, the SEC decreases with increasing SAF to a minimum point, and then the SEC increases due to an excessively air flow rate. It is also found that DT depends upon the SAF, namely, the DT decreases rapidly with increasing SAF when SAF is small, afterwards, the DT is nearly constant. Furthermore, it can be clearly seen that if RC

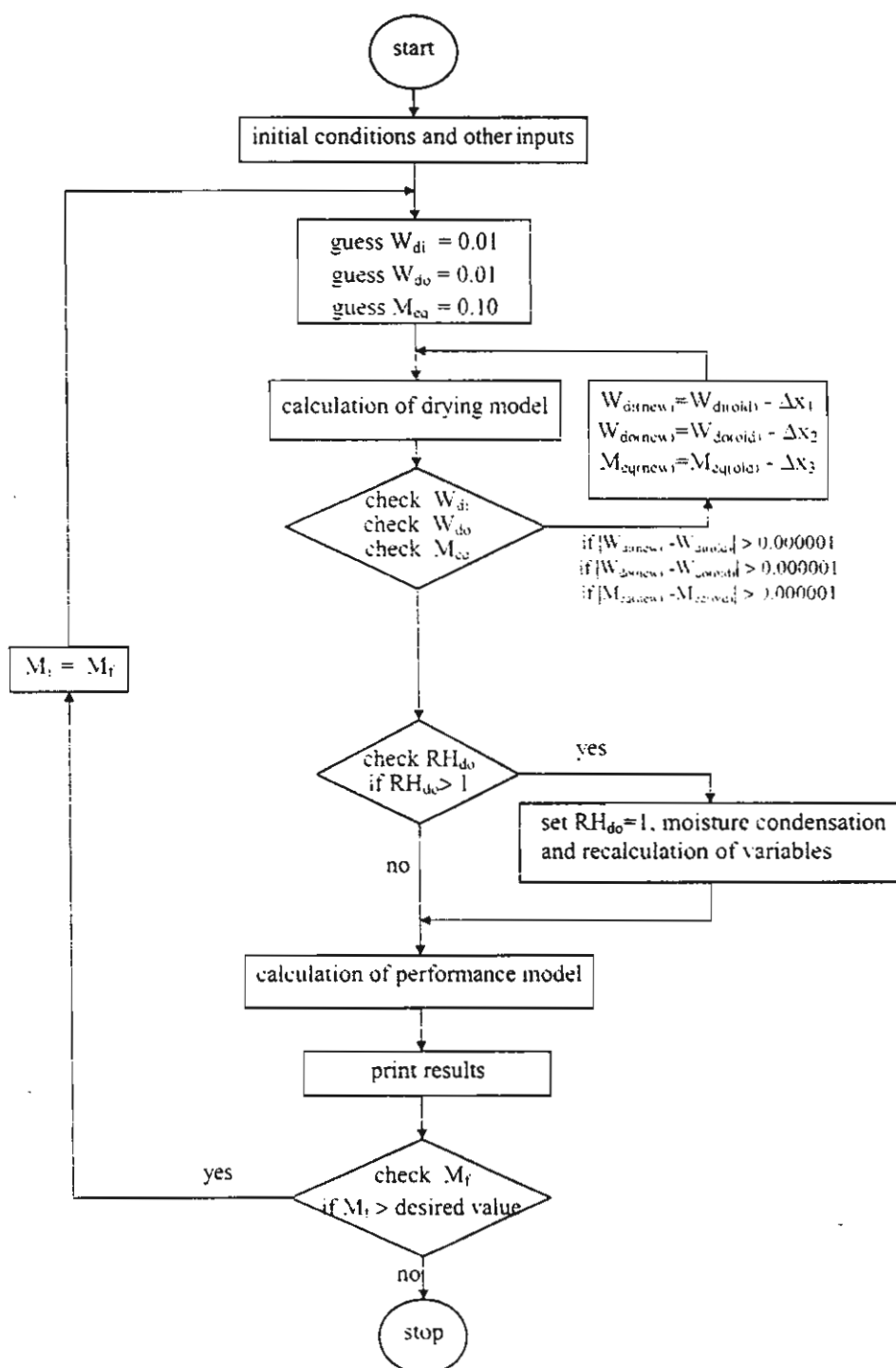
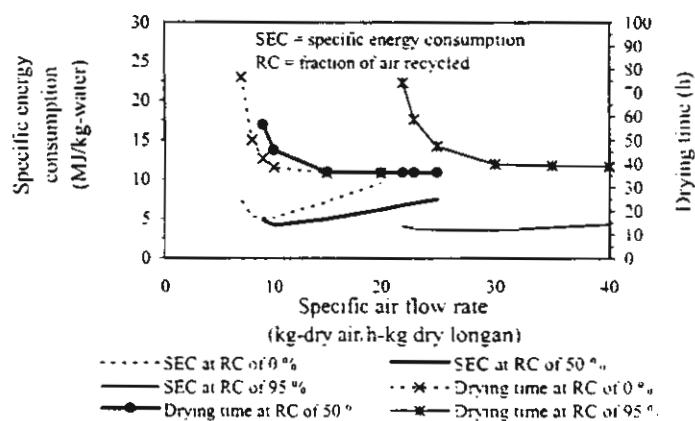


Figure 2 Simulation flow chart.

Table 1 Experimental and simulated results of longan fruit drying.

Batch No.	Fresh weight (kg)	Dried weight (kg)	Drying air temp. (°C)	Experimental results			Simulated results		
				DT ^{1/}	DR ^{2/}	SEC ^{3/}	DT ^{1/}	DR ^{2/}	SEC ^{3/}
1	805	259	65	48	11.4	3.5	57	9.6	6.3
2	950	301	64	75	8.7	3.9	64	10.1	6.0
3	1080	357	63	73	9.9	4.2	62	11.7	5.5
4	960	310	73	55	11.8	4.2	36	18.1	4.8
5	900	310	75	49	12.0	4.4	33	17.9	4.8
6	1000	315	75	59	11.6	4.1	34	20.1	4.7
7	1000	329	75	63	10.7	4.2	31	21.6	4.5
8	965	340	74	60	10.4	4.5	29	21.6	4.4
9	1000	317	73	61	11.2	4.2	37	18.5	4.8
10	1000	332	77	58	11.5	4.5	27	24.7	4.3
11	930	340	64	55	10.7	4.4	47	12.6	5.3
12	810	277	65	53	10.1	4.2	50	10.7	5.9
13	1050	375	63	73	9.2	4.1	52	13.0	5.2
14	1000	314	68	68	10.1	4.1	51	13.5	5.4
15	1000	319	73	60	11.4	4.3	37	18.4	4.8

^{1/} Drying time, h^{2/} Average drying rate, kg-water/h^{3/} Specific energy consumption, MJ/kg-water**Figure 3** Effect of specific air flow rate on specific energy consumption at various fractions of air recycled. (initial longan-weight of 1000 kg, initial moisture content of 316% dry-basis, final moisture content of 42% dry-basis, ambient temperature of 35°C, ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air and drying air temperature of 70°C.)

increases, the minimum SEC decreases slightly and the optimum SAF increases while the drying time is relatively equal.

Effect of drying air temperature

The effect of drying air temperature on SEC are also study. Figure 4 shows SEC versus drying air temperature at various SAFs and RCs. The simulated drying conditions are drying air temperature varying from 60 to 80°C, RC of 0% and 95%, and SAF of 10, 12, 25 and 28 kg-dry air/h-kg dry longans. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the drying air temperature affects markedly on SEC especially in the case of dryer without air recirculation, namely, the SEC decreases with increasing drying air temperature to a minimum point, and then the SEC increases. For the dryer with air recirculation (RC of 95%), when SAF increases, the minimum SEC decreases and the optimum drying air temperature increases.

However, the drying air temperature should not exceed 75°C due to the limitation of product quality.

Effect of fraction of air recycled

Figure 5 shows the effect of fraction of air recycled on SEC and drying time at various drying air temperatures. The simulated drying conditions are RC varying from 0 to 97%, SAF of 28 kg-dry air/h-kg dry longans and drying air temperature of 65, 70 and 75°C. Other conditions are the same values as the previous conditions. It is found that the SEC decreases with increasing RC to a minimum value, and then the SEC increases since humidity ratio in the drying air is an over high value. Consequently, the drying time grow up. The minimum SEC of 3.3 MJ/kg-water occurs at RC of 95%, SAF of 28 kg-dry air/h-kg dry longans, drying air temperature of 75°C and drying time of 33 h.

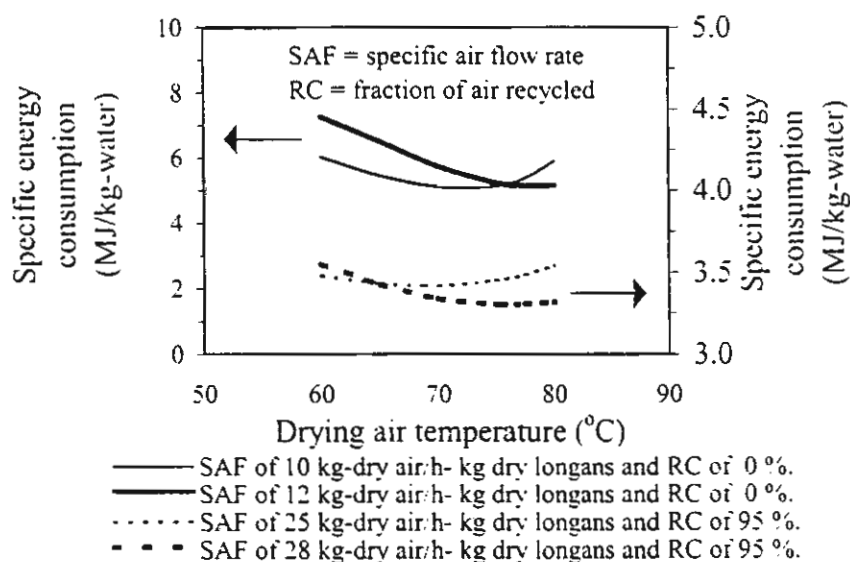


Figure 4 Effect of drying air temperature on specific energy consumption. (initial longan-weight of 1000 kg, initial moisture content of 316% dry-basis, final moisture content of 42% dry-basis, ambient temperature of 35°C and ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air)

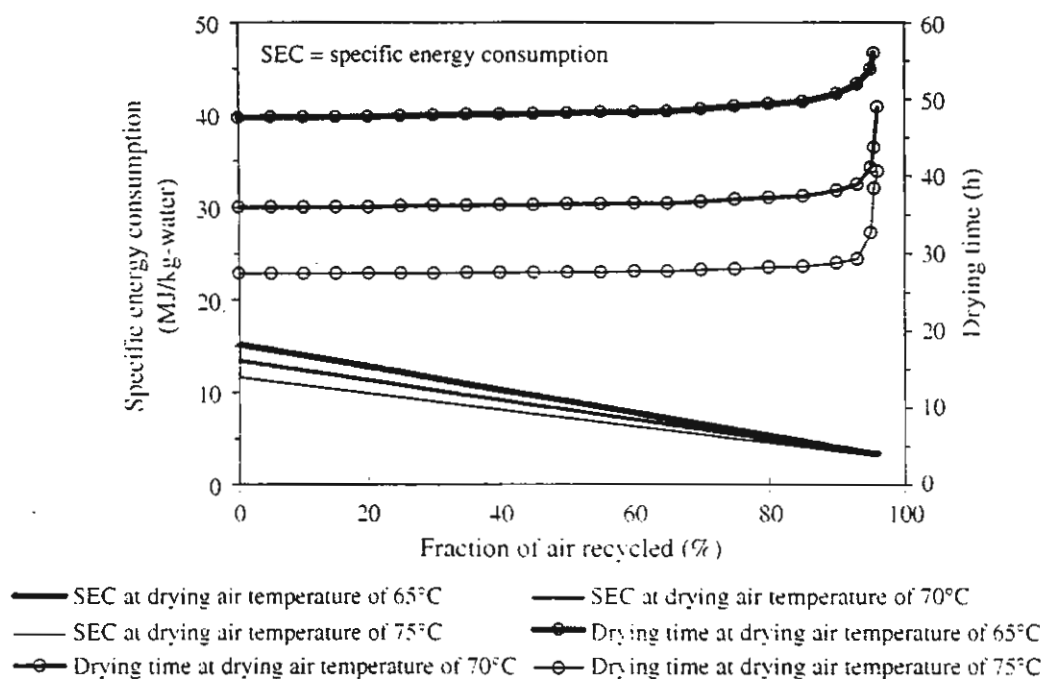


Figure 5 Effect of fraction of air recycled on specific energy consumption at various drying air temperatures. (initial longan-weight of 1000 kg, initial moisture content of 316% dry-basis, final moisture content of 42% dry-basis, ambient temperature of 35°C and ambient humidity ratio of 0.015 kg water/kg dry air, specific air flow rate of 28 kg-dry air/h- kg dry longans.)

CONCLUSION

The mathematical model of longan fruit drying predicts fairly the drying rate and specific energy consumption. The specific air flow rate, drying air temperature and fraction of air recycled affect significantly on specific energy consumption. However, the effects of specific air flow rate and drying air temperature on specific energy consumption are small when fraction of air recycled is big.

RECOMMENDATIONS

Further study is needed to improve the mathematical model and to clarify the physical and

thermal properties of longan drying. Diffusion model is also needed to be developed. In addition, the effect of drying air temperature on product quality should be studied.

NOMENCLATURE

C	specific heat capacity, kJ/kg-°C
CV	control volume
DT	drying time, h
DR	average drying rate, kg-water/h
E	the rate of electricity consumption, kJ/h
h_{fg}	specific evaporated enthalpy, kJ/kg
K	drying constant, h ⁻¹
M	moisture content, decimal dry-basis
m_p	dry mass of product, kg-dry longans

m_d	mass flow rate of dry air, kg-dry air/ h
m_w	mass of water evaporated from longans, kg-water
Q_h	the rate of heat consumption, kJ/h
RC	fraction of air recycled, %
RH	relative humidity, decimal
SAF	specific air flow rate, kg-dry air/h-kg dry longans
SEC	specific energy consumption, MJ/kg-water
t	drying time, h
Δt	time interval, h
T	temperature, °C
W	humidity ratio, kg-water/kg-dry air

Subscripts

a	air
amb	ambient condition
di	entering drying chamber
do	leaving drying chamber
eq	equilibrium condition
f	after drying
fan	after blower
i	before drying
in	initial condition
mix	after mixing
v	vapor

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to express their sincere thanks to the Thailand Research Fund for financial support.

LITERATURE CITED

- Sitthipranee, P. 1990. Longan drying. *Industry Journal* 33(8): 36-39.
- Sitthipong, N., A. Hirun, W. Klongpanich, P. Thertoon, T. Siratanapanta, S. Thavornun, and S. Kamalaspitak. 1988. Multi-crop Dryers Project. Final report (Phase 1). IDRC File No. 3-P-88-0234. Department of Mechanical Engineering Chiang Mai University.
- Sitthipong, N., A. Hirun, P. Siripabpra, P. Rerkkriangkrai, S. Achariyaviriya, S. Thavornun, A. Promwungkwa, and S. Kamalaspitak. 1992. Multi-crop Dryers Project. Final report (Phase 2). IDRC File No. 3-P-88-0234. Department of Mechanical Engineering Chiang Mai University.
- Vongnichakul, R. and R. Phanvuch. 1997. Study of equilibrium moisture content and drying constant of longans. Master of Engineering Thesis, Department of Mechanical Engineering, Chiang Mai University, Chiang Mai.

Continuous Drying of Paddy in Two-Dimensional Spouted Bed

Thanid Madhiyanon, Somchart Soponronnarit and Warunee Tia

ABSTRACT

An industrial-scale prototype of spouted bed paddy dryer with a capacity of 3,000 kg/h was constructed and tested. The prototype was shown to be a desirable feature of spouted bed as well as capability of continuous drying and offering consistent results through the testing period. Experimental results showed that the prototype performed well on moisture reduction and milling quality. Head rice yield and whiteness were not significantly changed regardless of using inlet air temperature up to 146°C. At present, feed rate is limited to not exceed 1,000 kg/h and thermal energy consumption is relatively high, i.e. in range of 5.9-8.6 MJ/kg water evaporated. This could be attributed to using of improper blower. The relative results of increasing air velocity and pressure should be studied.

Key words : drying, grain, spouted bed

INTRODUCTION

The combination of two distinct hydrodynamic categories, a pneumatic transport in the spout which allows intensive heating and moisture evaporation and a falling bed in the downcomer which processes tempering of particles, is the main feature of the spouted bed. It is clear that a major part of the drying takes place in the spout and the moisture redistribution in the grain kernel takes place in the downcomer without significant moisture removal. The influence of the continuous movement of particles between the spout and the downcomer leads to a uniform moisture content and bed temperature. The substantial short period of the movement in the spout allows for high inlet air temperature without damaging the grains. To overcome the limitations of conventional

cylindrical-conical spouted bed. Mujumdar (1984) proposed the two-dimensional spouted bed which the scaling - up can be achieved.

Kalwar *et al.* (1991), Kalwar and Raghavan (1993 a, b) studied drying of grains in two - dimensional spouted bed with draft plates using soybean, wheat, corn and shelled corn. It was found that thin layer drying of grains yielded to Page's equation was in very well agreement with observation data and two constant parameters of equation correlated with bed geometry and operating parameters. The circulation of particles strongly depended on the entrance height, spout width and slant angle. It increased with the increase in all of these parameters. It was also illustrated that the drying rate was significantly influenced by grain circulation rate.

The effect of bed height on drying rate was

also reported by Tulasidas *et al.* (1993). The results indicated that the moisture ratio (MR) and the apparent diffusion coefficient increased with the decrease in bed height. Page's model of which two parameters related to the bed height was found a good description of the drying kinetics. The milling of paddy in terms of head rice yield and drying characteristics were investigated by Nguyen *et al.* (1998 a, b). A triangular spouted bed was proposed in their experiments. The result of head rice yield was satisfactory as long as the moisture content was above 17.6 % dry basis regardless of using high temperature up to 160°C.

Although extensive research has already been done on the spouted bed technique, the past effort has focussed on laboratory scale spouted bed dryer with particular emphasis on batch drying of agricultural food product. However, none of these works is introduced to the grain drying industry. In order to serve the commercial rice mill which continuous paddy drying is favorable, there is a need to enhance the capacity of spouted bed dryer.

The objectives of this research are therefore

to design and construct an industrial-scale prototype of continuous spouted bed paddy dryer, and then test in a rice mill.

MATERIALS AND METHODS

Drying studies were conducted in an industrial-scale prototype of spouted bed paddy dryer with a capacity of 3,000 kg/h as shown in Figure 1 and 2. The dryer consisted of a vertical rectangular chamber 0.6 m in width, 1.45 m in height and 2.1 m in length. Front and both side walls of the drying chamber were made of glass to visualize the grain flow patterns. The slanting base plates were inclined at 60 degrees. The air entrance width was 0.04 m. Two vertical plates (0.62 × 2.1 m) were centrally installed to accommodate a spout width of 0.06 m. The entrance height was held constant at 0.10 m for all tests. The air was heated by a diesel oil burner. Paddy was continuously fed into the hopper by an elevator before being automatically fed to the drying chamber. With sufficient air velocity, the paddy traveled upward

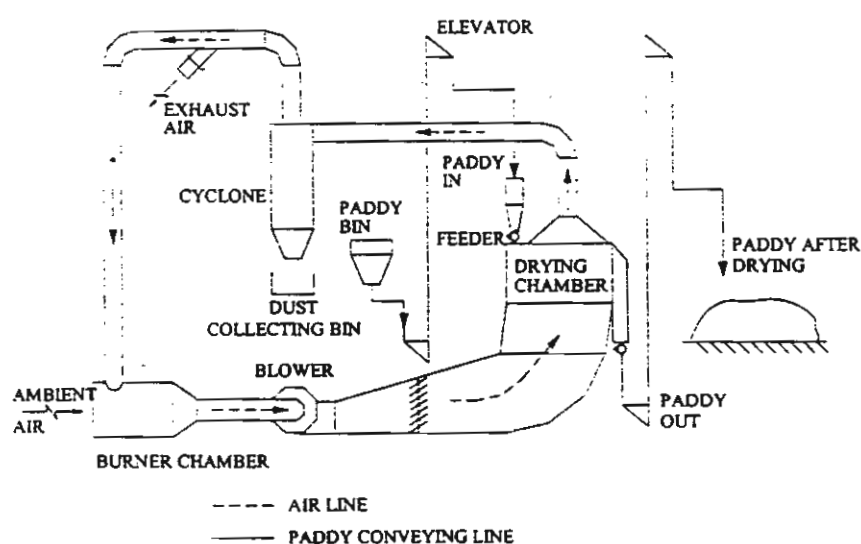


Figure 1 Schematic diagram of continuous spouted bed dryer.

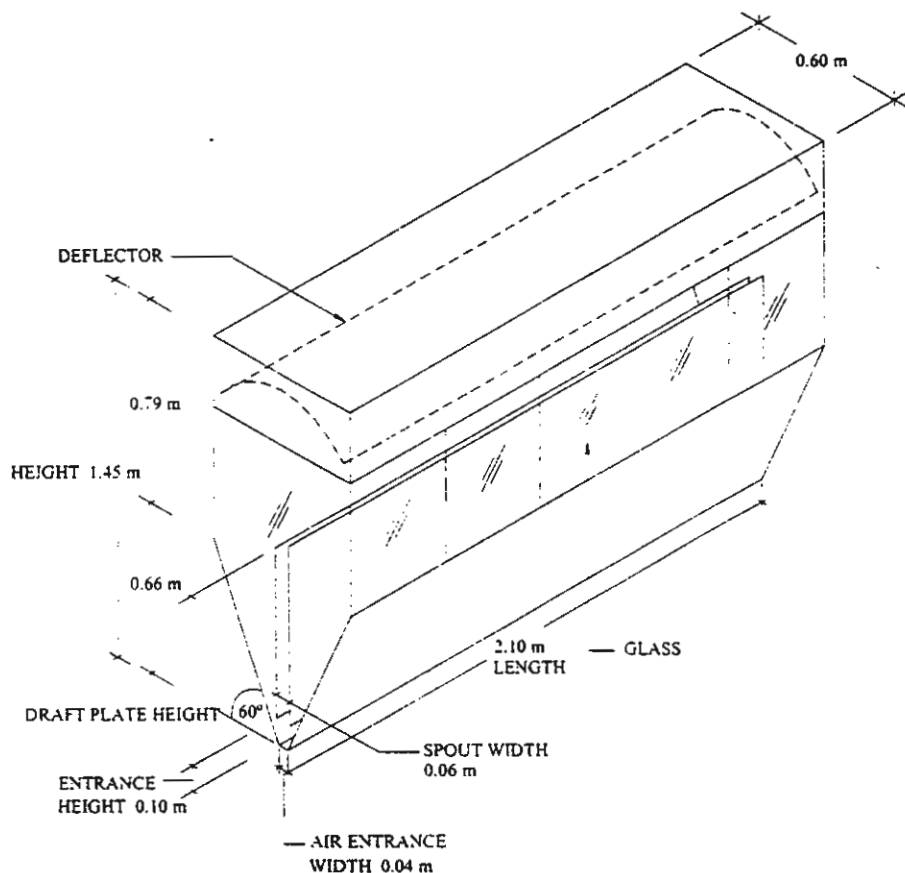


Figure 2 Dimensions of the drying chamber of continuous spouted bed dryer.

through the draft channel and further flowed forward before raining back onto the downcomers. The hot air leaving the chamber was discharged into a cyclone and some portion of it was recirculated to the combustion chamber. The air recirculation ratio was in the range of 60-70%. Air and paddy temperatures were measured by K-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy $\pm 1^\circ\text{C}$ and a thermometer, respectively. The pressure across the bed and air velocity were determined by a U-tube manometer and a hot air anemometer with an accuracy $\pm 4\%$, respectively. The samples were taken for measuring moisture content, head rice yield and whiteness at ten minute intervals for periods of 80 minutes.

Moisture contents were determined by a hot air oven at temperature of 103°C for 72 hours. Head rice yield was determined according to the method of the Rice Research Institute and the whiteness was measured by Kett meter.

RESULTS AND DISCUSSION

Paddy Motion in Spout and Bed Shape

Paddy starting from the base of the bed first accelerated from rest to a peak velocity, and then decelerated until it again reached zero velocity at the top of the fountain and fell down to both of downcomers. The proper air distribution at the entrance allowed uniform flow of paddy through

2.1 m length of the drying chamber. However, the spouting was observed intermittent occurrence. It took 1-2 seconds after sending the paddy through the draft plate in order to build up pressure before starting the next pass. This could be attributed to the improper fan performance, and resulted in low bed pressure drop (1225 Pa) and low inlet air velocity (10 m/s). Figure 3 presented bed shape of both downcomer sides that were nearly symmetrical achieved by positioning the draft channel to the center of the drying chamber.

Drying efficiency and milling quality

The seven experiments were carried out and the results were summarized as in Table 1. To observe how the dryer performed in terms of moisture content reduction, milling quality and energy usage, feed rate of paddy and the inlet air temperature had been varied from one experiment to another.

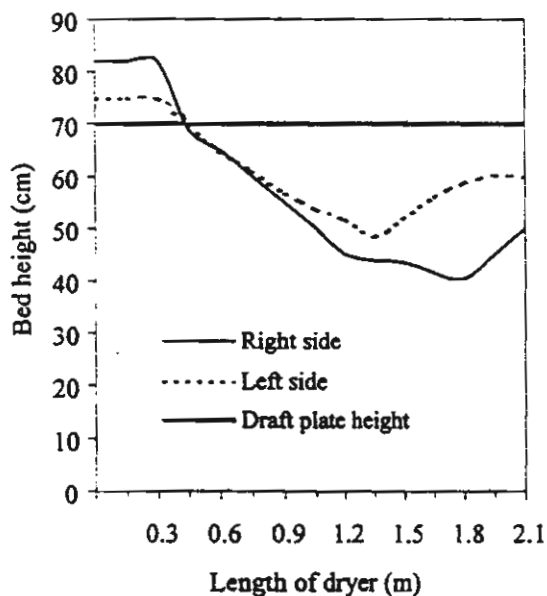


Figure 3 Variation of bed height with length of dryer. (feed rate, 1000 kg/h; hold-up, 210 kg)

Moisture Content: Cycle time strongly affected the moisture distribution throughout the paddy in the downcomer and number of turns of paddy flowing through the draft channel as reported by Tulasidas *et al.* (1993). This allowed for consequent partial tempering in the downcomer and heating and moisture removal in the draft channel. However, it was impractical to record cycle time in these experiments. Thus for studying the drying kinetics, it was convenient to define a mean residence time in the dryer (t_m) by the equation:

$$t_m = \frac{\text{hold-up}}{\text{feed rate}} \quad (1)$$

In test no. 1 as in Table 1, it seems likely that moisture reduction was not satisfactory. Even high inlet temperature of 185°C was applied, the moisture content was decreased around 3.4% dry basis (from 31.9% dry basis to 28.5% dry basis). It was also noticed that the air temperature declined close to grain temperature at the exit. It was probably due to non-matching between current airflow rate (0.74 m³/s) and high feed rate (3100 kg/h). Therefore, feed rate of next experiments was limited to not exceeding 1000 kg/h. The results showed that the prototype performed well on the reduction of paddy moisture. Furthermore, the final moisture content appeared to be consistent through an operating period. In overview, the paddy was dried from the range of 20-30.3% dry basis to 14.4-21.5% dry basis. Figure 4 indicated that the moisture content at the dryer exit was rather consistent.

It should be noted that the time spent by paddy during spouting in the draft channel was less than 1 second for each pass of paddy flowing through the spout region. Consequently, almost all of residence time (9-17 minutes) was dominated by paddy in downcomer. It clearly showed that the time for heating and moisture transferring (in the spout) was substantial less compared to that of fluidized bed (1.5-2 minutes). Therefore, we believed that the moisture distributed somewhat

Table 1 Summary of the experimental results.

Description	Test no.						
	1	2	3	4	5	6	7
Feed rate (kg/h)	3,140	1,000	900	844	664	939	816
Hold-up (kg)	180	210	135	125	190	190	190
Residence time (min)	4.0	12.6	9.0	8.9	17.2	12.1	14.0
Average inlet air temp. (°C)	185	144	144	146	146	133	126
Exit grain temp. (°C)	67	71	69	67	72	72	71
Average moisture content							
BFD (% dry basis)	31.9	20.0	23.2	25.0	30.3	26.2	26.6
AFD (% dry basis)	28.5	14.4	17.8	20.4	21.3	21.5	19.9
Head rice yield							
BFD (%)	62.9	34.2	45.6	37.1	48.2	39.5	43.5
AFD (%)	64.8	33.4	42.7	39.2	48.0	36.8	45.5
Whiteness							
BFD	41.9	47.6	50.2	51.0	45.9	49.6	44.6
AFD	39.2	47.5	51.1	51.1	46.7	50.3	45.0
Drying rate (kg water/h)	83	49	41	33	49	39	46
Energy consumption (MJ/kg water evaporated)							
Heat	7.1	6.7	7.0	7.7	5.6	7.7	N/A
Electricity	0.50	0.76	0.91	1.12	0.74	1.00	0.80

AFD = after drying

BFD = before drying

N/A = not available

Temp. = temperature

Entrance height = 10 cm (for all experiments)

uniformly throughout the grain kernel when entering the draft channel, which led to good performing of drying kinetics in the spout.

Milling Quality: As seen on Table 1, it was clear that the drying process did not affect the quality in terms of head rice yield and whiteness. There was no significant reduction in head rice yield even the paddy was dried continually until the moisture content reduced to around 18% dry basis regardless of using high inlet air temperature (up to 146°C). This was simply explained that the moisture was

well distributed throughout the grain kernel during partial tempering process in the downcomer, and resulted in less stress occurring between the inner part and outer surface when passing through the spout channel. These results confirmed the conclusion obtained by Nguyen *et al.* (1998). A satisfactory whiteness result could influence by a very short period in the spout region. The head rice yield and whiteness results of some experiments were presented on Figure 5 and 6, respectively.

Energy Consumption: Table 1 also listed the energy

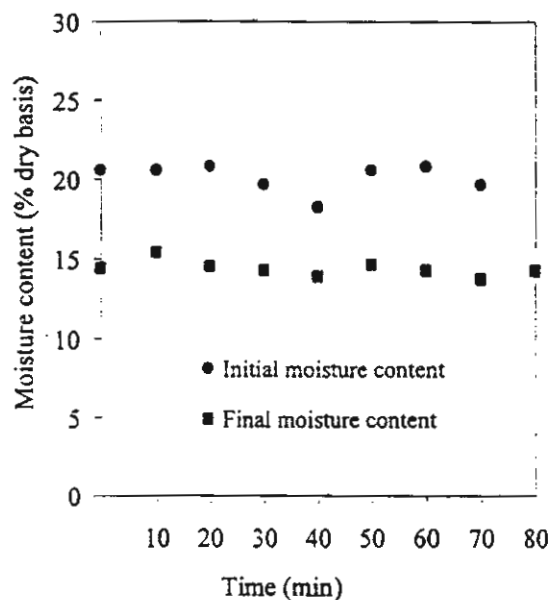


Figure 4 Comparison of moisture content between before and after drying. (inlet air temp., 144°C; feed rate, 1000 kg/h; hold-up, 210 kg; t_m , 12.6 min)

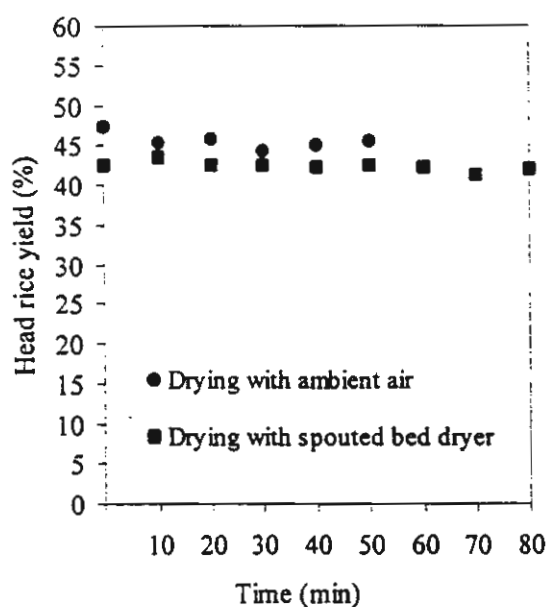


Figure 5 Comparison of head rice yield between drying with ambient air and drying with spouted bed dryer. (inlet air temp., 144°C; feed rate, 900 kg/h; hold-up, 135 kg; t_m , 14 min)

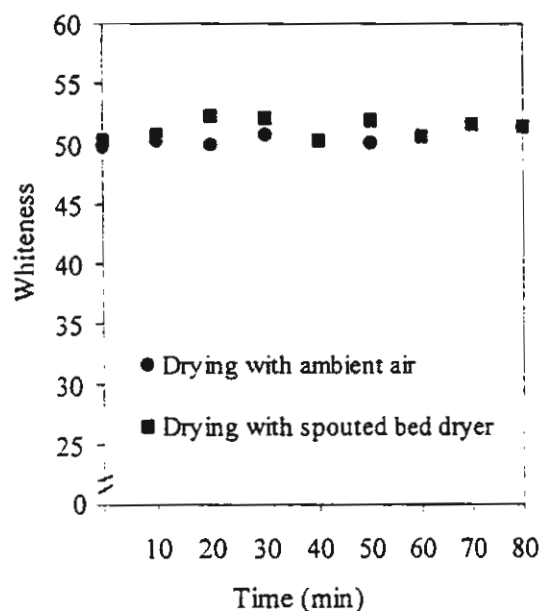


Figure 6 Comparison of whiteness between drying with ambient air and drying with spouted bed dryer. (inlet air temp., 144°C; feed rate, 900 kg/h; hold-up, 135 kg; t_m , 14 min)

consumption of all experiments. Thermal energy consumption was relatively high, i.e. in range of 5.94-8.66 MJ/kg water. It was believed that this corresponds to two general causes. First, low moisture content paddy (20-30% dry basis) was dried which consequently caused relatively difficulty in water removal. Second, paddy circulation through the draft channel was intermittent which lead to poor drying kinetic in the spout region. In addition, the existing fan efficiency was about 20%. If fan efficiency achieved to around 45%, the average electricity of 0.5 MJ/kg water evaporated could be saved from the experimental result, average of 0.9 MJ/kg water evaporated.

Feed rate: Enhancing the paddy feed rate could be achieved by replacing the existing fan with a proper one performing at higher air flow rate and pressure.

As a consequence, the grain circulation on the other hand the rate of paddy entrained from the downcomer into the spout region would be improved. However, increase of feed rate with unchanging of dryer volume resulted in the decrease of residence time. Fortunately, gaining the higher grain circulation rate could compensate this and hence the increase in the ratio of the spouting period and the tempering period in downcomer should lead to enhancing of moisture reduction ability.

CONCLUSION

The prototype was shown to be a desirable feature of spouted bed as well as capability of continuous drying and offering consistent results throughout the testing periods. With assisting of tempering process in downcomer, the drying kinetics in the spout performed well, and resulted in satisfactory moisture reduction. No significant change in head rice yield was observed even the moisture content was reduced to 18% dry basis, nevertheless, using high inlet temperature up to 146°C. The whiteness was also acceptable. Finally, to overcome the problems of low feed rate (<1000 kg/h) and high thermal energy consumption, the influence of enhancing those of air flow rate and pressure should be studied.

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support and Rice Engineering Supply Co. Ltd. for supplying facilities for the construction of the prototype dryer. Kungleechan rice mill was also thanked for

cooperation during the experiment.

LITERATURE CITED

- Kalwar, M.I. and G.S.V. Raghavan. 1993 a. Batch drying of shelled corn in two-dimensional spouted beds with draft plates. *Drying Tech.* 11 (2) : 339-354.
- Kalwar, M.I. and G.S.V. Raghavan. 1993 b. Circulation of particles in two-dimensional spouted beds with draft plates. *Powder Tech.* 77 : 233-242.
- Kalwar, M.I., T. Kudra, G.S.V. Raghavan, and A.S. Mujumdar. 1991. Drying of grains in drafted two dimensional spouted bed. *J. Food Proc. Eng.* 13 : 321-332.
- Mujumdar, A.S. 1984. Spouted bed technology. pp. 151-157. *In* A brief review. *Drying '84*. Hemisphere McGraw-Hill, New York.
- Nguyen, L.H., R.H. Driscoll, and G.S. Szrednicki. 1998 a. Drying characteristics of paddy in a triangular spouted-bed. pp. 1397-1404. *In* Proceeding of the 11th International Drying Symposium (IDS '98), Halkidiki, Greece. August 19-22.
- Nguyen, L.H., R.H. Driscoll, and G.S. Szrednicki. 1998 b. Flowing performance and drying characteristics of paddy in a triangular spouted-bed. Presented at 7th International Working Conference on Stored-Product Protection. Beijing, China. October 14-20.
- Tulasidas, T.N., T. Kudra, and G.S.V. Raghavan. 1993. Effect of bed height on simultaneous heat and mass transfer in a two-dimensional spouted bed dryer. *Int. Comm. Heat Mass Transfer.* 20 : 79-88.

Development of a Commercial Scale Vibro-Fluidized Bed Paddy Dryer

Somboon Wetchacama, Somchart Soponronnarit and Wuttikon Jariyatontivait

ABSTRACT

The objectives of this research were to design, construct and test a prototype of vibro-fluidized bed paddy dryer with a capacity of 2.5–5.0 tons/h. Experimental drying conditions were: air flow rate 1.7 m³/s (1.9 kg/s), bed velocity 1.4 m/s, average drying air temperature 125–140°C, residence time of paddy approximately 1 minute, bed height 11.5 cm, fraction of air recycled 0.85 (1.6 kg/s) and vibration of intensity 1 (frequency 7.3 Hz and amplitude 5 mm.). It was found that moisture content of paddy was reduced from 28 to 23 % d.b. at a feed rate of 4821 kg/h. Electrical power consumption and average diesel oil consumption were 9646 W and 17.6 l/h, respectively. Specific primary energy consumption was 6.15 MJ/kg-water evap. Electrical power of blower motor and vibrator motor was 55 % as compared to electrical power of blower motor used in fluidized bed drying without vibration. For operation of 12 hours/day and 90 days/year, paddy drying cost was 1.50 baht/kg-water evap. (fixed cost 0.50 baht/kg-water evap. and operating cost 1.00 baht/kg-water evap., US\$ 1 = 40 baht).

Key words : drying cost, head rice yield, paddy, rice whiteness, vibro-fluidization

INTRODUCTION

Soponronnarit and Prachayawarakon (1994) studied drying of high moisture content paddy using fluidization technique. The factors, which affected paddy quality after drying and energy consumption, were investigated. The experimental conditions were as follows: drying air temperature 100–150°C, specific air flow rate 0.13–0.33 kg/s-kg dry matter and initial moisture contents of paddy 28.4–40 % d.b. The result showed that drying rate increased with specific air flow rate and/or temperature of drying air. Energy consumption decreased when specific air flow rate increased or fraction of air recycled increased. The

suggestions to obtain good paddy quality were: drying air temperature should not be higher than 115°C and moisture content of paddy after drying should not be lower than 24–25 % d.b. (mainly considered in head rice yield and rice whiteness qualities). The study and development of paddy using fluidization technique was continued and succeeded in 1996, a prototype of fluidized bed dryer was constructed. The commercial fluidized bed dryers with capacities of 5 and 10 tons/h were constructed and had been sold since the beginning of 1996. The conditions of paddy drying were as follows: drying air temperature in range of 120–150°C, drying air velocity approximately 2–2.3 m/s and fraction of air recycled approximately 0.8.

Rysin and Ginzburg (1992) studied food product drying using vibro-fluidization technique. It was found that vibration intensity ($A\omega^2/g$) should be lower than 3.3. The suitable values of vibration intensity and amplitude were 1.5–2.0 and 5–10 mm, respectively. Ringer and Mujumdar (1982) designed a chart, which provided to aid in the selection of the operating parameters of drying by using vibro-fluidization technique (the ratio of drying air velocity to minimum fluidization velocity and vibration intensity not more than 1.1 and 3.3, respectively.). Han *et al.* (1991) studied the residence time distribution and drying characteristics of a continuous pilot-plant vibro-fluidized bed dryer. Wheat particles and BYN (trade name Biyaning, a medication for rhinitis) were used as testing materials. Operating variables in the study included vibration intensity, mass flow rate of air, material feed rate, inlet air temperature, and particle size. The flow of particles in the dryer was considered as plug flow. From the results, it was found that vibration intensity was the most significant factor affecting particle mean residence time, particle diffusion and constant drying rate. As vibration intensity increased, mean residence time decreased and drying rate increased.

From the past research, it can be concluded that the appropriate operating conditions of paddy drying using fluidization technique to obtain good paddy quality were as follows: moisture content of paddy after drying not lower than 23 % d.b., bed height of 10–15 cm, drying air temperature not higher than 150°C. For drying using vibration fluidization technique, it was recommended that vibration intensity and amplitude should be in range of 1.0–3.3 and 5–10 mm, respectively, and low frequency should be used to avoid the deterioration of vibration system.

According to the success of producing the commercial fluidized bed paddy dryers which have been sold in Thailand and exported to various

countries and the requirement to reduce electrical power of blower motor, the objectives of this research are therefore to design, construct, and test a commercial-scale vibro-fluidized bed paddy dryer with capacity of 2.5–5 tons/h (suitable for rice mill), expecting that it can reduce electrical power of blower motor by applying vibration technique with fluidization technique.

MATERIALS AND METHODS

A vibro-fluidized bed paddy dryer with capacity of 5 tons/h was fabricated by Rice Engineering Supply Co., Ltd. and tested at Thanyakanwangtaphet Rice Mill, Suphanburi province, Thailand. The unit comprised of a diesel burner and combustion chamber, a backward curved blade centrifugal fan driven by a 7.5 kW motor, $0.6 \times 2.1 \times 1.2$ m drying section, and 0.6×2.1 m perforated steel sheets with 0.5 mm thickness and 1.1 cm diameter hole. The vibration systems comprised of cams, coil springs, watch springs, 1.5 kW vibrator (frequency of 7.3 Hz, vibration intensity of 1 and vertical amplitude of 5 mm), hopper, rotary feeder, rotary discharger, recycle air pipe and cyclone, the details as shown in Figures 1(a) and 1(b).

During drying, paddy samples before and after drying were kept every 20 minutes to investigate moisture and test quality. Before testing of paddy quality, paddy samples were blown with ambient air until moisture content decreased to approximately 14 % w.b. The positions for temperature and air velocity measurement were shown in Figure 1(a). Temperatures were measured by a thermocouple, type k, connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Air velocities were measured by a hot wire anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$ and electrical power was measured by a clamp-on meter with an accuracy of $\pm 0.5\%$.

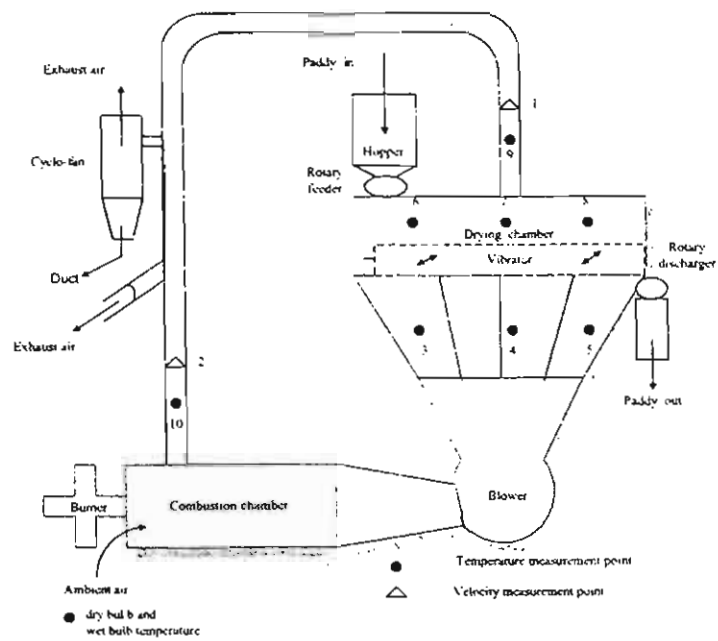


Figure 1(a) Diagram showing a vibro-fluidized bed paddy dryer.

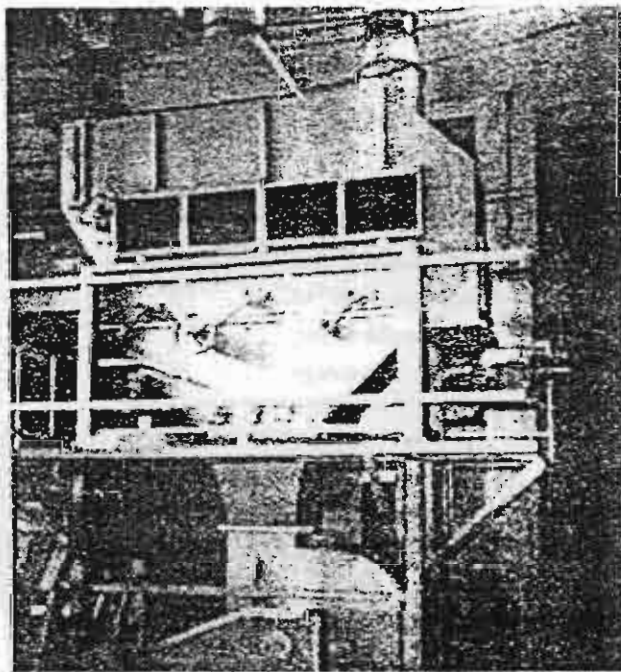


Figure 1(b) Photograph showing a vibro-fluidized bed paddy dryer.

RESULTS AND DISCUSSION

In this research, vibro-fluidized bed dryer was tested. The paddy drying conditions were as follows: paddy feed flow rate of 4.82 tons/h, drying air flow rate of 1.7 m³/s (velocity of air in drying chamber was 1.4 m/s), fraction of air recycled of 0.85, drying air temperature in range of 125–140 °C and vibration intensity of 1 (frequency of 7.3 Hz and vertical amplitude of 5 mm). Experimental results shown in Table 1.

Moisture content of paddy and temperature in drying chamber

Figure 2 shows the values of temperature at various points of dryer. In case of average inlet air temperature of 140°C, average temperature and relative humidity of ambient air were 35°C and 66 %, respectively. It was found that average paddy temperature at drying chamber outlet was 64°C. Figure 3 shows the inlet and outlet moisture contents of paddy, the average values were 28 and 23 % d.b., respectively.

Paddy quality

In order to investigate the percentage of head rice yield, paddy samples before and after drying were kept every 20 minutes. It was found that average percentages of head rice yield of paddy samples, which were dried by ambient air, and vibro-fluidized bed dryer (in case of average inlet drying air temperature was 140°C) were 32.0 and 37.0, respectively. Head rice yield obtained from ambient air drying was approximately 5 % lower, as shown in detail in Figure 4. This resulted from high enough initial moisture content of paddy as well as from using suitable drying air temperature (140°C) within short drying period (approximately 1 minute). Consequently, partial gelatinization occurred in paddy kernel, which was the same as the results from the study of paddy drying using

Table 1 Performance of vibro-fluidized bed paddy dryer (bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, vibration intensity = 1, fraction of air recycled = 0.85 and feed rate = 4821 kg/h).

Drying air temperature (°C)	Initial moisture content (% d.b.)	Final moisture content (% d.b.)	Paddy temperature at dryer outlet (°C)	Head rice yield from ambient air drying (%)	Head rice yield from fluidized bed drying (%)	Rice whiteness ambient air drying	Rice whiteness from fluidized bed drying	Specific electrical energy consumption in terms of primary energy* (MJ/kg-water evap.)	Specific thermal energy consumption (MJ/kg-water evap.)
125	26.8	23.7	62	33.0	32.5	42.4	42.9	0.77	5.47
133	24.1	20.7	63	35.2	37.5	41.5	41.0	0.66	4.69
140	28.0	23.0	64	32.0	37.0	42.5	41.2	0.48	3.80

* Electricity multiplied by 2.6

fluidization technique by Taweerattanapanish *et al.* (1999)

From the test of rice colour of paddy samples dried by ambient air and vibro-fluidized bed dryer, it was found that average rice whiteness were 42.5

and 41.2, respectively (according to scale of whiteness measuring instrument type Kett C-300), with approximately 1.3 difference, as shown in detail in Figure 5.

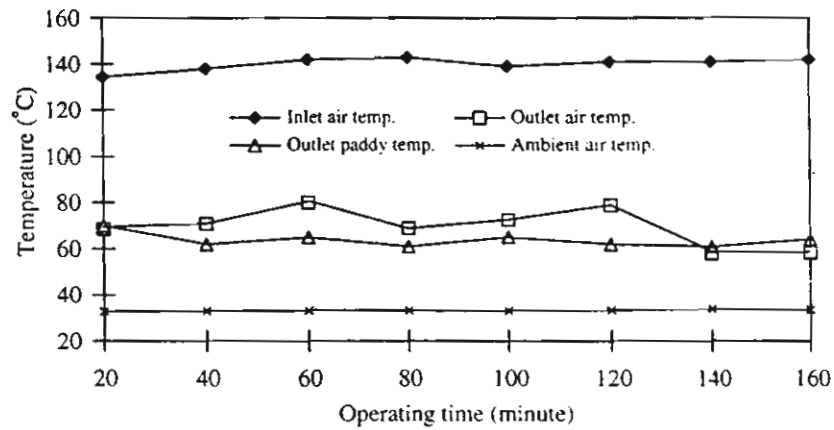


Figure 2 Temperature at various locations.

(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, inlet moisture content = 28.0 % d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, outlet moisture content = 23.0 % d.b.)

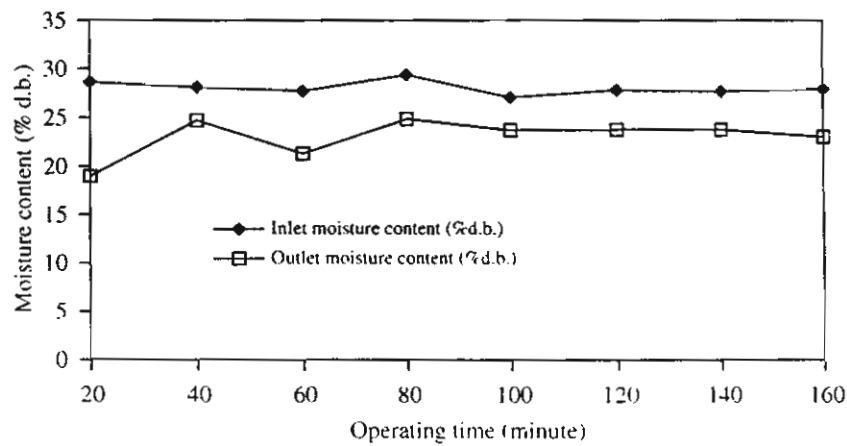


Figure 3 Inlet and outlet moisture content of paddy.

(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s)

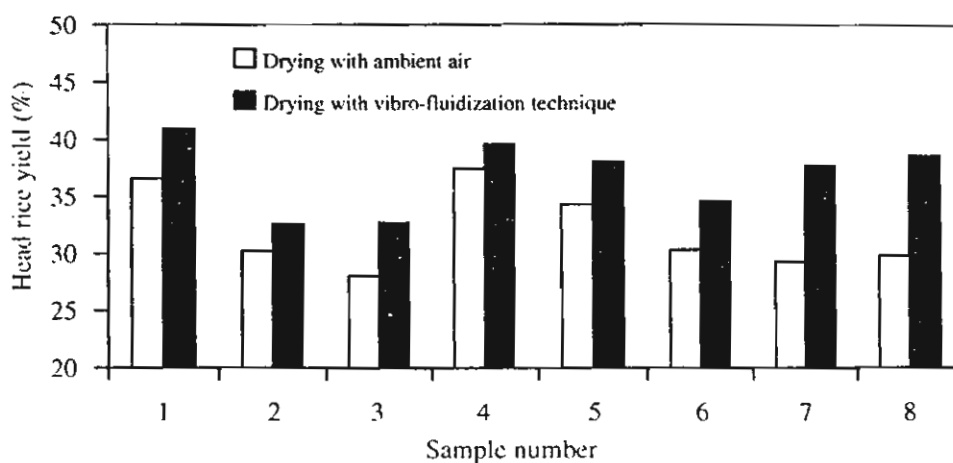


Figure 4 Comparison between head rice yield obtained from vibro-fluidized bed dryer and ambient air drying.

(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, inlet moisture content = 28.0 % d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, outlet moisture content = 23.0 % d.b.)

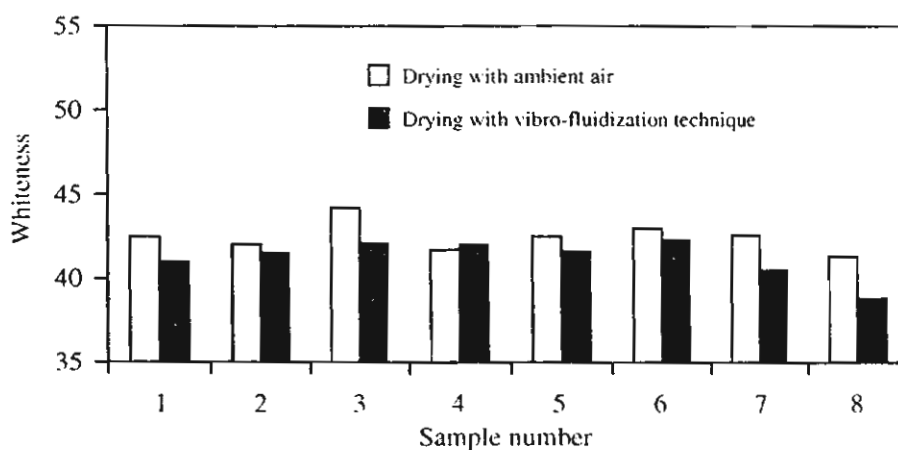


Figure 5 Comparison between rice whiteness obtained from vibro-fluidized bed dryer and ambient air drying.

(average inlet air temperature = 140°C, vibration intensity = 1, feed rate = 1.34 kg/s, inlet moisture content = 28.0 % d.b., bed height = 11.5 cm, bed velocity = 1.4 m/s, outlet moisture content = 23.0 % d.b.)

Specific energy consumption

In using vibro-fluidized bed dryer, total electrical power consumption was 9,646 W, divided into electrical power consumption of each component as follows:

1. Blower = 55.0 %
2. Vibrator = 10.4 %
3. Rotary feeder = 6.4 %
4. Rotary discharger = 7.1 %
5. Elevator = 13.0 %
6. Burner = 8.1 %

The result from the test of dryer showed that average primary energy consumption was 723.1 MJ/h, of which 87.6 MJ/h was primary energy in terms of electrical energy (multiplied by 2.6) and 635.5 MJ/h was primary energy in terms of thermal energy. Drying rate was 117.6 kg/h. Total average specific primary energy consumption was 6.15 MJ/kg-water evap., nearly the same value as that in case of paddy drying using fluidization technique without vibration. Electrical power of blower motor and vibrator motor was 55 % as compared to electrical power of blower motor used in paddy drying using fluidization technique without vibration Soponronnarit *et al.* (1998).

Cost analysis

The fabrication cost of vibro-fluidized bed dryer was 450,000 baht including labour cost and installing cost (US\$ 1 = 40 baht). Salvage value was defined at 10 % of fixed cost. Others costs were based on the results of testing dryer as follows: drying capacity 4.82 tons/h, initial and final moisture contents of paddy 28 and 23 % d.b., respectively. The dryer could evaporate water with a rate of 189.4 kg/h and the operating time of dryer was 90 days/year. The cost analysis was divided into two cases as follows: 1) In case of operating time of dryer 12 hours/day and 2) In case of operating time of dryer 24 hours/day. The results from cost analysis were as follows:

1) In case of operating time of dryer 12 hours/day: The total drying cost was 305,015 baht/year which was divided into fabrication cost 100,131 baht/year, diesel consumption cost 170,726 baht/year, electrical power cost 16,070 baht/year, maintenance cost 20,000 baht/year and salvage value 1,913 baht/year. Therefore, it was found that total drying cost was 59 baht/ton of paddy (1.50 baht/kg-water evap.) of which 19 baht/ton of paddy (0.5 baht/kg-water evap.) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evap.) was operating cost.

2) In case of operating time of dryer 24 hours/day: The total drying cost was 49.5 baht/ton of paddy (1.25 baht/kg-water evap.) of which 9.50 baht/ton of paddy (0.25 baht/kg-water evap.) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evap.) was operating cost.

CONCLUSION

In this research, a commercial-scale vibro-fluidized bed paddy dryer was tested. The operating conditions were as follows: paddy feed rate 4.82 tons/h, paddy bed height 11.5 cm, drying air flow rate 1.7 m³/s (1.9 kg/s), drying air velocity through bed 1.4 m/s, fraction of air recycled 0.85 and vibration intensity approximately 1 (frequency 7.3 Hz and amplitude 5 mm). In case of using average inlet air temperature of 140°C, it can be concluded as follows:

1) Vibro-fluidized bed dryer could reduce moisture content of paddy from average 28 % d.b. to 23 % d.b. Paddy temperature at drying chamber outlet was average 64°C.

2) The average percentage of head rice yield of paddy samples dried by ambient air, was 32. For paddy samples dried by vibro-fluidized bed dryer, the average percentage of head rice yield was 37, which was 5 % higher than that dried by ambient air.

3) The rice whiteness of paddy which dried by ambient air and vibro-fluidized bed dryer were approximately 42.5 and 41.2, respectively, according to scale of whiteness measuring instrument type Kett C-300.

4) Total average specific primary energy consumption was 6.15 MJ/kg-water evap.

5) Electrical power of fan motor and vibrator motor was approximately 55 % of the case of drying by fluidization technique without vibration.

6) From drying cost analysis, in case of operating time of dryer 12 hours/day (90 days/year), the total cost of drying was 59 baht/ton of paddy (1.50 baht/kg-water evap.) of which 19 baht/ton of paddy (0.5 baht/kg-water evap.) was fabrication cost and 40 baht/ton of paddy (1 baht/kg-water evap.) was operating cost (US\$ 1 = 40 baht).

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank to the Thailand Research Fund and Australian Center for International Agricultural Research for supporting this research, and to Rice Engineering Supply Co., Ltd. for her help in fabrication of the dryer.

LITERATURE CITED

- Han, W., B. Mai, and T. Gu. 1991. Residence time distribution and drying characteristics of a continuous vibro-fluidized bed. *Drying Technology* 9(1): 159-181.
- Ringer, D. and A.S. Mujumdar. 1982. Flow and immersed surface heat transfer in a vibro-fluidized bed, pp. 201-207. *In* Proceeding of Third International Symposium on Drying at McGill University, Montreal.
- Rysin, A.P. and A.S. Ginzburg. 1992. Theory and technology of food product drying in fluidized vibration bed, pp. 86-99. *In* Drying of Solids. International Science Publisher, New York.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakorn. 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology* 12(7): 1667-1686.
- Soponronnarit S., W. Rordprapat, and S. Wetchacama. 1998. Mobile fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology* 16(7): 1501-1513.
- Taweerattanapanish, A., S. Soponronnarit, S. Wetchacama, N. Kongseri, and S. Wongpiyachon. 1999. Effect of drying on head rice yield using fluidization technique. *Drying Technology* 17(1, 2): 345-353.

Received date : 12/04/00

Accepted date : 8/08/00

เตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลน สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก*

สมชาติ โสภณรณฤทธิ์**

ธนิต สวัสดิ์เสวี สมบูรณ์ เวชกามา***

อดิศักดิ์ ชูจินดา และ บุญเรือง ศรีสวัสดิ์****

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบ สร้าง และทดสอบเตาเผาแลกเปลี่ยนแบบไซโคลน สำหรับเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฐานก่อสร้างของไหลขนาด ๑๐ ตันต่อชั่วโมง เตาเผาแลกเปลี่ยนมีลักษณะเป็นทรงกระบอก เส้นผ่านศูนย์กลาง ๑.๓๗ เมตร สูง ๒.๗๕ เมตร แกลบและอากาศเข้าห้องเผาไหม้ในแนวสัมผัสและเกิดการหมุนในห้องเผาไหม้ จากการทดลองพบว่า ที่ความสูงของถ้ำบนตะแกรงขณะเผาไหม้ ๓๐, ๔๕, ๕๐ และ ๖๐ เซนติเมตร อัตราการป้อนแกลบ ๑๑๐-๑๓๖ กิโลกรัมต่อชั่วโมง อากาศส่วนเกินร้อยละ ๒๖๕-๓๕๐ อุณหภูมิของอากาศเผาไหม้อยู่ในช่วง ๕๒๓-๗๑๐ องศาเซลเซียส ประสิทธิภาพเชิงความร้อนของเตาทั้งระบบเพิ่มขึ้นตามปริมาณอากาศส่วนเกินโดยมีค่าร้อยละ ๕๗-๗๓ ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนมีค่าร้อยละ ๘๔-๘๗ ความสูงของถ้ำแกลบบนตะแกรงไม่มีผลต่อประสิทธิภาพของระบบ จากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ของการใช้เตาเผาแลกเปลี่ยนแทนหัวเผาน้ำมันดีเซลพบว่า สามารถคืนทุนได้ภายในระยะเวลา ๑,๒๐๐ ชั่วโมงทำงาน

ABSTRACT : CYCLONIC RICE HUSK FURNACE FOR PADDY DRYING*

Somchart Soponronnarit**

Thanit Swasdisevi and Somboon Wetchacama***

Adisak Chujinda and Boonrueng Srisawat****

* Paper presented at the Royal Institute, Bangkok, January 5, 2000.

** Fellow of the Royal Institute; Professor, School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi (KMUTT), Bangkok.

*** Lecturer, School of Energy and Materials, KMUTT, Bangkok.

**** Graduate student, School of Energy and Materials, KMUTT, Bangkok.

* บรรยายในการประชุมสำนักวิทยาศาสตร์ ราชบัณฑิตยสถาน เมื่อวันที่ ๕ มกราคม ๒๕๔๓

** ราชบัณฑิต ประเภทวิทยาศาสตร์ประยุกต์ สาขาวิชาวิศวกรรมศาสตร์ สำนักวิทยาศาสตร์; ศาสตราจารย์, คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

*** อาจารย์ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

**** อดิศักดิ์ศึกษาปริญญาโท คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี



The objectives of this research were to design, construct and test a rice husk furnace for fluidized bed paddy dryer with capacity of 10 tons/h. The furnace was cylindrical in shape with inner diameter of 1.37 m and height of 2.75 m. Air and rice husk entered to combustion chamber in tangential direction with vortex rotation. Experimental results showed that at heights of ash on grate 30, 45, 50 and 60 cm, rice husk feed rates 110–136 kg/h, excess air 265–350 %, combustion gas temperature was approximately 523–710° C. Thermal efficiency of the furnace system which increased with excess air was approximately 57–73 %, while carbon conversion efficiency was approximately 89–97 %. The height of ash on grate had no effect on the system performance. Economic analysis on application of rice husk furnace showed that payback period was 1200 hours when compared to diesel oil burner.

บทนำ

แกลบเป็นเชื้อเพลิงมวลชีวภาพชนิดหนึ่งที่สามารถนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงให้ความร้อนแทนน้ำมัน ซึ่งสามารถลดการนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศได้ ในโรงสีข้าวมีการนำแกลบมาใช้ในระบบหม้อต้มน้ำ ระบบเครื่องกำเนิดไฟฟ้า และระบบการอบแห้ง Singh *et al*^[๑] ออกแบบเตาเผาแกลบแบบไฮโคลนสำหรับใช้อบแห้งข้าวเปลือกจำนวน ๑ ตัน โดยสามารถลดความชื้นจากร้อยละ ๓๕ มาตรฐานแห้ง เหลือร้อยละ ๑๔ มาตรฐานแห้ง ประสิทธิภาพของเตาขึ้นอยู่กับอัตราการป้อนแกลบและอัตราการไหลของอากาศ เตามีประสิทธิภาพสูงสุดร้อยละ ๘๐ ที่อัตราการป้อนแกลบ ๒๐ กิโลกรัมต่อชั่วโมง และอัตราการไหลของอากาศ ๑๖๘ ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง Tumambing^[๒] ศึกษาเปรียบเทียบเตาเผาแกลบสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือก พบว่าเตาของ Padicor ซึ่งเป็นเตาที่ทำให้แกลบลอยโดยการไหลหมุน มี

ประสิทธิภาพการเผาไหม้สูงถึงร้อยละ ๘๘ Xuan *et al*^[๓] ศึกษาเตาเผา ๒ ชนิดคือ Inclined step-grate และ Vortex type เตาชนิดแรกมีห้องเผาไหม้รูปรางเป็นกล่อง ทำด้วยอิฐทนไฟอยู่ทางด้านล่าง ภายในห้องเผาไหม้มีแผ่นตะแกรงเอียงด้านบนเป็นอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนบรรจุภายในถึงทรงกระบอก อากาศที่ช่วยในการเผาไหม้ไหลเข้าด้านล่างของตะแกรงและเกิดการเผาไหม้แกลบที่หน้าตะแกรง อากาศร้อนในเตาถูกพัดลมดูดผ่านท่อออกไป เตาชนิดแรกมีประสิทธิภาพร้อยละ ๗๐ อัตราการใช้แกลบ ๒๐–๒๕ กิโลกรัมต่อชั่วโมง เตาชนิดที่ ๒ ประกอบด้วย ๒ ส่วน คือ ห้องเผาไหม้และระบบป้อนแกลบ เตามีรูปรางทรงกระบอก แกลบไหลเข้าห้องเผาไหม้พร้อมอากาศส่วนแรกในลักษณะเดียวกับไฮโคลนแกลบที่เผาไหม้จะตกลงด้านล่าง อากาศร้อนจะลอยขึ้นด้านบน อากาศในท่อลมส่วนที่ ๒ ถูกส่งมาในลักษณะไฮโคลนเช่นกัน สามารถ

ดักจับฝุ่นทำให้อากาศร้อนสะอาดขึ้นแล้ว ถูกดูดผ่านท่อออกไปใช้งาน เตาชนิดที่ ๒ มีประสิทธิภาพร้อยละ ๗๕ อัตราการใช้ แกลบ ๑๐-๑๒ กิโลกรัมต่อชั่วโมง

จากงานวิจัยที่ผ่านมาสรุปได้ว่า อากาศร้อนจากเตาเผาแกลบแบบไซโคลน สามารถนำมาประยุกต์ใช้เป็นแหล่งให้ความร้อนในกระบวนการต่าง ๆ ได้ ดังนั้น งานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษา ออกแบบ สร้าง และทดสอบเตาเผาแกลบแบบไซโคลน สำหรับใช้ผลิตความร้อนให้กับเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฐานก่อสภาพของไหล (fluidised bed) ขนาด ๑๐ ตันต่อชั่วโมง ที่ได้ทำการผลิตขายทั้งในและต่างประเทศตั้งแต่ พ.ศ. ๒๕๔๐ (Soponronnarit et al)^(๔)

อุปกรณ์และวิธีการ

ในการออกแบบเตาเผาแกลบแบบไซโคลน เริ่มจากการคำนวณหาความร้อนที่จะต้องให้กับเครื่องอบแห้งแบบฐานก่อสภาพของไหล จากนั้นคำนวณหาอัตราการป้อนแกลบ ในขั้นสุดท้ายคำนวณหาขนาดของห้องเผาไหม้จากสมการที่ (๑)

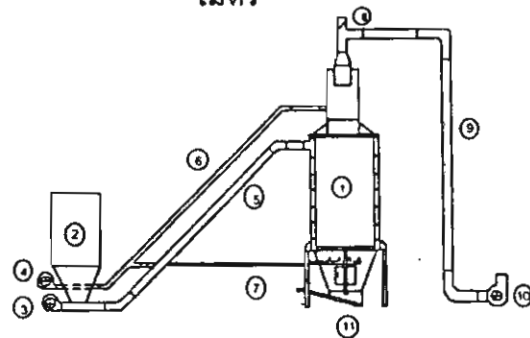
$$V = \frac{B \cdot Q_{wt}}{q_r} \quad (๑)$$

เมื่อ V คือ ปริมาตรห้องเผาไหม้ของเตาเผา, ลูกบาศก์เมตร

B คือ ปริมาณการเผาไหม้เชื้อเพลิงแกลบ, กิโลกรัมต่อชั่วโมง

Q_{wt} คือ ค่าความร้อนของแกลบ, กิโลจูลต่อกิโลกรัม

q_r คือ ภาวะความร้อนของเตา, (๕๖๐,๐๐๐-๑,๑๒๐,๐๐๐) กิโลจูลต่อชั่วโมงต่อลูกบาศก์เมตร



1. combustion chamber	2. rice husk hopper
3. Conveying fan of rice husk feeding system	
4. fan of secondary and tertiary air ducts	
5. primary air duct	6. secondary air duct
7. tertiary air duct	9. exit air duct
8. valve for controlling flow rate of ambient air	
10. suction blower	11. screw conveyor

รูปที่ ๑ Schematic diagram of rice husk furnace.

เมื่อได้ปริมาตรห้องเผาไหม้แล้วจึงกำหนดมิติของเตาเผา รูปที่ ๑ แสดงแผนภาพของระบบเตาเผาแกลบแบบไซโคลน ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก ๆ ดังนี้ ห้องเผาไหม้มีลักษณะเป็นโครงเหล็กทรงกระบอกเส้นผ่านศูนย์กลางภายนอก ๑.๗๖ เมตร สูง ๒.๗๕ เมตร หุ้มด้วยฉนวนกันความร้อน ๔ ชั้น ชั้นในสุดเป็นอิฐทนไฟ ชั้นที่ ๒ เป็นแผ่นเหล็ก ชั้นที่ ๓ เป็นใยแก้ว และชั้นนอกสุดเป็นแผ่นเหล็กวางอยู่บนขาตั้งเหล็กรูปตัวไอ (I-Beam) สูงจากพื้น ๑.๔ เมตร ด้านล่างมีตะแกรงขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๑.๓๗ เมตร หนา ๙.๕ มิลลิเมตร เจาะช่องขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๐.๐๑๒๗ เมตร จำนวน ๕๘๓ ช่องต่อตารางเมตร และมีใบปาดเก้ทำจากเหล็กหล่อขนาด ๕๐ x ๕๐ มิลลิเมตร

ยาว ๑.๑ เมตร ตรงกลางเจาะช่องใส่เพลลา ขนาด ๓๘ มิลลิเมตร ด้านบนห้องเผาไหม้มีทางเข้าของแกลบและอากาศปฐมภูมิ (primary air) เหนือห้องเผาไหม้เป็นโครงเหล็กทรงกระบอก มีเส้นผ่านศูนย์กลางภายในและภายนอก ๐.๘ และ ๐.๘๖ เมตร ตามลำดับ สูง ๑.๖ เมตร หุ้มด้วยฉนวนซีเมนต์ทนไฟและเหล็ก มีทางเข้าของอากาศทุติยภูมิ (secondary air) ด้านล่างห้องเผาไหม้เป็นห้องเก็บเถ้า มีสกรูดึงเถ้าออกโดยใช้มอเตอร์พร้อมเกียร์ทด และมีท่อลมของอากาศส่วนที่ ๓ (tertiary air duct) จ่ายลมเพื่อช่วยในการเผาไหม้ในส่วนของถังบรรจุแกลบ ด้านล่างมีระบบป้อนแกลบขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ขนาด ๐.๓๗ กิโลวัตต์ ๑ ตัว พร้อมเกียร์ทดต่ออยู่กับระบบป้อนอากาศปฐมภูมิ ซึ่งประกอบด้วยมอเตอร์พร้อมพัดลม ๑ ชุด ท่อส่งอากาศปฐมภูมิขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๐.๑๕๒ เมตร ในส่วนของระบบป้อนอากาศทุติยภูมิ ประกอบด้วย มอเตอร์พร้อมพัดลม ๑ ชุด ท่อส่งอากาศปฐมภูมิขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๐.๑๐๒ เมตร มีท่อแยกสำหรับอากาศส่วนที่ ๓ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๐.๐๗๖ เมตร ท่ออากาศส่วนที่ ๓ แยกออกเป็น ๔ ท่อ เข้าไปได้ตะแกรง ที่ปลายท่อจะมีช่องสำหรับกระจายลมทางด้านล่างของห้องเผาไหม้ ระบบดูดอากาศออกจากเตาประกอบด้วยพัดลมดูดอากาศขนาด ๑.๕ กิโลวัตต์ ๓ เฟส ๑ ชุด ท่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๐.๒๕๔ เมตร และมีวาล์วปรับปริมาณอากาศเข้ามาผสมอยู่ทางด้านบนของเตา

เครื่องมือวัดข้อมูลมีดังนี้ เครื่องวัดอุณหภูมิ ใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับเครื่องเก็บข้อมูล (data logger) ความแม่นยำ ± 1 องศาเซลเซียส มาตรกระแสนไฟฟ้าแบบคล้องสาย (clamp-on meter) ความแม่นยำร้อยละ ± 0.5 มาตรความดันของไหล (manometer) ขนาด ๐-๒๐๐ มิลลิเมตรปรอท ความแม่นยำ ± 0.1 มิลลิเมตรปรอท มาตรความชื้นสัมพัทธ์ (hygrometer) ขนาด ๐-๑๐๐ % ความแม่นยำร้อยละ ± 1 เครื่องชั่งน้ำหนักขนาด ๐-๕๐ กิโลกรัม ความถูกต้อง ± 200 กรัม เครื่องมือวิเคราะห์สารองค์ประกอบของแก๊สเผาไหม้ คือ O_2 , CO , NO_2 , SO_2 (ช่วงอุณหภูมิ ๐-๖๐๐ องศาเซลเซียส ความถูกต้อง ± 3 องศาเซลเซียส, CO ความถูกต้อง ± 20 ppm, O_2 ความถูกต้องร้อยละ ± 0.3)

วิธีการทดลองเริ่มจากวัดปริมาณอากาศปฐมภูมิ อากาศทุติยภูมิ และอากาศส่วนที่ ๓ ในท่อ ให้ได้ตามที่กำหนด และชั่งน้ำหนักแกลบที่จะใช้ในการทดลอง จากนั้นป้อนแกลบเข้าไปในเตาให้ได้ความสูงตามต้องการ ใช้น้ำมันเบนซินและกระดาษเป็นจุดจุดเชื้อเพลิงครั้งแรกและเปิดพัดลมหมายเลข ๔ และ ๑๐ เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ ๑๐-๑๕ นาที เปิดพัดลมหมายเลข ๓ พร้อมกับเปิดชุดควบคุมการป้อนแกลบและใบปาด โดยตั้งอุณหภูมิชุดควบคุมไว้ที่ ๓๒๕ องศาเซลเซียส ให้เครื่องวัดอุณหภูมิอ่านค่าทุก ๓ นาที และเครื่องวัดปริมาณแก๊สอ่านค่าทุก ๑๐ นาที และอ่านค่าความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศโดยใช้มาตรความชื้นสัมพัทธ์อ่านค่า

อุณหภูมิกระเปาะแห้ง กระเปาะเปียก และ
อุณหภูมิล้อมรอบ เมื่อทำการทดลองตาม
กำหนดเวลา ให้หยุดระบบป้อนแก๊สและ
ปิดพัดลมหมายเลข ๓ และ ๔ ส่วนหมายเลข

๑๐ เปิดไว้ให้ดูอากาศร้อนในเตาออกให้
หมดแล้วจึงปิด ชั่งน้ำหนักเข้าแก๊ส และ
เก็บตัวอย่างไปวิเคราะห์

ประสิทธิภาพของเตาเผาแก๊ส

ประสิทธิภาพของเตาเผาแก๊สสามารถคำนวณได้จากสมการ

$$\eta_r = \frac{m_a c_p (T_2 - T_1)}{m_f \text{ HHV}} \times 100 \quad (2)$$

เมื่อ	η_r	คือ	ประสิทธิภาพของเตาเผาแก๊ส, ร้อยละ
	m_a	คือ	อัตราการไหลของอากาศ (อากาศที่ใช้ในการเผาไหม้และ อากาศที่นำมาผสมกับแก๊สเผาไหม้), กิโลกรัมต่อชั่วโมง
	c_p	คือ	ความจุความร้อนจำเพาะของอากาศ, กิโลจูลต่อกิโลกรัม- เคลวิน
	T_1	คือ	อุณหภูมิล้อมรอบ, เคลวิน
	T_2	คือ	อุณหภูมิที่ทางออกของระบบ, เคลวิน
	m_f	คือ	อัตราการป้อนแก๊ส, กิโลกรัมต่อชั่วโมง
	HHV	คือ	ค่าความร้อนสูงของเชื้อเพลิงแก๊ส, กิโลจูลต่อกิโลกรัม

ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน (Carbon Conversion Efficiency)

$$\eta_c = \frac{c_h - c_a}{c_h} \times 100 \quad (3)$$

ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนสามารถคำนวณได้จากสมการ

เมื่อ	η_c	คือ	ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน, ร้อยละ
	c_a	คือ	ร้อยละของคาร์บอนในแก๊ส × น้ำหนักแก๊ส, กิโลกรัม
	c_h	คือ	ร้อยละของคาร์บอนในแก๊ส × น้ำหนักแก๊ส, กิโลกรัม

ผลและวิจารณ์

จากการทดลองการเผาไหม้แก๊สโดยใช้เตาเผาแบบไซโคลน สามารถแสดงผล
แต่ละกรณีได้ดังนี้

การกระจายลมในท่อส่วนที่ ๓

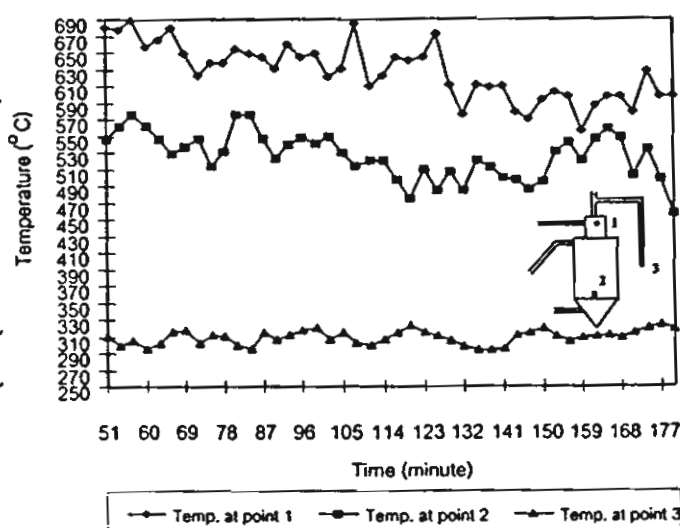
ตารางที่ ๑ และ ๒ แสดงประสิทธิภาพของเตาและการเผาไหม้คาร์บอนที่ความสูงของเตาต่าง ๆ กรณีมีท่อกระจายลมด้านล่างตะแกรงจำนวน ๔ ท่อ จากการทดลองที่ ๑/๙๗, ๒/๙๗, ๓/๙๗ และ ๔/๙๗ ที่ความสูงของเตาบนตะแกรง ๓๐, ๔๕, ๕๐, ๖๐ เซนติเมตร พบว่าประสิทธิภาพของเตาอยู่ในช่วงร้อยละ ๕๗-๕๙ ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนมีค่าร้อยละ ๙๓, ๙๕, ๙๖ และ ๙๗ ตามลำดับ ตารางที่ ๔ และ ๕ แสดงประสิทธิภาพของเตาและการเผาไหม้คาร์บอน ที่ความสูงของเตาบนตะแกรง ๓๐, ๔๕, ๕๐ และ ๖๐ เซนติเมตร กรณีมีท่อกระจายลมด้านล่างตะแกรงจำนวน ๑ ท่อ จากการทดลองที่ ๑/๙๖, ๒/๙๖, ๓/๙๖, ๔/๙๖ พบว่า ประสิทธิภาพของเตาอยู่ในช่วงร้อยละ ๕๘-๖๓ ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนมีค่าร้อยละ ๘๘, ๙๓, ๙๕ และ ๙๐

ตามลำดับ สรุปได้ว่า การกระจายลมในท่อส่วนที่ ๓ ไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนและประสิทธิภาพเตา

อากาศส่วนเกิน

จากผลการทดลอง ดังแสดงในตารางที่ ๑ พบว่า เมื่อใช้อากาศส่วนเกินในการเผาไหม้ร้อยละ ๒๖๐-๒๘๐ (การทดลองที่ ๑/๙๗-๔/๙๗) ประสิทธิภาพของเตาและการเผาไหม้คาร์บอนจะอยู่ในช่วงร้อยละ ๕๘-๕๙ และ ๙๓-๙๗ ตามลำดับ เมื่อเพิ่ม

ปริมาณอากาศส่วนเกินในการเผาไหม้เป็นร้อยละ ๓๔๒-๓๕๐ (การทดลองที่ ๕/๙๗-๗/๙๗) ประสิทธิภาพของเตาและการเผาไหม้คาร์บอนสูงขึ้นเป็นร้อยละ ๗๐-๗๓ และ ๙๕-๙๗ ตามลำดับ อากาศส่วนเกินที่เพิ่มขึ้นมีผลมาจากการลดอัตราการป้อนแกลบสรุปได้ว่า สภาวะเงื่อนไขการเผาไหม้ที่เหมาะสมที่สุดคือ ความสูงของเตา บนตะแกรง ๕๐ เซนติเมตร อัตราการป้อนแกลบ ๑๑๐ กิโลกรัมต่อชั่วโมง อากาศส่วนเกินในการเผาไหม้ร้อยละ ๓๕๐ อุณหภูมิเผาไหม้ในเตาเฉลี่ย ๖๒๘ องศาเซลเซียส มีคาร์บอนที่เหลือในเถ้าร้อยละ ๕.๕ ได้ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนร้อยละ ๙๖ และประสิทธิภาพของเตาร้อยละ ๗๓ การกระจายอุณหภูมิภายในเตาเผาแกลบที่ความสูงของเตาบนตะแกรง ๕๐ เซนติเมตรแสดงในรูปที่ ๒



รูปที่ ๒ Relationship between temperature and time in rice husk furnace at height of ash on grate 50 cm (experiment no. 7/97).

ความสูงของเถาบนตะแกรงขณะเผาไหม้

ความสูงของเถาบนตะแกรงขณะเผาไหม้ไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของเตาเผาถ่านมากนัก ดังแสดงในตารางที่ ๔

การเพิ่มอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้ในท่อลมส่วนที่ ๓

การเพิ่มอากาศที่ช่วยในการเผาไหม้ในท่อลมส่วนที่ ๓ จากทางด้านล่างมากเกินไป มีผลทำให้การเผาไหม้ไม่สมบูรณ์เนื่องจากปริมาณอากาศที่เพิ่มขึ้นทำให้เถาบางส่วนที่ติดอยู่ที่ช่องตะแกรงหลุดออกทำให้ช่องตะแกรงมีขนาดใหญ่ขึ้น ส่งผลให้เกลบที่กำลังเผาไหม้อยู่บนตะแกรงตกลงมาด้านล่างก่อนที่จะเผาไหม้หมด ทำให้ปริมาณคาร์บอนที่เหลือจากการเผาไหม้สูงขึ้น ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนจึงต่ำลง ดังแสดงในตารางที่ ๑ และ ๒ (เปรียบเทียบระหว่างการทดลอง ที่ ๖/๙๗ กับ ๑๑/๙๗)

ผลการวิเคราะห์เกลบและเถา

ผลที่ได้จากการนำตัวอย่างเกลบและเถาในการทดลองเผาไหม้ไปวิเคราะห์ที่กรมวิทยาศาสตร์บริการกระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม ได้ผลดังนี้

ผลจากการวิเคราะห์ตัวอย่างเกลบพบว่า มีสารองค์ประกอบทางเคมี คิดเป็นร้อยละโดยมวลดังนี้ ธาตุคาร์บอนร้อยละ ๓๙.๐, ไฮโดรเจนร้อยละ ๕.๔, ออกซิเจนร้อยละ ๔๐.๓, ไนโตรเจนร้อยละ ๐.๑๔, กำมะถันร้อยละ ๐.๐๔, และเถาร้อยละ ๑๕.๑ มีความชื้นร้อยละ ๘.๑๐ และค่าความร้อน

(calorific value) = ๓,๕๖๖ แคลอรีต่อกรัม

ผลจากการวิเคราะห์เถาเกลบจากการทดลองเผาไหม้แต่ละครั้งจำนวน ๑๒ ตัวอย่าง พบว่า มีคาร์บอนที่เหลือจากการเผาไหม้อยู่ที่ ๙.๙, ๗.๕, ๕.๙, ๔.๔, ๗.๐, ๔.๙, ๕.๕, ๑๓.๔, ๑๔.๘, ๒๘.๗, ๒๖.๓ และ ๒๒.๘ ตามลำดับ จากผลการวิเคราะห์พบว่า ปริมาณคาร์บอนที่เหลือจากการเผาไหม้สูงขึ้น เนื่องจากการเพิ่มอัตราการไหลของอากาศในท่อลมของอากาศส่วนที่ ๓ ดังแสดงในตารางที่ ๑ เมื่อปริมาณอากาศในท่อสูงขึ้นทำให้เกลบที่กำลังเผาไหม้ตกลงมาด้านล่างของตะแกรง เนื่องจากปริมาณอากาศที่สูงเกินไปทำให้เถาที่เกาะติดอยู่ตามช่องตะแกรงหลุดออก ทำให้ช่องกว้างขึ้น เกลบที่กำลังเผาไหม้อยู่ด้านบนชั้นเกลบถูกหมุนพลิกด้วยใบพัดตกลงมาในขณะที่ยังลุกไหม้ไม่หมด ส่งผลให้มีปริมาณคาร์บอนเหลือจากการเผาไหม้มากขึ้น ทำให้ประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอนต่ำลง

ความสิ้นเปลืองพลังงาน

ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าในอุปกรณ์แต่ละตัวของเตาเผาถ่านมีดังนี้ พัดลมเป่าอากาศปฐมภูมิ ๑.๒๕ กิโลวัตต์ พัดลมเป่าอากาศทุติยภูมิและอากาศส่วนที่ ๓ ๑.๑๘ กิโลวัตต์ พัดลมดูดอากาศออก (suction blower) ๘.๓๖ กิโลวัตต์ มอเตอร์ใบพัดเถา ๑.๗๙ กิโลวัตต์ มอเตอร์ระบบป้อนเกลบ ๐.๖๖ กิโลวัตต์ มอเตอร์สกรูดึงเถาออก ๐.๗๒ กิโลวัตต์ รวมอัตราการใช้ไฟฟ้าที่ใช้ทั้งหมดเท่ากับ ๑๓.๙๖ กิโลวัตต์ ซึ่งสามารถนำมาเปรียบเทียบกับพลังงาน

ความร้อนที่ได้จากเตาเผา โดยเปรียบเทียบ
อัตราการใช้ไฟฟ้าในรูปพลังงานปรมาณู ซึ่งมีค่าเท่ากับอัตราการใช้ไฟฟ้าคูณด้วยค่า
แฟกเตอร์ ๒.๖ กับพลังงานความร้อนที่ได้
จากการเผาไหม้ เมื่อเทียบเป็นร้อยละ
ของความร้อนที่ได้จากเตาเผาพบว่า อัตรา
การใช้ไฟฟ้าในรูปพลังงานปรมาณูมีค่า
ประมาณร้อยละ ๗ ของอัตราการผลิตความ
ร้อนจากเตาเผาแกลบ ดังแสดงในตารางที่ ๓

การวิเคราะห์ค่าใช้จ่าย

ปัจจุบันเตาเผาแกลบแบบไซโคลน
สามารถประยุกต์ใช้งานกับเครื่องอบแห้ง
แบบฐานก่อสร้างของไหลขนาด ๑๐ ตัน
ต่อชั่วโมงได้โดยมีบริษัทเอกชนผลิตขายไป
แล้วกว่า ๒๐ เครื่อง สรายุทธ์ สมิตะโยธิน^๔
ได้ศึกษาและวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการอบ
แห้งข้าวเปลือกโดยเครื่องอบแห้งแบบฐาน
ก่อสร้างของไหล กรณีที่นำเตาเผาแกลบ
แบบไซโคลนมาใช้เป็นแหล่งผลิตความร้อน
แทนหัวเผา น้ำมันดีเซล เงื่อนไขในการ
วิเคราะห์มีดังนี้ ราคาของเครื่องอบแห้งไม่
รวมหัวเผา น้ำมันดีเซล ๘๐๐,๐๐๐ บาท
ราคาหัวเผา น้ำมันดีเซล ๕๐,๐๐๐ บาท
ราคาเตาเผาแกลบแบบไซโคลน ๔๐๐,๐๐๐
บาท มูลค่าซากของเครื่องอบแห้งและเตา
เผาแกลบร้อยละ ๑๐ ของราคาขาย อายุ
การใช้งานเครื่องอบแห้ง ๑๐ ปี อายุการใช้
งานเตาเผาแกลบ ๕ ปี ค่าบำรุงรักษาเครื่อง
อบแห้งและเตาเผาแกลบร้อยละ ๕ ของ
ราคาขาย อัตราดอกเบี้ยเงินกู้ร้อยละ ๑๒
ต่อปี ราคาแกลบ ๑๐๐ บาทต่อตัน ราคา
แกลบ ๑๕๐ บาทต่อตัน ราคาน้ำมัน
ดีเซล ๔.๕๔ บาทต่อลิตร อัตราค่า

ไฟฟ้า ๑.๗๘ บาทต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ค่า
ปรับปรุงต้นทุนการผลิต (Ft) ๐.๓๓ บาท
ต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง ภาษีมูลค่าเพิ่มร้อยละ ๗
ระยะเวลาการทำงาน ๒,๔๐๐ ชั่วโมงต่อปี
อัตราการป้อนแกลบ (กรณีใช้เตาแกลบ)
เฉลี่ย ๑๔๒ กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราการผลิต
แกลบ ๓๕ กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตรา
การใช้ น้ำมันดีเซล (กรณีใช้หัวเผา น้ำมัน
ดีเซล) ๓๘.๑ ลิตรต่อชั่วโมง ปริมาณการ
ใช้ไฟฟ้าของเครื่องอบแห้งเฉลี่ย ๒๕ กิโล-
วัตต์ ปริมาณการใช้ไฟฟ้าของเตาเผาแกลบ
เฉลี่ย ๔ กิโลวัตต์ อัตราการระเหยน้ำเฉลี่ย
๒๘๑ และ ๓๑๖ กิโลกรัมต่อชั่วโมงสำหรับ
กรณีใช้เตาเผาแกลบและกรณีใช้หัวเผา
น้ำมันดีเซลตามลำดับ

จากเงื่อนไขที่กำหนด สามารถ
คำนวณหาค่าใช้จ่ายในการอบแห้งข้าว
เปลือกโดยเครื่องอบแห้งแบบฐานก่อสร้าง
ของไหลที่ใช้เตาเผาแกลบได้ดังนี้ ค่าใช้
จ่ายรวม ๐.๘๓ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย
ค่าเครื่องอบแห้งและเตาเผาแกลบ ๐.๓๘
บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย ค่าแกลบ ๐.๐๕
บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย ค่าไฟฟ้า ๐.๒๔
บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย และค่าบำรุง
รักษา ๐.๑๐ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย
สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเครื่อง
อบแห้งแบบฐานก่อสร้างของไหลที่ใช้หัว
เผา น้ำมันดีเซล มีค่าใช้จ่ายดังนี้ ค่าใช้จ่าย
รวม ๑.๖๑ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย ค่า
เครื่องอบแห้ง และหัวเผา น้ำมันดีเซล ๐.๑๔
บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย ค่า น้ำมันดีเซล
๑.๑๗ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย ค่าไฟฟ้า
๐.๑๔ บาท ต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย และ

คำบำรุงรักษา ๐.๐๖ บาทต่อกิโลกรัมน้ำที่
ระเหย

จากการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์
ระยะเวลาคืนทุนของเตาเผาแบบ
ไซโคลนเมื่อเปรียบเทียบกับหัวเผาน้ำมัน
ดีเซลพบว่า สามารถคืนทุนได้ภายในระยะ
เวลา ๑,๒๐๐ ชั่วโมงทำงาน

สรุป

๑. อากาศส่วนเกินที่ใช้ในการเผา
ไหม้มีผลต่อประสิทธิภาพของเตาเผาแบบ
เมื่ออากาศส่วนเกินเพิ่มขึ้นจากร้อยละ ๒๖๐
เป็นร้อยละ ๓๕๐ ประสิทธิภาพของเตาเพิ่ม
จากร้อยละ ๕๗ เป็นร้อยละ ๗๓

๒. การกระจายลมในท่อส่วนที่ ๓ มี
ผลกระทบไม่ชัดเจนต่อประสิทธิภาพการ
เผาไหม้คาร์บอน และประสิทธิภาพของเตา

๓. ความสูงของเตาในช่วง ๐.๓-๐.๖
เมตร ไม่ส่งผลให้ประสิทธิภาพของเตาเผา
แบบเปลี่ยนแปลงมากนัก

๔. อัตราการไหลของอากาศที่ช่วย
ในการเผาไหม้จากด้านล่างของตะแกรงมี
ผลต่อประสิทธิภาพการเผาไหม้คาร์บอน ถ้า

อัตราการไหลของอากาศสูงจะทำให้กลับ
ที่กำลังเผาไหม้ตกลงผ่านรูตะแกรงได้เร็วขึ้น
ทำให้การเผาไหม้ไม่สมบูรณ์และเหลือ
ปริมาณคาร์บอนในเตาสูง

๕. เตาเผาแบบมีประสิทธิภาพ
ของเตาสูงสุดร้อยละ ๗๓ ที่อากาศส่วนเกิน
ร้อยละ ๓๕๐

๖. จากการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายทาง
ด้านเศรษฐศาสตร์พบว่า เมื่อใช้เตาเผาแบบ
ไซโคลนเป็นเครื่องผลิตความร้อนแทน
หัวเผา น้ำมันดีเซลจะสามารถคืนทุนได้
ภายในระยะเวลา ๑,๒๐๐ ชั่วโมงทำงาน

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงาน
กองทุนสนับสนุนการวิจัย (สกว.) และ Aus-
tralian Centre for International Agricultural
Research ที่สนับสนุนการวิจัย ขอขอบคุณ
บริษัทโรชีเอ็นจิเนียริงซัพพลาย จำกัด ที่
ช่วยจัดสร้างต้นแบบเตาเผาแบบ
ไซโคลน และเจ้าหน้าที่กองเกษตรวิศวกรรม
ทุกท่าน ที่ให้ความช่วยเหลือในด้านสถานที่และคำแนะนำ.

Table 1 Efficiency of rice husk furnace (experiment in 1997).

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct ($\phi = 0.152$ m) (kg/s)	Air flow rate in secondary duct ($\phi = 0.102$ m) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct ($\phi = 0.076$ m) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient air temperature (°C)	Temperature in furnace (°C)	Exit air Temperature (°C)	Efficiency of furnace (%)
1/97	30	135	0.627	0.400	0.178	0.048	265	34	531	304	58
2/97	45	133	0.627	0.400	0.178	0.048	270	34	530	302	58
3/97	50	136	0.625	0.398	0.178	0.048	260	35	523	304	57
4/97	60	130	0.628	0.401	0.179	0.048	280	33	554	301	59
5/97	30	110	0.628	0.401	0.179	0.048	350	33	571	299	70
6/97	45	112	0.628	0.401	0.179	0.048	342	33	568	306	70
7/97	50	110	0.626	0.400	0.178	0.048	350	34	628	310	73
8/97	50	111	0.621	0.400	0.161	0.060	342	34	710	311	72
9/97	50	125	0.619	0.400	0.149	0.070	294	34	598	301	62
10/97	30	133	0.676	0.398	0.178	0.099	299	35	502	297	57
11/97	45	125	0.674	0.397	0.177	0.099	323	36	566	297	60
12/97	50	136	0.674	0.397	0.177	0.099	289	36	527	295	54

* Mixed air between combustion air and ambient air

** Increasing air flow rate in tertiary duct

Table 2 Carbon conversion efficiency of rice husk furnace (experiment in 1997).

Experiment no	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O ₂ value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency measured (%)
1/97	39	9.9	318	84	1025-1869	17.4-18.6	93	93
2/97	39	7.5	288	70	1129-1999	17.2-18.7	93	95
3/97	39	5.9	320	75	142-1732	17.4-18.4	94	96
4/97	39	4.4	254	60	1083-1982	17.0-19.1	95	97
5/97	39	7.0	259	62	1253-1946	17.9-18.9	96	95
6/97	39	4.9	253	60	1204-1832	17.4-18.4	98	97
7/97	39	5.5	237	53	200-1803	17.4-18.4	96	96
8/97	39	13.4	250	58	1200-1993	17.4-18.4	90	92
9/97	39	14.8	262	74	1232-1879	17.5-18.6	87	89
10/97	39	28.7	320	83	1230-1896	17.4-18.4	81	81
11/97	39	26.3	289	74	1235-1999	17.4-19.0	83	82
12/97	39	22.8	320	79	1260-1988	17.2-18.7	85	85

- Low values of NO₂ and SO₂ (NO₂ : 1-12 ppm, SO₂ 1-20 ppm)

Table 3 Electricity consumption (experiment in 1997).

Experiment no.	Feed rate of rice husk (kg/h)	Electricity consumption rate (kW)	Electricity consumption rate in terms of primary energy* (kW)	Heat production rate of rice husk furnace (kW)
1/97	135	13.96	36.30	559.68
2/97	133	13.96	36.30	551.40
3/97	136	13.96	36.30	563.83
4/97	130	13.96	36.30	538.95
5/97	110	13.96	36.30	456.04
6/97	112	13.96	36.30	464.33
7/97	110	13.96	36.30	456.04
8/97	111	13.96	36.30	460.20
9/97	125	13.96	36.30	518.23
10/97	133	13.96	36.30	551.40
11/97	125	13.96	36.30	518.23
12/97	136	13.96	36.30	563.83

* Multiple by factor 2.6

Table 4 Efficiency of rice husk furnace at various height of ash (experiment in 1996).

Experiment no.	Height of ash (cm)	Feed rate of rice husk (kg/h)	Air flow rate for combustion (kg/s)	Air flow rate in primary duct (Ø=0.152 m) (kg/s)	Air flow rate in secondary duct (Ø=0.102 m) (kg/s)	Air flow rate in tertiary duct (Ø=0.051 m) (kg/s)	Excess air (%)	Ambient air temperature (°C)	Exit air temperature (°C)	Furnace efficiency (%)
1/96	30	127	0.626	0.400	0.178	0.048	287	34.5	294	62
2/96	45	133	0.626	0.400	0.178	0.048	269	34.5	296	59
3/96	50	126	0.628	0.401	0.179	0.048	290	33	296	63
4/96	60	143	0.631	0.402	0.180	0.049	245	32	297	58

Table 5 Carbon conversion efficiency of rice husk furnace at various height of ash (experiment in 1996).

Experiment no.	Height of ash (cm)	Carbon in rice husk (%)	Carbon in ash (%)	Rice husk Consumption (kg)	Ash (kg)	CO value (ppm)	O ₂ value (%)	Carbon conversion efficiency obtained from carbon balance (%)	Carbon conversion efficiency measured (%)
1/96	30	36.8	19.3	381	101.0	1300-1600	18	87	88
2/96	45	36.8	12.6	399	93.0	1700-1800	18	95	93
3/96	50	36.8	24.8	378	102.5	1600-1900	18	83	85
4/96	60	36.8	14.9	429	108.0	1000-1800	18	94	90

- Low values of NO₂ and SO₂ (NO₂ : 30-60 ppm, SO₂ 3 -20 ppm)

เอกสารอ้างอิง

๑. Singh R, Maherhweri RC, Ojha TP. Development of husk fired furnace. The British Society for Research in Agricultural Engineering, India, 1980; 109-120.
๒. Tumambling JA. Testing and evaluation of rice hull-fed furnaces for grain drying. National Post Harvest Institute for Research and Extension, 1984; 197-214.
๓. Xuan NV, Vinh T, Anh PT, Hien P. Development of rice husk furnaces for grain drying. Proceeding of the International Conference on Grain Drying in Asia, 17-20 October 1995, Bangkok, Thailand, 109-120.
๔. Soponronnarit S, Prachayawarakorn S, Wangi M. Commercial fluidized bed paddy dryer. Proc. 10th International Drying Symposium (IDS'96), Krakow, Poland, 30 July-2 August 1996; A : 638-644.
๕. สรยุทธ์ สมิตะโยธิน. การทดสอบเปรียบเทียบการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคฟลูอิดไอเซชันที่ใช้ความร้อนจากเตาเผาถ่านและหัวเผาน้ำมันดีเซล, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเทคโนโลยีการจัดการพลังงาน มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, ๒๕๔๒.



Parameters for Mango Glace' Drying Simulation

Somboon Wetchacama, Somchart Soponronnarit,
Thanit Swasdisevi and Sakrin Ratsie

ABSTRACT

The objective of this research was to investigate parameters affecting drying rate of mango glace', *i.e.*, diffusion coefficient, equilibrium moisture content, specific heat and density of mango glace'. The equilibrium moisture content was determined by static method at temperature of 45-70°C and relative humidity of 10-90%. Saturated salt solutions and an oven were used for controlling relative humidity and temperature, respectively. It was found that equilibrium moisture content decreased with temperature for relative humidity ranging from 10-60%. The BET equation was found accurate to describe the experimental results. The results obtained from drying experiment indicated that diffusion coefficient increased exponentially with drying temperature. It was further found that density and specific heat of mango glace' decreased and increased linearly with moisture content, respectively.

Key words: BET equation, diffusion coefficient, fruit drying, mango glace', saturated salt

INTRODUCTION

At present, there are many kinds of fruit in Thailand, which are high requirement for both domestic and export markets. However, there is still problem about fruit storage. Fruit drying is an important approach for solving the problem, as dried fruit can be stored in warehouse for long time. Fruit drying analysis is an important method to determine the suitable conditions for reducing drying cost and maintaining product qualities.

Acharyaviriya and Soponronnarit (1990) studied drying parameters and developed mathematical model of papaya glace' drying. It was found that BET equation (Brunauer *et al.* 1938) was accurate to describe the experimental results of equilibrium moisture content of papaya

glace'. A mathematical equation used for predicting diffusion coefficient was accurate to describe at temperature ranging from 40-80°C. From the experimental results of density and specific heat of papaya glace', it was found that both of these increased linearly with moisture content. Nuimeem *et al.* (1993) studied the optimum strategy for pineapple glace' drying. It was found that the appropriate operating parameters were as follows: drying air temperature of approximately 65°C, specific air flow rate of 11 kg-dry air/h kg-dry pineapple glace' and air recycle of approximately of 75%. The product quality was good and energy consumption reduced. Teanchai and Soponronnarit (1991) studied parameters to evaluate and analyse pineapple glace' drying. It was found that Iglesias equation (Iglesias *et al.*, 1975) could describe in

accordance with experimental results of equilibrium moisture content of pineapple glaze'. The experimental conditions were as follows: drying temperature of 45-70°C and moisture content of 10-80% dry basis. It indicated that diffusion coefficient increased exponentially with drying temperature. It was further found that density and specific heat of pineapple glaze' increased linearly with moisture content.

All fundamental properties such as equilibrium moisture content, diffusion coefficient, specific heat and densities of mango glaze' were therefore to investigate and determine in order to use for the mango glaze' drying simulation.

MATERIALS AND METHODS

To determine equilibrium moisture content of mango glaze', the samples were cut into thin pieces (thickness about 2-3 mm) and placed on wire net hanging in five bottles which contained saturated salt solution of KNO₃, NaCl, Mg(NO₃)₂·6H₂O, MgCl₂·6H₂O and LiCl. After that, placed the five bottles of samples in an oven. The experimental conditions were as follows: oven temperature of 45-70°C and testing time was approximately 14 days. Finally, took the samples out of bottles to determine equilibrium moisture content.

To determine diffusion coefficient of mango glaze', the samples were cut into dimension of 1×1×0.5 cm³ and placed in a dryer which drying temperature and air flow rate could be controlled. The experimental conditions were as follows: drying temperature of 45-70°C, drying air velocity of 0.6 m/s and moisture content after drying was approximately 15% dry basis.

To determine specific heat of mango glaze', the samples were cut into thin pieces (thickness about of 3 - 4 mm). Measured the specific heat by calorimeter at moisture content of 10-60% dry

basis.

To determine density of mango glaze', the samples were cut into small rectangular pieces. Weighed the samples and measured the dimension by a vernier to calculate volume and density. The moisture content of mango glaze' in this experiment was in range of 10-50% dry basis.

To determine moisture content of mango glaze', the samples were placed in an oven at constant temperature of 103°C for 72 hours. The temperature was measured by K-type thermocouple, connected to a data logger with an accuracy of ± 1° C.

RESULTS AND DISCUSSION

The BET equation (Brunauer *et al.*, 1938) was employed for the regression analysis. It is written as follows:

$$\frac{RH}{(1-RH)M_{eq}} = \frac{1}{M_m C} + \frac{(C-1)}{(M_m C)RH} \quad (1)$$

Where RH = relative air humidity, fraction

M_{eq} = equilibrium moisture content of mango glaze', % dry basis

M_m and C were depended on drying air temperature (T) as follows:

$$M_m = 21.443 \exp(-0.015175T)$$

$$C = 6738.6 \exp(-0.13443T)$$

It was found that the BET equation could describe in accordance with experimental results, as shown in Figure 1. From the study on the effect of air temperature and relative humidity on equilibrium moisture content of mango glaze' as shown in Figure 2, it was found that if air temperature increased, equilibrium moisture content decreased at relative humidity from 10-60%. It was because when air temperature increased, vapour pressure of

mango glace' increased, causing equilibrium moisture content decrease. On the other hand, when relative humidity was higher than 60%, equilibrium moisture content increased. At higher range of relative humidity, the effect of sugar content was more significant. The vapour was absorbed more. Figure 3 shows the comparison among equilibrium moisture content of mango glace' with sugar concentration of 60°Brix, papaya glace' (Acharyaviriya and Soponronnarit, 1990) and pineapple glace' (Teanchai and Soponronnarit, 1991) with sugar concentration of 70°Brix. The BET equation was used to calculate equilibrium moisture contents of these fruit glace'. It was found that at air temperature of 45-70°C, equilibrium moisture isotherm lines of mango and papaya glace' were nearly the same values, but those of mango and pineapple glace' were different. It was because the internal structures of each kind of fruit were different.

From the experiment on the diffusion coefficient of mango glace' at air temperature of 45-70°C, the regression equation technique was used to analyze experimental results. It was found that the relationship between diffusion coefficient and drying air temperature could be written as follows:

$$D = 5.2148 \times 10^{-10} \exp(0.079062T) \quad (2)$$

where D = diffusion coefficient of mango glace', m^2/h

T = drying air temperature, °C

Figure 4 shows the comparison of diffusion coefficient of experimental and simulated results at various temperatures. It was found that the diffusion coefficient varied with air temperature. It was because when air temperature increased, the difference of internal and external vapour pressures also increased, causing moving rate of water from

inside to the surface of mango glace' increase.

Figure 5 shows the comparison of the diffusion coefficient of mango glace' with sugar concentration of 60°Brix, papaya glace' (Acharyaviriya and Soponronnarit, 1990) and pineapple glace' (Teanchai and Soponronnarit, 1991) with sugar concentration of 70°Brix. It was found that the best moisture diffusion of the three fruit types at the same air temperature was pineapple, papaya, and mango glace', respectively. It was because the internal structure of pineapple glace' was more porous than those of mango and papaya glace'.

Figure 6 shows the mango glace' densities at various moisture contents. It was found that density decreased linearly with increasing of moisture content. Using least square regression technique to determine the relationship between density and moisture content of mango glace', the following equation was found.

$$\rho = 1419.8 - 3.8057M \quad (3)$$

where ρ = density of mango glace', kg/m^3

M = moisture content of mango glace', % dry basis

Figure 7 shows the comparison of the densities of mango glace' (sugar concentration of 60°Brix), papaya glace' (Acharyaviriya and Soponronnarit, 1990) and pineapple glace' (Teanchai and Soponronnarit, 1991) at various moisture contents. The sugar concentration of the last two fruits was 70°Brix. It was found that when moisture content increased, density of mango glace' decreased, but densities of papaya and pineapple glace' increased. It was because the internal structure of mango glace' had higher shrinkage than those of papaya and pineapple glace'.

Figure 8 shows the relationship between specific heat and moisture content of mango glace'.

It was found that specific heat increased linearly with moisture content. Least square regression technique was used to determine the relationship between specific heat and moisture content of mango glace'. The relation equation can be expressed as below:

$$C_S = 2.23 + 0.0205M \quad (4)$$

Where C_S = Specific heat of mango glace', kJ/kg°C
 M = Moisture content of mango glace', % dry basis

Figure 9 shows the comparison of specific heat of mango glace' (sugar concentration of 60° Brix) and pineapple glace' (Teanchai and Soporonnarit, 1991) at various moisture contents. The sugar concentration of pineapple glace' was 70°Brix. It was found that specific heats of these fruits varied linearly with moisture content. At moisture content ranging from 0-70% dry basis, specific heat of mango glace' was higher than that of pineapple glace'.

CONCLUSION

From the experimental results and discussion, it can be concluded as follows:

1. The BET equation was found accurate to describe the experimental results of equilibrium moisture isotherm at air temperature of 45-70°C and relative humidity of 10-90%. From the experimental results, it was found that equilibrium moisture content of mango glace' decreased with air temperature at relative humidity ranging from 10-60%. The comparison of equilibrium moisture contents of mango, papaya and pineapple glace' showed that the equilibrium moisture isotherms of mango and papaya glace' were nearly the same.

2. Mathematical equation developed to

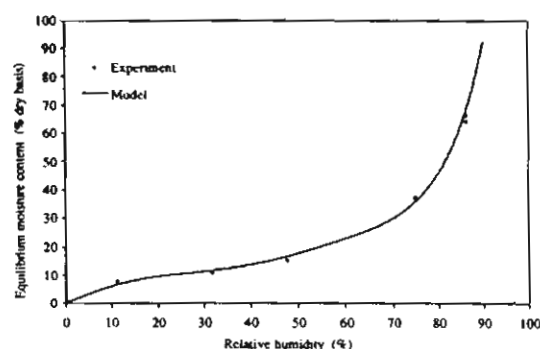


Figure 1 Comparison of predicted values of BET equation with the experimental data at air temperature of 45°C.

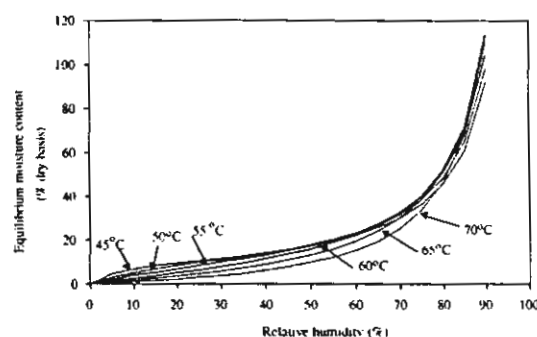


Figure 2 Relationship between equilibrium moisture content and relative humidity of BET equation at various temperatures.

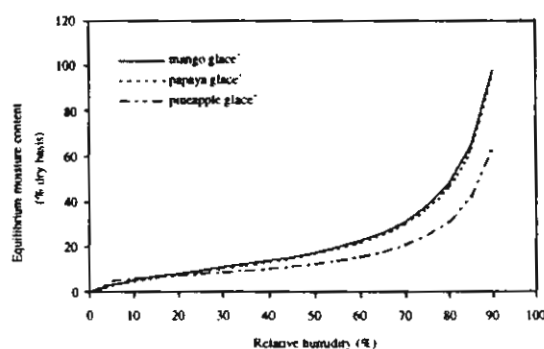


Figure 3 Comparison of equilibrium moisture content of fruit glace' at air temperature of 50°C.

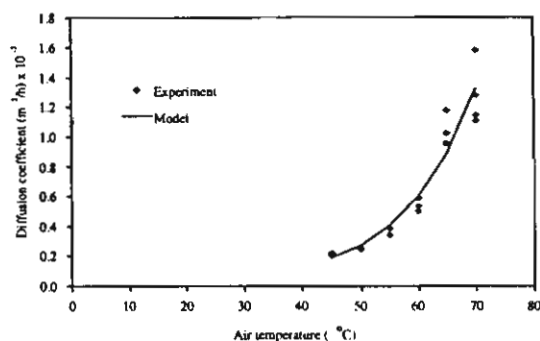


Figure 4 Relationship between diffusion coefficient and air temperature.

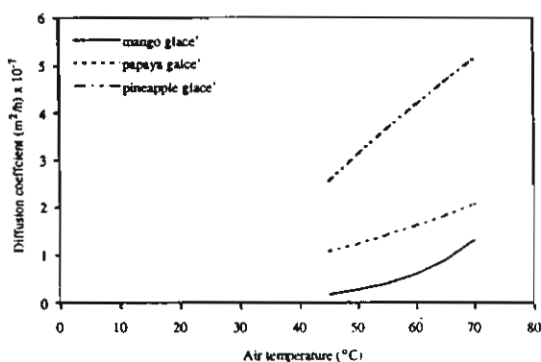


Figure 5 Comparison of diffusion coefficient of fruit glaze at various air temperatures.

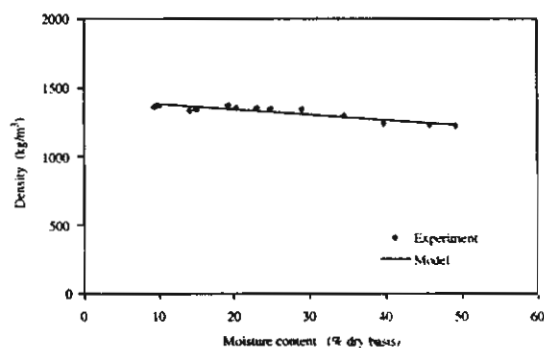


Figure 6 Relationship between density and moisture content of mango glaze.

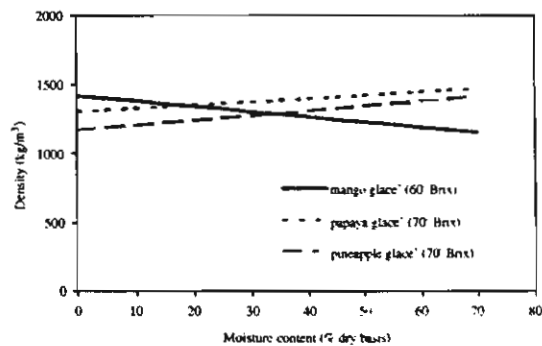


Figure 7 Comparison of density of fruit glaze at various moisture contents.

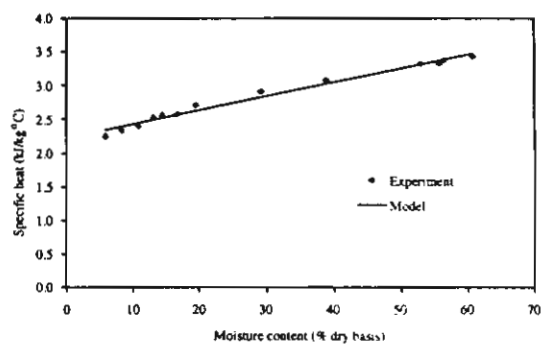


Figure 8 Relationship between specific heat and moisture content of mango glaze.

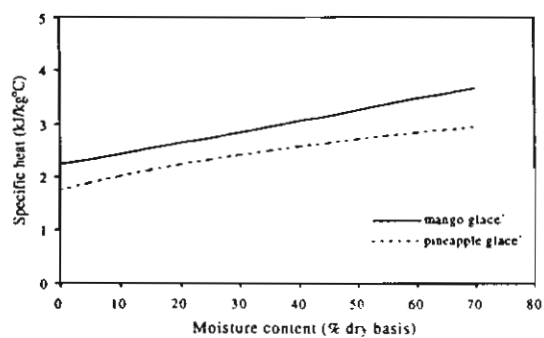


Figure 9 Comparison of specific heat of fruit glaze at various moisture contents.

predict the diffusion coefficient of mango glace' was good prediction with air temperature ranging from 45-70°C. From the experimental results, it was found that diffusion coefficient increased exponentially with air temperature. The best moisture diffusion of the three fruit glace' types was mango glace', papaya glace' and pineapple glace', respectively.

3. Mathematical equation developed to predict the density of mango glace' was good prediction at all of moisture content levels. From the experimental results, it was found that when moisture content increased, density of mango glace' decreased, but densities of papaya and pineapple glace' increased.

4. Mathematical equation developed to predict the specific heat of mango glace' was good prediction at all of moisture content levels. It was further found that at moisture content range of 0-70% dry basis, specific heat of mango glace' is higher than that of pineapple glace'.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for their financial support in this research.

LITERATURE CITED

- Acharyaviriya, S. and S. Soponronnarit. 1990. Study of parameters for papaya glace' drying analysis. *Kasetsart J. (Nat. Sci.)* 24 : 196-207. (In Thai)
- Brunauer, S., P.H. Emmett, and E. Teller. 1938. Adsorption of gases in multi-molecular layers. *J. of American Chem. Soc.* 60 : 309-319.
- Iglesias, H.A., J. Chirife, and J.L. Lombardi. 1975. Compression of water vapor sorption by sugar beet root components. *Int. J. of Food Tech.* 10 : 385.
- Nuineem, M., S. Soponronnarit, and B. Bunnag. 1993. Optimum strategies for pineapple glace'. *Kasetsart J. (Nat. Sci.)* 27 : 79-90. (In Thai)
- Teanchai, A. and S. Soponronnarit. 1991. Study of parameters for pineapple glace' drying analysis. *Kasetsart J. (Nat. Sci.)* 25 : 206-218. (In Thai)

Received date : 08/08/00

Accepted date : 28/12/00

Drying of High Moisture Paddy by Two-Dimensional Spouted Bed Technique

Somboon Wetchacama¹, Somchart Soponronnarit¹, Thanit Swasdisevi¹,
Somkiat Prachayawarakorn², Jinda Panich-ing-orn¹
and Suchart Suthicharoenpanich¹

ABSTRACT

The objectives of this research were to design and construct a two-dimensional spouted bed dryer with draft plates, to study drying kinetics of paddy, paddy quality and specific primary energy consumption. Experimental drying conditions were as follows: initial paddy moisture contents (M_i) of 31.1-45.6% dry basis (d.b.), inlet air temperatures (T_i) of 130, 140 and 150°C, hold-ups (H) of 20, 25 and 30 kg. Experimental results showed that minimum spouting velocity of drying air at the inlet of drying chamber was 15.4-16.4 m/s equivalent to velocity through the draft plates of 3.9-4.1 m/s. The operating parameters affecting drying rate and specific primary energy consumption were drying temperature and specific air flow rate or hold-up. Those affecting head rice yield and rice whiteness were initial and final moisture contents of paddy and drying air temperature. The entrance height directly affected energy consumption of the fan. The suitable entrance height was 10 cm as it resulted in minimum energy consumption. The first order polynomial equation was accurate and appropriate for predicting drying rate.

Key words: dehydration, drying equation, paddy, spouted bed

INTRODUCTION

Most agricultural grains usually harvested at moisture levels more than 25% dry basis (d.b.) need to be dried to an acceptable moisture level for safe storage over long periods. Grain normally has an irregular shape and large size so that a conventional fluidized bed often shows a slugging bed for such coarse grain, thus resulting in poor solid-air mixing and inefficient heat utilisation for evaporating moisture from grains. However, good solid mixing and effective gas-solid contact can be smoothly achieved by the spouted bed technique.

So far, this approach provides lower pres-

sure drop across the bed and can be applied effectively for heat-sensitive materials in particular agricultural and pharmaceutical products, since the increase of particle temperature is obtained by thoroughly mixing and short contact time in spout region. As high as possible for inlet air temperature, depending upon the degradation temperature of particular product, can therefore be used for drying. The use of high drying air temperature may enhance the thermal efficiency and drying capacity and reduce the dryer size.

Mathur and Epstein (1974) studied grain drying using spouted bed technique. In their work, the conical-cylindrical vessel with a centrally lo-

¹ School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi Tungku, Bangkok 10140, Thailand.

² Department of Chemical Engineering, King Mongkut's University of Technology Thonburi Tungku, Bangkok 10140, Thailand.

cated small opening of inlet air was used. The high air velocity transports and accelerates the grains and carries them upward through spout zone in which heat and mass transfers are essentially intense. After reaching a certain bed height over the bed surface, which is a so-called fountain, grains reduce to their terminal velocity, separate from the air stream and fall into the annulus region between the jet zone and the vessel wall. The annulus region is a dense phase where the particles and drying air move in counter-current flow. Particle mixing is very strong at the bottom of annulus due to its movement to entrain into spout. Having a cyclic pattern and the spout are the main characteristic of this dryer type. However, this conventional spouted bed had disadvantages as follows: higher pressure drops as compared to the fluidized bed and limitations for increasing drying capacity in commercial scale. In order to improve it, the draft tubes were inserted in the central region of the vessel which separated the zones between spout and annulus. Such technique therefore gives more stable solid circulation and reduction of bed pressure drop while it still maintains the important feature of stable spout (Viswanathan *et al.*, 1986).

As previously mentioned important characteristics of spouted bed, the study of drying characteristic has been received much attention in the literatures (Viswanathan *et al.*, 1986, Zahed and Epstein, 1992, Kalwar and Raghavan, 1993 and Tulasidas *et al.*, 1993) whilst the product quality testing after drying has been received less attention in the literature although it is very important.

In this work, a two-dimensional spouted bed with draft plates acting in a similar manner to that proposed by Tulasidas *et al.* (1993) was constructed and used to investigate the relationship of operating parameters to the drying rate and the energy consumption. In addition, the paddy qualities in terms of rice whiteness and head rice yield were considered. This paper is organised as follows. The details of dimensions of the two-dimensional spouted bed dryer, the experimental conditions and

the method of quality testing are first given in the materials and method section. Then, the paddy phenomenon while spouting and the pressure drop behaviour related to the air flow rate are given in details. Eventually, the drying kinetics, energy consumption and paddy qualities are discussed.

MATERIALS AND METHODS

Materials

In this experiment, a two-dimensional spouted bed dryer with draft plates as shown in Figure 1 was used. The inlet cross section area was $4 \times 15 \text{ cm}^2$, drying chamber $60 \times 15 \times 150 \text{ cm}$, width of spout (w_d) 8 cm and entrance height 10 cm. A 15 kW electric heater was installed at the ambient air inlet, temperature controlled by an on-off temperature controller (thermostat). The fan used was a backward-curved blade centrifugal fan driven by a 2.2 kW motor, directly connected to a variable speed controller.

In order to get rid of the dead zone, the slanted base was fixed at an angle of 60° recommended by Passos *et al.* (1987). Kalwar *et al.* (1991) found a dominant dead region at the bottom for slant angle lower than 30° . The deflector was designed for limiting the spout height and for entrapping the entrainment of the paddy. Consequently, the grain particles drop into the downcomer zone. The front cover was made of the heat resistant glass to visualise the paddy behaviour during drying.

The selected values of spout width and entrance height as above mentioned were appropriate for maintaining the paddy transport to the draft channel and the stable spouting behaviour. From the preliminary testing, it showed that the plugging of paddy at the draft channel occurs when the spout width becomes lower than 8 cm. For the entrance height, the pressure drop greatly increases with increase of entrance height and hence, it is more difficult to sustain the spouting behaviour in the draft channel due to limitation of the fan power used in this experiment. It is therefore fixed at the value of

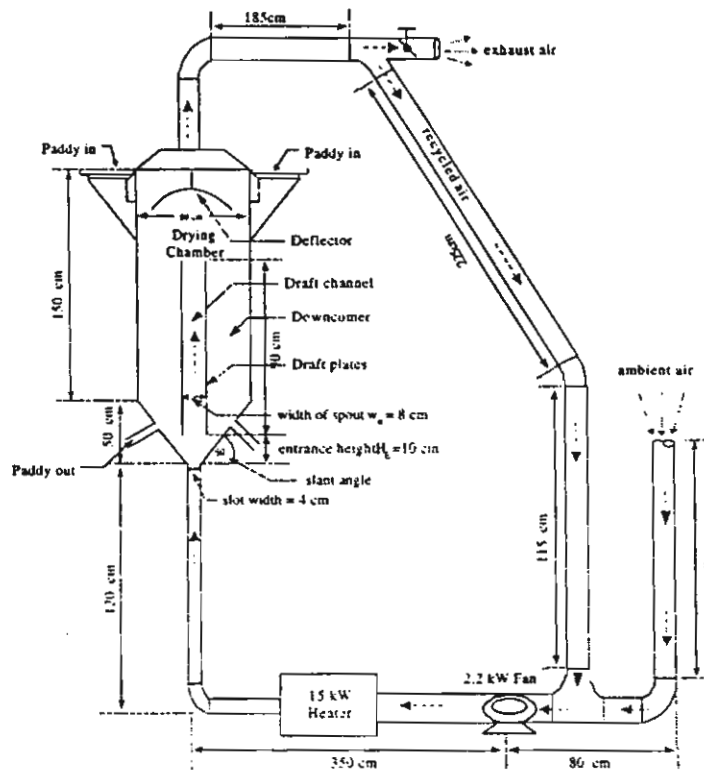


Figure 1 Diagram of the experimental two-dimensional spouted bed dryer.

10 cm.

Drying air and paddy temperatures were measured by the k-type thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^{\circ}\text{C}$. The temperature at downcomer was measured at levels 10, 30, 50 and 70 cm. Pressure drop across the bed and inlet air velocity were measured by a U-tube manometer and a hot wire anemometer with an accuracy of $\pm 4\%$, respectively. To determine moisture content, samples were taken at five minutes intervals for periods of 5-20 minutes during the experiment and dried in a hot air oven at a temperature of 103°C for 72 h.

Experiments

1. Preparation of moist paddy and drying conditions

Moist paddy was prepared by uniformly spraying water on paddy, mixed thoroughly, kept in

a closed lid bin and stored in a cold room at temperature approximately 8-10°C for 5-7 days in order to avoid the moisture gradients inside the paddy kernel.

Experimental drying conditions were as follows: initial moisture contents (M_i) of 31.1, 37.8 and 45.6% d.b., bed hold-ups (H) of 20, 25 and 30 kg corresponding to bed heights (H_b) of 40, 50, and 60 cm, respectively, drying air temperatures at drying chamber inlet (T_i) of 130, 140 and 150°C.

2. Determination of pressure drop and minimum spouting velocity

Various initial moisture contents of paddy (M_i) between 31.1 and 45.6% d.b. and some amounts of paddy (H) 20, 25 and 30 kg were used. A low ambient air flow rate was initially flowed through the drying chamber and the pressure drop across the dryer was then measured. These processes were repeated by increasing continuously

airflow rate until the pressure drop ultimately approached to a constant value at which paddy entrains out of the draft channel.

3. Drying experiments and paddy quality testing

For testing the paddy quality, moist paddy dried to different moisture levels at spouted bed dryer was then dried with ambient air until the moisture reduces to 16% d.b. Finally, the dried paddy was passed through the milling process to quantitatively determine head rice yield and rice whiteness. The head rice yield, defined as the rice having the long size at least 8/10 of the whole rice, was determined according to the method of the Rice Research Institute (Pathum Thani) and the rice whiteness was measured by using a Kett meter C-300. In order to consider the impacts of the final moisture content (M_f) and the drying temperature on such both qualities, the paddy used as a reference was dried carefully with air at room. For better comparison, both head rice yield and rice whiteness were reported in terms of relative values as follows:

Percentage of relative head rice yield =

$$\frac{\text{rice yield of paddy dried by spouted bed dryer}}{\text{rice yield of paddy dried by ambient air}} \times 100 \quad (1)$$

Percentage of relative rice whiteness =

$$\frac{\text{head rice whiteness of paddy dried by spouted bed dryer}}{\text{head rice whiteness of paddy dried by ambient air}} \times 100 \quad (2)$$

RESULTS AND DISCUSSION

1. Pressure drop and minimum spouting velocity

From varying initial moisture contents (M_i) between 31.1 and 45.6% d.b. and hold-ups (H) between 20 and 30 kg corresponding to the bed heights between 40 and 60 cm, respectively. It was found that when the air velocity between draft plates is so high enough that the paddy existing between draft plates is started moving, the pressure drop at this point had a maximum value. As the air velocity is further increase, the pressure drop would decrease and ultimately approached to a constant value although the air velocity increased. The first point of inlet air velocity at which the pressure drop is independent to air speed is a so-called minimum spouting velocity. As shown in Figure 2, the minimum spouting velocity increased linearly with the bed height and the values were in a range of 15.6 - 16.4 m/s, at 4 cm-wide dryer-inlet with width of spout 8 cm and entrance height 10 cm, equivalent to the air velocity flowing through the draft plates of 3.9 and 4.1 m/s, respectively. The pressure drops at minimum spouting velocity varied from 1400 Pa for bed hold-up of 20 kg to 2300 Pa for bed hold-up of 30 kg. The maximum pressure drop at initial movement of paddy was range of 2000 Pa for 20 kg bed hold-up and 3600 Pa for 30 kg bed hold-up.

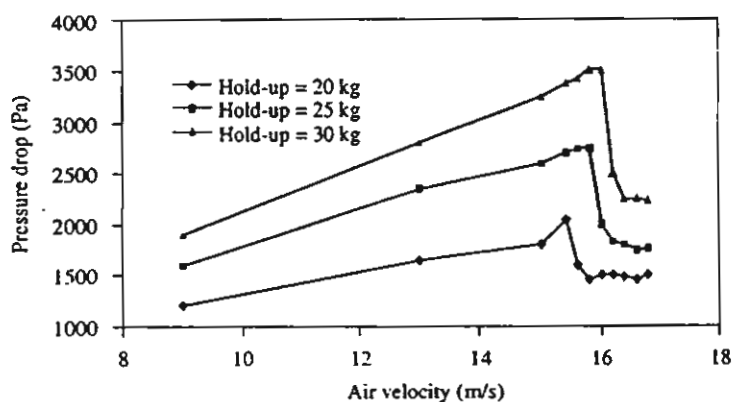


Figure 2 Relationship between pressure drop and air velocity (at the dryer inlet) at different hold-ups. (M_i = 31.1% d.b.)

In contrast, the minimum spouting velocity was independent to the moisture content in the range considered. The explanation of such variations of the minimum spouting velocity links intimately with the pressure in that higher pressure drops, due to larger amounts of solid existing at spout region, result from increase of bed height (H_b). Therefore, higher air velocity would be needed to obtain a stable spouting.

2. Influence of parameters on the moisture contents

The effect of specific air flow rate on diffusion rate of paddy by representing in terms of moisture content ratio (MR) at different specific air flow rate as shown in Figure 3 for inlet air temperature 150°C . The moisture ratio is defined as $(M_t - M_{eq}) / (M_{in} - M_{eq})$ where M_{eq} is equilibrium moisture content of paddy which was calculated by Henderson equation (1952). M_i is initial moisture content and M_t is moisture content at time t . The specific air flow rate is defined as the total mass flow rate of inlet air divided by the total mass of paddy with free moisture. As shown in Figure 3, the moisture content of paddy is reduced linearly with drying time. In addition, it varied with specific air flow rates; higher specific air flow rates provided significantly faster moisture extraction rates than lower

specific air flow rates under the same drying time. This is caused by the fact that the increased air flow rate resulted further in more circulation of paddy being transported through the central channel or shorter time for grain relaxation in the downcomer and hence, the paddy was more often contacted with the existing high temperature, resulting in greater amounts of their moisture diffused from the inside to the paddy surface and then evaporated into the environment.

Besides dependence of the specific air flow rate, the drying rate of paddy was strongly affected by the inlet air temperature as shown in Figure 4. Higher temperatures resulted directly in faster reductions of moisture content because of greater differences between drying air and paddy surface temperature, thereby providing higher paddy temperatures, which remarkably improved the diffusion rate of moisture inside the paddy.

3. Paddy quality

3.1 Head rice yield

Figure 5 shows the relationships between the percentage of relative head rice yield and the final moisture content of paddy (M_f) at a inlet temperature of 150°C , a hold up of 30 kg and initial moisture contents (M_i) of 31.1, 37.8 and 45.6% d.b. It appears that the percentage of relative head rice

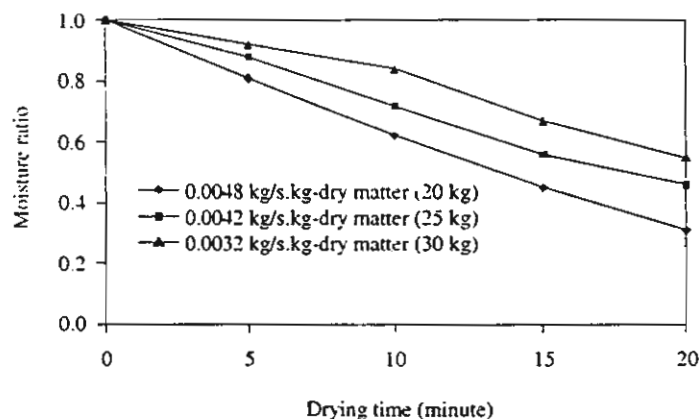


Figure 3 Evolution of moisture content of paddy at different specific air flow rates. ($M_i = 45.6\%$ d.b., $T_i = 150^\circ\text{C}$)

yield for various final moisture levels relative to reference sample is higher for the initial moisture contents of 37.8% and 45.6% d.b., with showing the values higher than 100% whereas the relative head yield reduces continuously with decreased final moisture content for the case of initial moisture content of 31.1% d.b.. Such higher percentages of head rice yield can be explained by the gelatinisation effect (Taweerattanapanish *et al.*, 1999) which molecules of starch granules are vibrated and the chemical bonds are deformed, resulting in the water molecules transported to them and then formed the hydrogen bonding. Eventually, when both moisture and temperature levels are

appropriated, the gelatinisation can be occurred. For temperatures of 130 and 140°C and initial moisture contents of 37.8 and 45.6% d.b., the results were given a similar trend to Figure 5, showing the increase of relative head rice yield.

In Figure 6, however, the percentage of relative head rice yield for initial moisture content 31.1% d.b. reduced progressively with decrease of final moisture content. In addition, in this case, the inlet air temperatures seriously affected relative head rice yield; significantly lower relative head rice yield obtained by using higher drying temperatures under the same final moisture level. This seems to have different behaviour from Figure 5 in

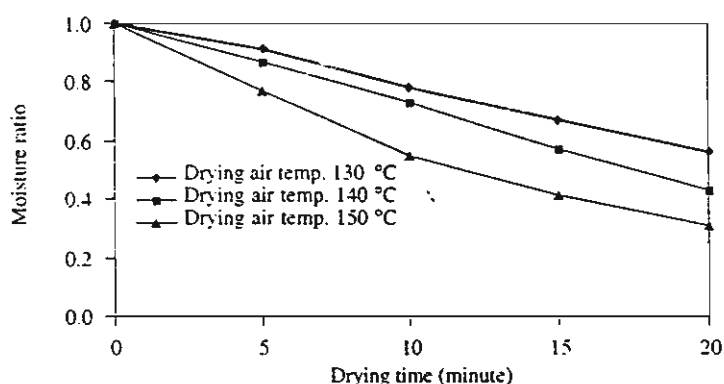


Figure 4 Evolution of moisture content of paddy at different drying air temperatures at the dryer inlet. (M_i = 31.1% d.b., hold-up = 20 kg)

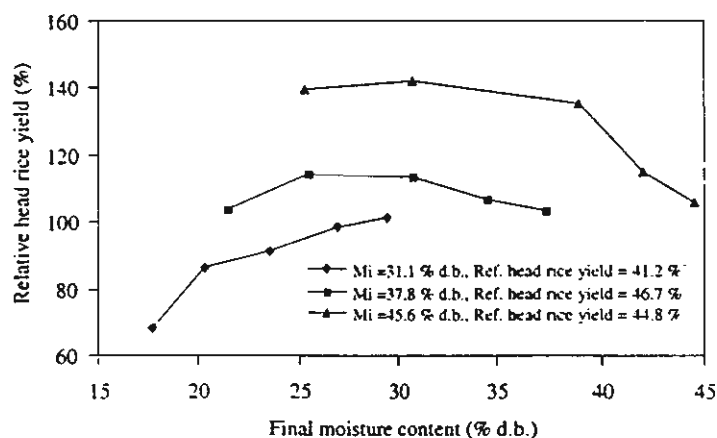


Figure 5 Relative head rice yield at different initial moisture contents. (M_i). (T_i = 150°C, hold-up = 30 kg)

particular at moisture content higher than 37.8% d.b. exhibiting the remarkable increase of head rice yield during the reduction of moisture content. The resulting reduction of head rice yield for paddy possessing lower moisture contents is due to large gradient of moisture inside the grain kernel leading to the formation of stress crack.

Comparing to the results of paddy dried by the fluidised bed technique (Taweerattanapanish *et al.*, 1999), the qualities of dried paddy from such

both approaches were nearly the same. A superior percentage of head rice yield can be obtained if the moisture content of paddy is not too low. Besides the head rice yield, the rice whiteness was also an important issue, which was used for concerning the paddy quality, and discussed in the following section.

3.2 Rice whiteness

Figure 7 shows the relationship of the relative rice whiteness with the final moisture content

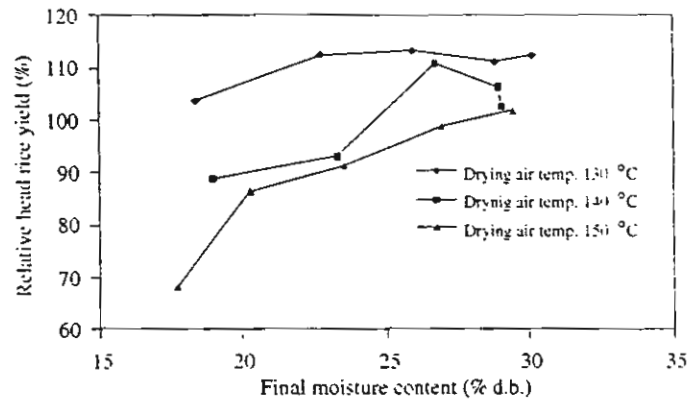


Figure 6 Relative head rice yield at different drying air temperatures at the dryer inlet. ($M_i = 31.1\%$ d.b., hold-up = 30 kg)

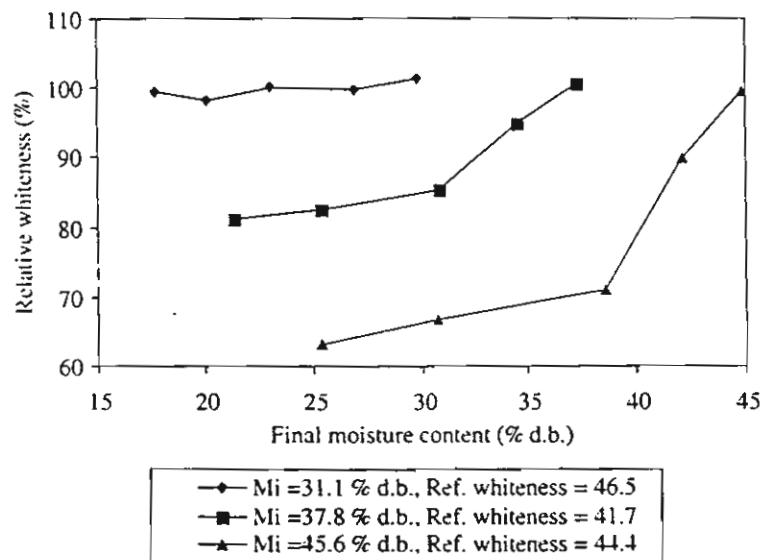


Figure 7 Relative whiteness at different initial moisture contents (M_i). ($T_i = 150^\circ\text{C}$, hold-up = 30 kg)

(M_f). At initial moisture contents of (M_i) 31.1 - 45.6% d.b., a hold-up (H) of 30 kg and an inlet air temperature (T_i) of 150°C, the results were indicated that the relative rice whiteness continuously decreased during period of reducing moisture content. The relative rice whiteness curve of initial moisture content of 45.6% d.b. shows a steep drop in the values of colour from 100% at start to 62% at moisture content of 25% d.b. whereas the rice whiteness values for initial moisture content of 31.1% d.b. insignificantly alter over the various values of final moisture content. The reason for this cause is that the drying time for removing the moisture to various levels is different for each of initial moisture content; the case of moisture content of 45.6% d.b. is spent the longest one. The drying time relating closely to the final moisture content is therefore a prominent contribution to colour change of paddy.

The influence of drying air temperature on rice whiteness is shown in Figure 8. It was clearly evident that at the same final moisture content, the use of higher drying temperature provided lower values of the relative rice whiteness, in spite of shorter drying time. In addition, in all cases, the colour rapidly decreased at initial period of drying and then slowly declined at the remain of drying period. For the other hold ups, the trends of rela-

tive rice whiteness is similar to Figure 8, showing the decrease of their values with final moisture contents. The colour change of paddy from white to pale yellow during heating process can be explained by the non-enzymatic browning reaction (Tanthapanichkule, 1990).

From the quantitative consideration of the paddy qualities in terms of the whiteness and the head rice yield, the acceptable drying condition, which favours the high drying capability and the acceptable qualities, should be the inlet air temperature not higher than 150°C and the subsequent moisture content after drying should not be lower than 21% d.b.

4. Energy consumption

Figure 9 shows the influence of inlet air temperature on the specific primary energy consumption for the heater and the electrical fan (multiply the experimentally measured energy consumption by a factor 2.6). The energy consumption for the heater varied linearly with inlet air temperature whilst the consumed energy for the fan was independent to temperature. With changing the specific air flow rates (by increasing the air flow rate) as shown in Figure 10, the specific primary energy consumption was also altered in a way that the energy consumption at lower air flow rates was rela-

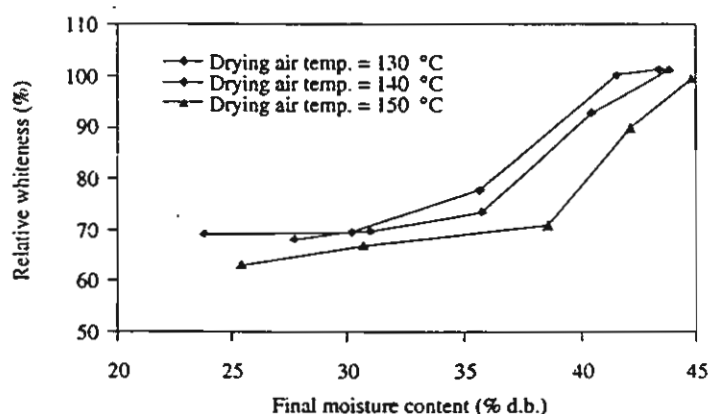


Figure 8 Relative whiteness at different drying air temperatures at the dryer inlet. (M_i = 45.6% d.b., hold-up = 30 kg)

tively lower than that at higher air flow rates.

$$MR = \frac{M_t - M_{eq}}{M_i - M_{eq}} \quad (4)$$

5. Drying kinetic model

Refer to Figure 3 showing that the moisture content of paddy decreased linearly with drying time, the following linear form of drying equation was therefore proposed to predict the moisture reduction in term of moisture ratio (MR):

$$MR = a + bt \quad (3)$$

Where a and b = drying constant values

t = drying time, minute

M_t = moisture content of paddy at time t, dry basis fraction

M_{eq} = equilibrium moisture content of paddy, dry basis fraction

M_i = initial moisture content of paddy, dry basis fraction

The multiple regression approach was used for correlating statistically the drying constants with drying conditions such as the inlet air temperature

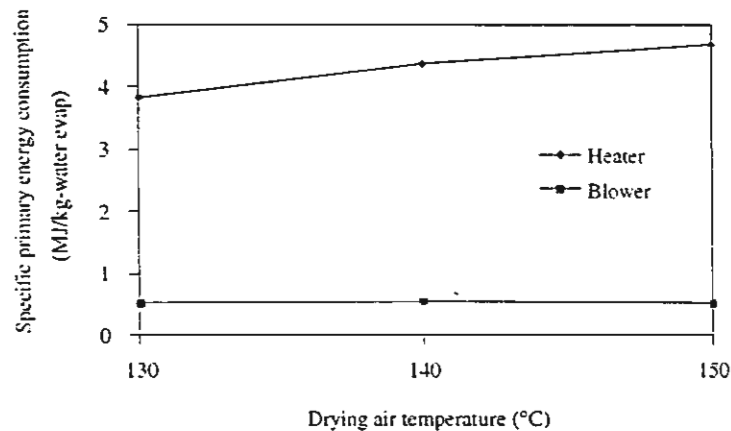


Figure 9 Relationship between specific primary energy consumption and drying air temperature at the dryer inlet. (hold-up = 25 kg, M_i = 45.6% d.b. and M_f = 21% d.b.)

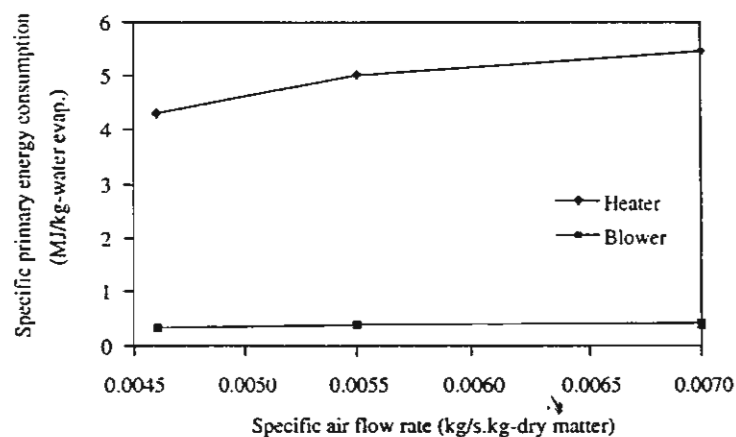


Figure 10 Relationship between specific primary energy consumption and specific air flow rates. (hold-up = 25 kg, M_i = 45.6% d.b., M_f = 21% d.b.)

(T_i), °C and hold-up(H), kg. The following appropriately selected forms of drying constant equations as follows:

$$a = 1.51167 - 0.01833H - 0.003961T_i + 0.000143H \cdot T_i \quad (5)$$

$$b = 0.077656 - 0.002367H - 0.000889T_i - 0.000034H \cdot T_i \quad (6)$$

The value of average squared predicting error (ASPE) between the results from experiment and calculation was 0.00129. Note that this equation did not intrinsically mean that the moisture transfer inside paddy fell into the range of constant drying rate period, but in fact, it was in the falling rate period. The comparisons between the predicted values and all experiment conditions are exhibited in Figure 11.

CONCLUSION

The experimental study of paddy drying with two-dimensional spouted bed technique with draft plates can be concluded as follows:

1. The minimum spouting velocity at dryer inlet area $4 \times 15 \text{ cm}^2$, width of spout 8 cm, entrance height 10 cm and bed hold-up 20-30 kg was in range of 15.4-16.4 m/s. The maximum pressure drop at start of spouting state was in range of 2000-3600 Pa and spouting drop was in range of 1400-2300

Pa.

2. Drying air temperature and specific air flow rate significantly affected paddy drying rates, *i.e.* as either the specific air flow rate or inlet air temperature increased, drying rate increased. The empirical form of first polynomial equation was described adequately the moisture transfer inside the paddy kernel.

3. Percentage of head rice yield increased when paddy had initial moisture contents of 37.8 and 45.6% d.b. and was dried at temperature higher than 130°C . In contrast, for lower moisture content of 37.8% d.b., the relative head rice yield was decreased although the inlet temperature increased. Rice whiteness decreased when initial moisture content increased, while drying air temperature slightly affected to rice whiteness.

4. Specific energy consumption for heater moderately proportionally increases with increase of both temperature and specific air flow rate whereas for fan, it was independent to them.

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Thailand Research Fund and Australian Centre for International Agricultural Research for their financial support, and PathumThani Rice Research In-

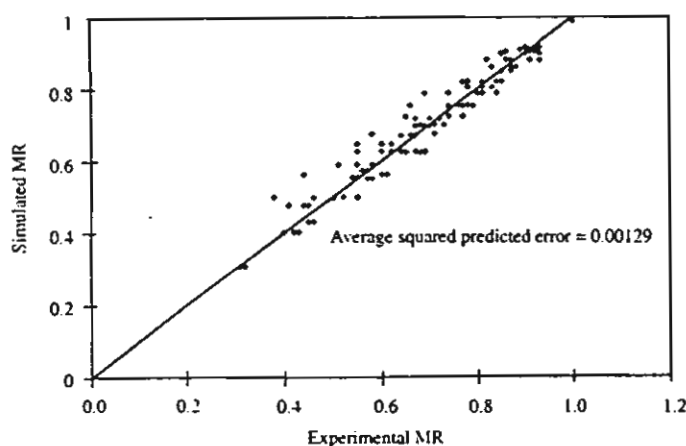


Figure 11 Comparison between simulated and experimental moisture ratios (MR) of paddy.

stitute for kindly assisting in rice quality testing.

LITERATURE CITED

- Henderson, S.M. 1952. A basic concept of equilibrium. *Agri. Eng.* 33 : 29-31.
- Kalwar, M.I. 1992. Aerodynamics and drying characteristics of grains in two-dimensional spouted beds. *Drying Technology*. 10 : 535-538.
- Kalwar, M.I., T. Kudra, G.S.V. Raghavan, and A.S. Mujumdar. 1991. Drying of grains in a drafted two - dimensional spouted bed. *J. Food Proc. Eng.* 3 : 321-332.
- Kalwar, M.I. and G.S.V. Raghavan. 1993. Batch drying of shelled corn in two-dimensional spouted beds with draft plates. *Drying Technology*. 11(2) : 339-354.
- Mathur, K. B. and N. Epstein. 1974. *Spouted Beds*. Academic Press, New York. 304 p.
- Passos, L.M., A.S. Mujumdar, and G.S.V. Raghavan. 1987. Spouted beds for drying principles and design considerations. In *Advances in drying* (A.S. Mujumdar, ed.). 4 : 359-397.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakorn. 1994. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology*. 12(7): 1667-1686.
- Tanthapanichkule, R. 1990. *Food Chemistry*. Ramkhamhang Publisher. Bangkok. 383 p.
- Taweerattanapanish, A., S. Soponronnarit, S. Wetchacama, N. Kongseri, and S. Wongpiya-chon. 1999. Effect of drying on head rice yield using fluidization technique. *Drying Technology* 17(1&2) : 345-354.
- Tulasidas, T.N., T. Kudra, G.S.V. Raghavan, and A.S. Mujumdar. 1993. Effect of bed height on simultaneous heat and mass transfer in a two-dimensional spouted bed dryer. *Int. Comm. Heat and Mass Transfer*. 20 : 79-88.
- Viswanathan, K., M.S. Lyall, and B.C. Raychaudhuri. 1986. Agricultural grains spouted bed drying. *Can. J. Chem. Eng.* 64 : 223-232.
- Zahed, A.H. and N. Epstein. 1992. Batch and continuous bed drying of cereal grains: the thermalequilibrium model. *Can. J. Chem. Eng.* 70 : 945-953.

Received date : 1/11/00

Accepted date : 23/03/01

Study of Parameters Affecting Drying Kinetics and Quality of Corns

Somboon Wetchacama¹, Somchart Soponronnarit¹, Somkiat Prachayawarakorn¹,
Adisak Pongpullponsak¹, Wuttitatt Tuntiwetsa² and Suprarat Kositcharoekul³

ABSTRACT

The objectives of this research are to investigate factors affecting on drying rate of high moisture corn at high temperature with fluidisation technique and to develop a mathematical model for predicting drying rate. There were three following steps of drying process: 1) rapid drying using fluidised bed dryer at inlet drying air temperature of 130-170°C, 2) corn tempered for period of 40-180 minutes under the same temperature as drying from the step 1 and 3) drying with ambient air. Drying kinetic shows the inlet air temperature and the specific airflow rate significantly affecting the drying rate. Amongst three semi-empirical drying equations (Wang and Singh, Page and Lewis), Page's equation provides the best prediction.

This study also aims to study the quality of corn dried in each step. Corn qualities in terms of *aflatoxin* content, percentages of breakage and stress crack, and colour change have been considered. Experimental results show that *aflatoxin* content in dried corn does not change. Breakage and cracking depend strongly on final moisture content and are relatively dependent to temperature. Tempering provides the improvement of colour while inlet air temperature has no effect.

Key words: drying kinetics, grain, quality

INTRODUCTION

One of the most important agricultural products in Thailand is corn. The need of corn in the feed mill and the other food industries tend to be increased considerably. Corn can be produced in two seasons. The first one is grown in the period from April-May to July-August-September, which falls in the rainy season. The second crop is started from July-August-September to October-November-December and harvested at the end of the rainy season. Since a very large amount of corn produces in the first crop, a serious problem of poor corn quality has been faced if corn could not be

immediately dried. This is by virtue of the fact that fresh corn is usually harvested at moisture content more than 23% wet basis. The micro-organism already infecting the corn can grow up easily under conditions of such moisture levels coupled with a suitable water activity especially higher than 0.85 (Wongurai *et al.*, 1992). Most species found in corn are likely to *A. flavus* and *A. parasiticus*. Both moulds can yield the poison substances known as *aflatoxin B-1* within 2-8 days (Laecy *et al.*, 1986) if the environmental conditions are suitable. This substance causes seriously the cancer at different organs of human. Drying can contribute to corn quality since moisture content is the most significant

¹ King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand.

² Division of Plant Pathology Section and Microbiology, Department of Agriculture, Ministry of Agriculture and Co-operatives, Bangkok. 10900, Thailand.

factor affecting changes in quality of corn. Numerous approaches can be applied for reducing moisture content. Each method has the advantage and disadvantage. The use of ambient air is the simplest one. When corn with moisture content higher than 23% wet basis was dried by blowing the ambient air through the bulk of corn. It showed that after its moisture content reduced to the desired value of 14 % wet basis, the level of *aflatoxin B-1* significantly increased to 250 ppb while the amount of *aflatoxin B-1* at the beginning was nil (Prachayawarakorn *et al.*, 1995). This technique seems to spend so long drying time that some amounts of corn were infected and hence the *aflatoxin* could be occurred. The artificial drying method would therefore be an appropriate choice because of rapid removal of moisture contents in the process.

There are many types of artificial dryer being used in grain industries, for example LSU dryer (LSU = Louisiana State University), cross-flow dryer, spouted bed dryer and fluidised bed dryer. The latter one is of the main interest in this work. By fluidised technique, grains are transformed into a like fluid after thoroughly mixed with a sufficiently high air velocity. Under the fluidised state, the drag force on the grain particles balance the gravitational force pulling on them. Therefore, the grains remain in a semi-suspended condition. This inherent phenomenon provides the main advantages over the other types of dryer. The intensively mixed solids throughout the bed provide almost uniform temperature and moisture content. High heat and mass transfer rates are possible because of very good contact between air and solid. Thus, at high moisture level, a large proportion of water concentrated near the surface of solid particles can be removed quickly whilst the small one existing deeply inside the kernel still remains and is extremely very difficult to vaporise it although the capable of drying air allows to be powerful. There are some workers studying the corn drying using the fluidised bed technique (*e.g.* Soponronnarit *et al.*, 1997a).

They investigated the factors affecting the drying rate and the quality. They reported that moisture movement inside the kernel was controlled by diffusion and constant drying rate period was absent. The inlet air temperature is strongly influence to moisture reduction whilst the air velocity and the bed depth become relatively significant factor. In addition, when the drying was proceeded successively, the physical change was virtually found. The amount of corn tracing the stress crack and the breakage significantly increased following with the increased temperature and the reduced moisture content whilst it did not change with air humidity (Soponronnarit *et al.*, 1997b). So far, the colour was relatively changed of which the value of "a" representing red increased with the increase of temperature and of drying time whilst the value of "b" representing yellow decreased.

Such changes lead to a serious problem in that the micro-organism, then inducing the occurrence of toxin substances, can easily attack the broken or cracked corn. In addition to easy infection, such physical damage is also an important measure of quality in processing operations such as cereal and snack food measuring. This cause took us to explore the way of improving the dried corn quality. One of the common approaches that can be improved its quality is a tempering process. This process allows the reduced moisture gradient inside the grain and eventually the moisture concentration at local positions inside the corn kernel becomes relatively identical. Foster (1973) showed that tempering process could reduce the degree of stress cracking during artificial drying of corn. For the paddy drying, Steffe and Singh (1980) also concluded that the additional tempering stage in the drying process was able to sustain head rice yield as compared the conventional one where the paddy was dried in a single pass. Despite its importance to grain quality, the research works have been less interest to provide an important information of tempering time. This fact may be useful not only for grain quality improvement but also for energy

consumption.

The objectives of this work are to explore the effect of tempering period on the corn quality in terms of colour, stress crack and breakability and the operating parameters such as temperature, bed depth and airflow rate affecting the removal of moisture content of corn. Its moisture content was eventually reduced to 14% wet basis in order to inhibit the growths of *A.flavus* and *A.parasiticus*.

MATERIALS AND METHODS

Corn was dried by a batch fluidised bed dryer mainly composed of a cylindrical shaped stainless chamber with a 20 cm diameter and a 140 cm height, as shown in Figure 1. In order to save economically energy consumption, some proportions of the exhausted air are recycled and then mixed with the fresh air. The mixed air after reheated with 4 element heaters, each of elements having 3 kW power (total 12 kW), is flowed through

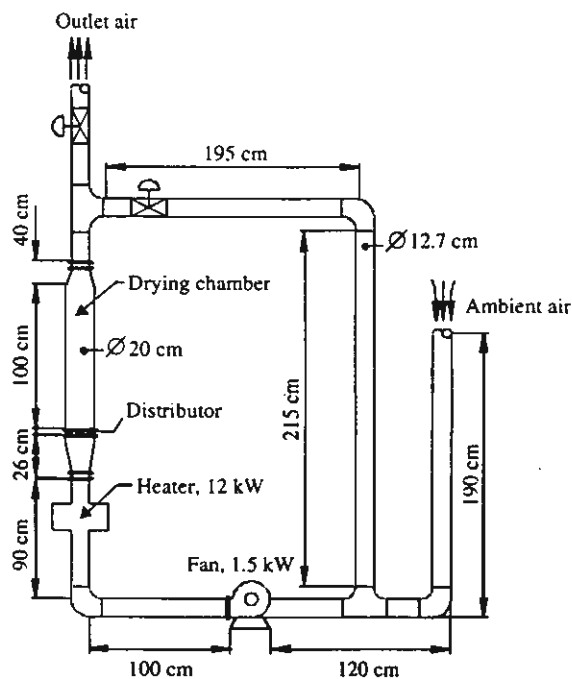


Figure 1 Schematic of experimental fluidized bed corn dryer.

the dryer again. A PID controller with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$ was used to control the inlet temperature. In the fluidised bed system, it requires a high air flow rate and a high-pressure drop, so that a backward-curved blade centrifugal fan driven by a motor power of 1.5 kW was selected. In order to obtain a desired inlet air velocity and maintain performance of the system, a mechanical variable speed unit was chosen to control the revolution of fan.

Drying kinetics

Freshly harvested corn, type Suwan 1, was rewetted to obtain desired moisture content of 43% dry basis. The rewetted corn was then kept in a temperature-controlled room at $5\text{--}10^\circ\text{C}$ for 5 or 7 days in order to get the uniform moisture content inside the grain kernel. The following rewetted corn was dried to moisture content of 23% wet basis. The experiments were carried out at the following conditions: inlet temperatures of 130, 150 and 170°C and bed depths of 4, 6 and 8 cm. The air velocity was kept at a constant value of 3 m/s throughout these experiments. This value is approximately 1.6 times higher than the minimum fluidisation velocity for corn of which the value was approximately 1.8 m/s (Soponronnarit *et al.*, 1997a). Such a value beyond the minimum velocity was certainly sure that every moist corn could rigorously mix with the drying air. The relatively similar moisture content throughout the bed is a consequent result. If the air velocity is set too high, then the corn is increasingly agitated due to the formation of large bubble size, detrimental effect on the interchange of heat and mass transfers between gas and solid phases. The samples drawn from the dryer in every minute were then kept in a hot air oven at a constant temperature of 103°C for 72 hours to determine the moisture content

Thin layer drying equations

Development of mathematical models to describe the drying of porous solids is of important

topic in literature. Models are needed to enable process design and to minimise energy consumption and total costs subject to quality constraints. In the fluidisation technique, the sufficiently high air velocity provides the body of corns behaving like a liquid, so that at this stage the grains feel "weightless" and move randomly and severely within the bed. Every kernel is therefore suspended completely in the air. Such phenomenon results in the insignificant change of the air properties along the bed depth and the grain temperature increased rapidly and then approached to the inlet air temperature for a short period of time. So far, the moisture content at surface is reduced speedily and consequently equilibrated with the existing air. Under this condition, the theoretical diffusion model can explain the moisture transfer inside single kernel. Unfortunately, the theoretical model predicts inaccurately since the grain often has an irregular shape and the mechanism of moisture movement inside the grain has been being questioned. In practice, the empirical thin layer drying equation has therefore been applied. Three following forms of thin layer drying equation were proposed in this work. First, the Lewis' equation (1921) is given by

$$MR = \exp(-bt) \quad (1)$$

where b = drying constant depending on the operating parameter

t = drying time, min

$$MR = \text{moisture ratio} = \frac{M(t) - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}}$$

$M(t)$ = moisture content at time t

M_{in} = initial moisture content

M_{eq} = equilibrium moisture content

The equation (1), known as Newton's law of cooling, is assumed the negligible moisture gradient inside the grain kernel, indicating that the resistance of diffusion is insignificant. Wang and Singh (1978) was then simply modified equation (1) by adding one more drying constant. Wang and Singh's equation can then expressed as

$$MR = a \exp(-bt) \quad (2)$$

where a is drying constant similar to the constant b in equation (1). Finally, the purely empirical equation is demonstrated. Page's equation (1952) also expresses moisture ratio as a form of exponential function of drying as shown in equation (3),

$$MR = \exp(-bt^a) \quad (3)$$

Equation (3) is often described favourably the experimental data (Soponronnarit and Prachayawarakorn, 1994).

Drying constants determined from all these equations were analysed using the non-linear regression approach in the commercial package SPSS (Statistical Package for the Social Science). The equation to describe them is not based on the theoretical formulation. Simple or complex one may be chosen arbitrarily by fitting it with parameters influencing to drying rate such as specific airflow rate and temperature. Details will be discussed in the following section. However, the appropriate expressions proposed for a and b are given by

$$a = A_1 + A_2T + A_3S_p + A_4T \cdot S_p + A_5 \ln(S_p) \quad (4)$$

$$b = B_1 + B_2T + B_3S_p + B_4T \cdot S_p + B_5 \ln(S_p) \quad (5)$$

where A_1 - A_5 and B_1 - B_5 = constant

T = inlet air temperature

S_p = specific air flow rate

Quality test

The successful or failure in drying process can be justified from the grain quality obtained. The criterion for considering the grain quality in each species is very different. However, for corn, one of the most important qualities that market is often used is the amount of *aflatoxin B-1* in corn, besides breakage, stress crack and colour. Four quality aspects for examples *aflatoxin*, breakage and stress crack were therefore subject to consider in this work. The amount of *aflatoxin* was detected by using HPLC with the corn sample of 50 g. In each condition, three samples were tested. One-way analysis of variance (ANOVA) was performed to examine whether the amount of *aflatoxin* before and after drying in each stage is changed or not by

using 95% confident level.

For the stress crack and the breakage, the visual inspection under light was employed with 200 g of corn sample. Each kernel was classified into three classes: broken, cracked (multiple and single) and undamaged. The percentage for each class was normalised by dividing the weight of corn kernel in each category by the total weight. Multiple cracking was often found in this work. A colour meter, Juki JP 7100p, determines grain surface colour. The values of a, b and L in Hunter system corresponding to red, yellow and lightness, respectively were read. The corn samples after final drying stage were checked carefully the above mentioned qualities.

In testing quality, after the corn was dried to 23% dry basis, it was then tempered in an airtight container for periods of 40, 120 and 180 minutes respectively under the same inlet air temperature. Finally, the corn was dried again using ambient air until the moisture content reached 16% dry basis. To obtain the accurate results, the experiment in each condition was three replicates.

RESULTS AND DISCUSSION

Effects of parameter on drying rate

The inlet air temperatures used in this experiment as shown in Figure 2 are very high compared to other techniques that are normally operated at temperatures between 50°C and 70°C for drying grains. This may have crossed the minds of many scientists and innovators, but Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) showed that it was possible to dry grain at high temperature range without significant loss of grain quality if the drying process was controlled effectively. Figure 2 represents the influence of inlet air temperatures on the reduction of moisture ratio at 6 cm bed depth and 3 m/s air velocity indicating that faster moisture removal relates closely to higher inlet temperatures. This effect is increasingly important during the final period of drying at which the moisture content

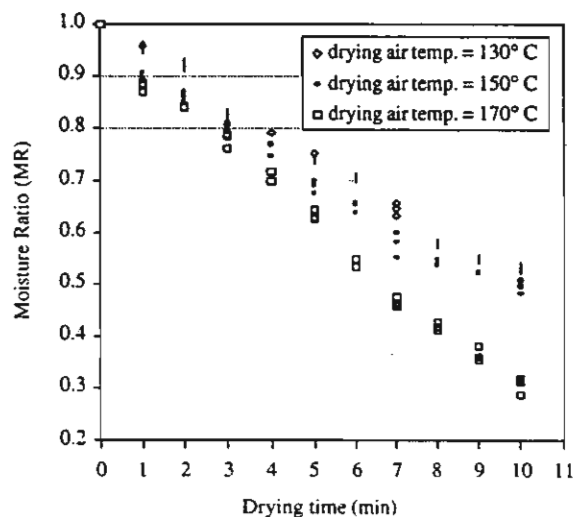


Figure 2 Effect of drying air temperature on moisture ratio (initial moisture content 43% d.b., drying air velocity 3 m/s and bed height 6 cm).

is rather low; more release of moisture content requires higher temperature difference between the solid and drying medium. As can be seen in Figure 2, the degree of moisture content at different temperatures starts remarkably different after 6 minutes whilst at the early period, the temperature is less important effect.

The drying rate is also relatively affected by the specific airflow rate, defined as the ratio of mass of drying air to dry mass of corn loaded into the chamber. As shown in Figure 3, moisture extraction relatively increases with the increase of specific airflow rate under the identical operating condition. In the configuration investigated, the quantity of corn in each case was different whilst the airflow rate was kept a constant value and the change in the amount of corn did not effect behaviour of fluidised corn. When corn was subjected to the drying air, some proportions of energy were transferred to the grains, resulting in some evaporation. By such a situation, the surrounding conditions inside the chamber were therefore changed with changing the amount of corn; the quantity of water vapour around the corn kernel directly related to the capacity of

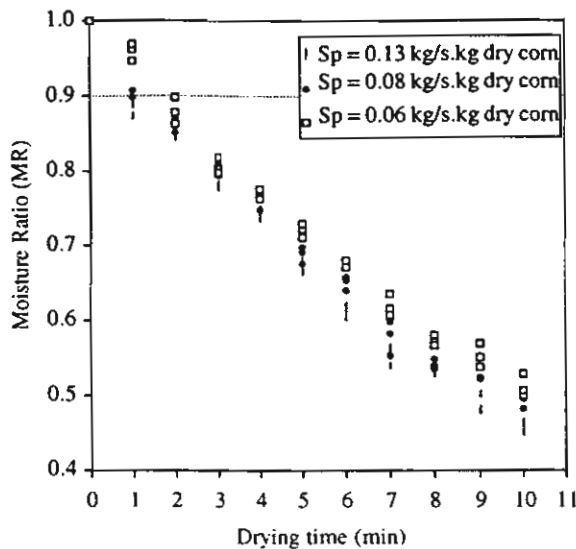


Figure 3 Effect of specific air flow rate (S_p) on moisture ratio (initial moisture content 43% d.b., drying air velocity 3 m/s and drying air temperature 150°C).

corn in the dryer. Hence, this effect results in drying rate.

Comparison of thin layer equations

Three thin layer-drying equations were used to validate the experimental data. The fitted data were obtained from the single pass of corn drying, starting from 43% dry basis until to 16% dry basis. All these equations can predict the moisture content insignificantly different at the beginning period of drying particularly higher moisture range of 23% dry basis as represented in Figure 4 whereas their predictions have a small difference near the end of drying period at which the moisture content is relatively low. Only Page's equation is found to yield the best fit to the experimental data. This may be because when the moisture content start reducing from such a high level to lower level, the large moisture gradient exists inside the corn, so that the equation (1) and (2) predict inaccurately.

Drying constants in those equations fitted statistically with the above-mentioned factors are thus given by the following equations:

Lewis's equation

$$b = 737 + 0.0006000T - 0.8420S_p + 0.003700T.S_p + 0.06590\ln(S_p) \quad (R^2 = 0.9778) \quad (6)$$

Wang and Singh's equation

$$a = 0.3019 - 0.0002000T + 2.001S_p + 0.002000T.S_p - 0.2112\ln(S_p) \\ b = 0.09332 - 0.0005000T - 0.60888S_p + 0.003900T.S_p + 0.04171\ln(S_p) \quad (R^2 = 0.9782) \quad (7)$$

Page's equation

$$a = -3.089 - 0.001000T + 2.703S_p + 0.1474T.S_p - 1.586\ln(S_p) \\ b = 0.6017 + 0.002100T - 0.07010S_p - 0.01790T.S_p + 0.2510\ln(S_p) \quad (R^2 = 0.9832) \quad (8)$$

Based on the R^2 values, Page's equation is the most suitable equation that can describe the corn drying in the fluidised bed dryer. For the other conditions, the results also show similar trend to Figure 4.

Corn quality

In testing the corn quality, the experiments were performed at the conditions of 43% dry basis initial moisture content, 3.0 m/s air velocity, 8 cm bed depth and 170-180°C inlet air temperatures.

Aflatoxin

In testing the change of aflatoxin quantity by heat treatment, the corn samples were dried to 23 and 16% dry basis under the previously mentioned temperature range. One way-ANOVA shows that although the inlet temperature is increased, the aflatoxin is insignificantly changed in amount after completed the process of drying.

In fact, the aflatoxin could be removed by heat treatment (temperature of 250°C), at which it is the melting point (Feull, 1966). In contrast, Cucullu *et al.* (1966) reported that even though the

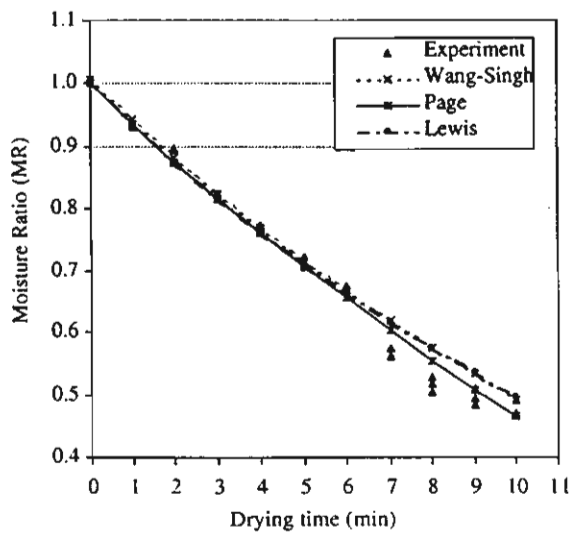


Figure 4 Comparison between thin layer drying equations and experimental results (initial moisture content 43% d.b., drying air velocity in drying chamber 3 m/s, bed height 4 cm and inlet air temperature 130°C).

temperature is not high enough to melt the *aflatoxin*, the quantity of the *aflatoxin* substance in peanut could possibly be reduced by roasting at a temperature of 150°C for 90 minutes. From that point of view, we tried exploring the heat treatment approach using the fluidised bed technique. But, corn can be not contacted with high drying air temperature for a long drying period due to the serious physical damage, as we will discuss in the following section. Thus, the corn was initially dried at temperature of 160°C and then followed with tempering for periods of 120 and 180 minutes under the corresponding temperature. The results still show the same trend as the previous ones, indicating invariable amount of *aflatoxin*. This is likely to treat the *aflatoxin* by such an approach ineffectively.

Breakageability and stress crack

Figure 5 shows the relationship between breakageability or stress crack and inlet temperatures under various final moisture levels. Major

contribution of drying induced the stresses is the non-uniform moisture content. The stresses are tensional force near the boundary of dried material, so that they give the rise to the crack of dried body (Musielak, 2000). Refer to Figure 4, at the early stage of corn drying during which moisture content is higher than 19% wet basis, the moisture gradient inside the corn kernel expected to be very small, as indicated by Lewis's equation, so that such a small difference can not encourage the stresses. As a result of this, the percentage of stress crack is almost constant in spite of temperature increased as shown in Figure 5. In addition, the percentage of breakageability is not changed. When the corn was dried further and then approached to 14% wet basis, the percentage of stress crack increases to approximate 11.5% with respect to the previous one with showing value of 9.5% (see the cross symbol). The increase of stress cracking also contributes importantly to the breakagability. The percentage of breakagability in this case increases more than twice as compared to the one that corn dried to 19% wet basis. When using drying air at

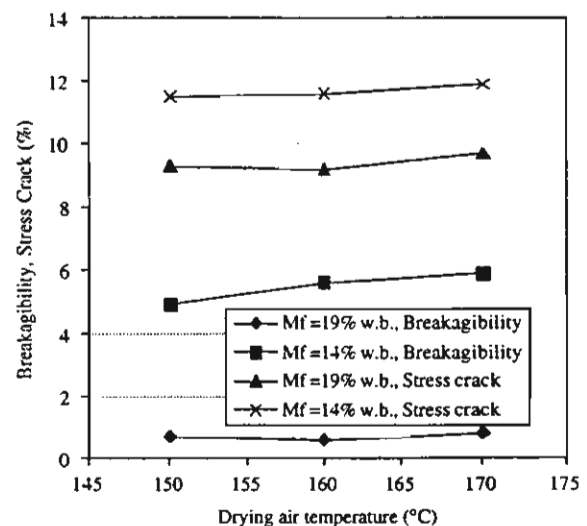


Figure 5 Influence of drying air temperature on the stress crack and breakage at difference final moisture contents, Mf (initial moisture content 30% w.b.).

170°C, the broken corn has a shape similar to the popcorn. From this figure, the temperatures seem to insignificant effect on the stress crack and the breakagibility for all cases whereas the moisture content plays an important role. Similarly, Peplinski *et al.* (1994) reported that the total number of kernel stress cracks did not change significantly over a wide range of drying temperatures.

However, the tempering period was then included between the drying stage by starting tempering since the corn was reduced to 23% dry basis. After that, it was dried to 14% wet basis with the ambient air. The corn quality is now improved. As shown in Figure 6, the number of cracked corn is relatively reduced following the increase of tempering time. By contrast, the percentage of breakagibility insignificantly changes despite the tempering time is increased with showing the value of approximate 5.5%. This value is almost exactly the same amount as the previous case that corn was dried to 14% wet basis shown in Figure 5. The explanation of this cause has not been cleared yet and it is subjected to more work being investigated.

Colour

Following previous work by Soponronnarit *et al.* (1997b) showed that a and b values changed with drying times and temperatures. In their work, the corn was dried continuously until its moisture content reached 16% dry basis. In order to improve the colours, the concept similar to the above-mentioned case was used, that is, the additional tempering period between drying stage. Figure 7 shows the evolution of a, b and L values with tempering periods at 160°C. The a values linearly increase with tempering time whilst b and L values monotonically decrease. At the tempering time more than 120 minutes, the tempered corn becomes much more intense colour than the normal level, related to the resulting change of a, b and L values. This result is similar to the work reported by Chotijukdikul (1997). On the contrary, the colour is acceptable at tempering period of 40 minutes. It

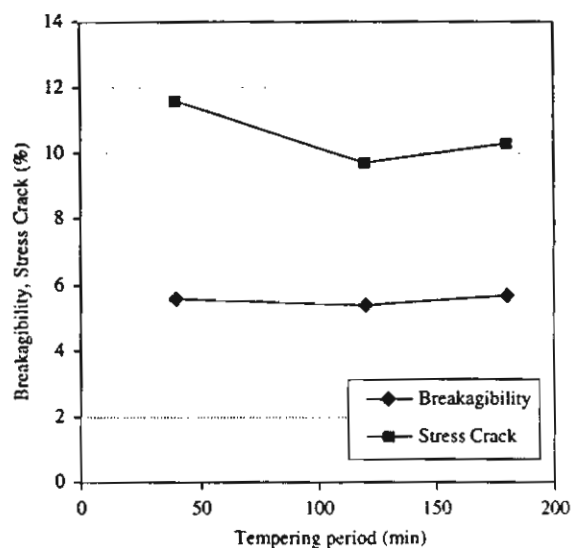


Figure 6 Effect of tempering periods on the breakage and stress crack (initial moisture content 30% w.b. and inlet air temperature 160°C).

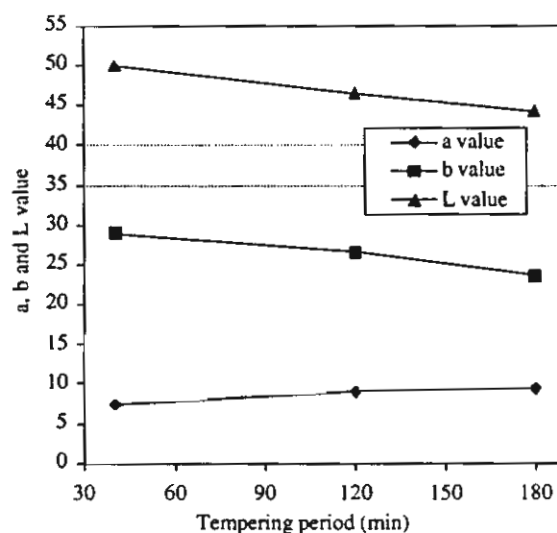


Figure 7 Effect of tempering periods on the value of a, b and L (initial moisture content 30% w.b. and inlet air temperature 160°C).

was visually observed that the colours were insignificantly changed after the corn was tempered for period of 40 minutes in spite of the fact that before tempering, the corn dried at higher

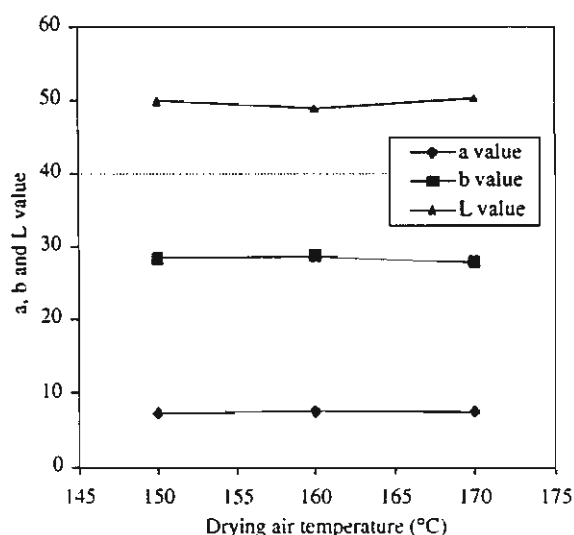


Figure 8 Effect of drying air temperature on the value of a, b and L (initial moisture content 30% w.b., final moisture content 19% w.b. and tempering period 40 minutes).

temperatures, resulting in lower moisture contents, had more intense colour. This can be seen in Figure 8 showing the values for a, b and L are all insignificant deviations with temperatures for the tempering period of 40 minutes. The explanation of such a cause may be because when the dried corn was subjected to temper in the airtight container only for a short period, some evaporation can occur, resulting in grain temperature reduced, and at the same time, the change of the colours cannot be transformed completely. The colours can, therefore, be recovered again. However, if it was corrected for a longer time, then the grain temperature increased and approached to a fixed temperature for tempering. Hence, the grain colours became poorer.

CONCLUSIONS

The results of this study can be concluded as the followings:

1) Specific airflow rate and inlet drying air temperature are important factors influencing drying

rate of corn in fluidised bed dryer.

2) Amongst three popular thin layer equations, Page's equation is the most suitable equation predicting in agreement with the experiments.

3) The fluidised bed drying technique can inhibit the increase of *aflatoxin* level. With this technique, the *aflatoxin* is not enabled to destroy by heat treatment although the temperature range used is very high.

4) Final moisture content of corn is a main effect on breakability and stress crack whilst inlet air temperature is a less significant factor. Over range of high temperature, the corn should not be dried to 14% wet basis in a single pass. Tempering is recommended for corn drying.

5) Tempering period in drying process play a key role in improving the corn colours in terms of a, b and L values.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund for financial support and the Division of Plant Pathology Section and Microbiology in Department of Agriculture for their kind assistance in testing the *Aflatoxin*.

LITERATURE CITED

- Chotijukdikul, A. 1997. Managing moist corn by fluidized bed drying, tempering and ambient air ventilation. Master Thesis of Energy Management Technology. King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok.
- Cucullu, A.F., L.S. Lee, R.Y. Mayue, and L.A. Goldblatt. 1966. Determination of *aflatoxins* in individual peanuts and peanut sections. J.Am.Oil Chemist's Soc. 43 : 89.
- Feull, A.J. 1966. Aflatoxin in groundnuts. IX problem of detoxification. Trop. Sci. 8 : 61.
- Foster, G.H. 1973. Dryeration: Heated air drying and corn quality, Ann. Technol. Agric. 22 :

- 238-241.
- Laecy, J., N. Magan, R.G. Cuero and J.E. Smith. 1986. The influence of water and temperature on moulding and *Mycotoxin* production, pp. 63-76. In 4th International Working Conference on Stored-Product Protection, Tel. Aviv, 21-26 September.
- Lewis, W.K. 1921. The rate of drying of solid materials, J. Ind. and Eng. Chem. 13(5) : 427-432.
- Musielak, G. 2000. Influence of the drying medium parameters on drying induced stresses, Drying-Technology-An International Journal 18(3) : 561-581.
- Page, G.W. 1952. Factor influencing the maximum rate of drying shell corn in layer. Master Thesis of Science. Purdue University. Purdue.
- Peplinski, A.J., J.W. Paulis, A. Biets, and R.C. Pratt. 1994. Drying of high moisture corn: changes in properties and physical quality, Cereal Chemistry 71(2) : 129-133.
- Prachayawarakorn, S., S. Soponronnarit, A. Nathakaranakule, and S. Inchan. 1995. Preventing *Aflatoxin* production in corn by in-store drying. Kasetsart J. (Nat. Sci.) 29 : 404-415. (in Thai)
- Siriacha, P., P. Tonboon-ek, and D. Buangsuwon. 1991. Aflatoxin of maize in Thailand. In Proceeding of an International Conference, 23-26 April. Bangkok.
- Soponronnarit, S. and S. Prachayawarakorn. 1994. Optimum strategy for fluidised bed paddy drying. Drying Technology –An International Journal 12(7) : 1667-1686.
- Soponronnarit, S., A. Pongtornkulpanich, and S. Prachayawarakorn. 1997a. Drying characteristics of corn in fluidised bed dryer. Drying Technology – An International Journal 15(5) : 1603-1615.
- Soponronnarit, S., A. Pongtornkulpanich, and S. Prachayawarakorn. 1997b. Corn quality after drying by fluidization technique at high temperature. Drying Technology – An International Journal 15(10) : 2577-2586.
- Steffe, J.F. and R.P. Singh. 1980. Theoretical and practical aspects of rough rice tempering. Trans. ASAE 23 : 775-781.
- Wang, C.Y. and R.P. Singh. 1978. A single layer drying equation for rough rice. ASAE. No. 78-3001. St. Joseph, MI.
- Wongurai, A., O. Tsuruta, and K. Arai. 1992. Water activity of Thai maize and growth of *Aspergillus flavus*, pp. 7-9. In Research report on maize quality improvement research centre project (JICA).

Received date : 28/02/01

Accepted date : 4/06/01

Effect of Temperature on Soybean Quality Using Spouted Bed Technique

Songchai Wiriyaumpaiwong, Somchart Soponronnarit,
and Somkiat Prachayawarakorn

ABSTRACT

The effect of temperature on moisture reduction rate and soybean qualities using a two-dimensional spouted bed dryer has been studied. Air velocity was varied in a range of 15.86-20.50 m/s, with a fixed hold-up of 25 kgs. The soybeans with initial moisture levels varying between 28 and 32% dry basis were dried to 12-17% dry basis using inlet air temperatures of 120-150°C. The experimental results indicate that higher temperatures provide faster moisture reduction rate.

The qualities of soybean have also been considered in terms of stress cracking, breakage, urease activity and protein solubility in 0.2% KOH. It is shown that the percentages of cracking and breakage depend on temperature, final moisture content and degree of collision of kernel with deflector. The percentages of stress crack and breakage lie in the range of 50-60% and of 3-24%, respectively. The urease activity and protein solubility are accepted with slightly changing in the protein quality.

Key words: grain; pH change; protein solubility

INTRODUCTION

Soybean (*Glycine max* (L.) Merrill) is classified as an oilseed legume which contains both of heat-labile anti-nutritional factors, i.e. trypsin inhibitor, hemagglutinin, and heat-stable anti-nutritional factor, i.e. saponin. These factors directly affect the growth of various species of animals (Liener, 1988). The trypsin inhibitor (TI) is the one to be of practical interest in considering the quality of soybean because it increases the secretory activity of pancreas, causing the pancreatic hypertrophy and the growth depression. When soybean is treated with sufficiently high heat processing, the trypsin inhibitor and the other anti-nutritional factors are inactive, but their nutritional components are

improved (White *et al.*, 1967; Faber and Zimmerman, 1973; Qin *et al.*, 1996).

White *et al.* (1967) reported growth response of chick fed. In the work, soybean used as a protein supplement was treated by different methods such as autoclaving, extrusion and infrared roasting. It indicated that gain weight and feed to gain ratio depended on the methods of treatment. The extruded soybean gave higher gain weight and feed to gain ratio than the roasted and autoclaved soybeans. Faber and Zimmerman (1973) studied the growth response of baby pigs, which was similar to the report of White *et al.* (1967).

In addition to the above-mentioned heat treatment processes, fluidization technique has recently been applied for eliminating the trypsin

inhibitor existing in soybean (Soponronnarit *et al.*, 2001). It showed a positive result of reduction in the urease activity. The measurement of urease activity is an indirect method to indicate the trypsin inhibitor. With the fluidization technique, the minimum temperature required to reduce the urease activity to level lower than 0.30 Δ pH should be not lower than 120°C. The protein level was insignificantly reduced in a temperature range of 110-140°C. For the physical qualities, the degree of cracking and breakage were found to be higher with increase of drying temperature.

However, the conventional fluidized bed usually provides the poor quality of fluidization (bubbling and slugging) for such coarse particles, resulting in low heat and mass transfer between solid and gas phases (Gishler, 1983). Thus spouted bed technique was developed for improving such cause. Several researchers have used this technique for drying cereal grains (Mathur and Epstein, 1974; Viswanathan *et al.*, 1986; Massarani, 1987; Pasos *et al.*, 1987, 1989). This technique has the advantages as follows: simple design and construction, regular cyclic movement of solids, easily handling and lower pressure drop.

The use of two-dimensional spouted bed as a heat processing to reduce the trypsin inhibitor in the soybean has been of less interest. Therefore, this work studies the drying rate of soybean in a two-dimensional spouted bed and the effect of temperature on the soybean qualities such as percentages of cracking and breakage, urease activity and protein solubility.

MATERIALS AND METHODS

Drying rate

A batch two-dimensional spouted bed dryer as shown in Figure 1 was used for drying and heat treatment. The system consisted of a spouted bed dryer with a width of 60 cm, a height of 200 cm, a 24 kW electric heater, an on-off temperature controller and a backward-curved blade centrifugal

fan (2.2 kW motor). Geometry of dryer was the inlet cross sectional area of $4 \times 15 \text{ cm}^2$, the spout width of 8 cm and the entrance height of 12.5 cm.

Temperatures were recorded by Chromel-Alumel (Type K) thermocouples connected to a data logger with an accuracy of $\pm 1^\circ\text{C}$. Pressure drop across bed and air velocity were respectively measured by a U-tube manometer and a hot wire anemometer.

Soybeans were rewetted to obtain the desired moisture content and then placed at temperature controlled room between 8 and 10°C for 5 or 7 days to ensure uniform moisture content of kernels. The experimental conditions were set up as follows: initial moisture contents of 28-32% dry basis, a fixed hold up of 25 kgs, temperatures of 120-150 °C and a fixed air velocity of 20.5 m/s. Sample taken at every five minutes for periods of 5-30 minutes were collected in an electric oven for 72 hrs at temperature of 103°C to determine the moisture content.

Quality

Percentages of cracking and breakage

Cracking and breakage were considered by visually sorting out the cracked and broken kernels with fluorescent from 200 gram sample. The percentages of cracking and breakage were expressed by the following equations:

Percentage of cracking

$$= \frac{\text{weight of cracked kernel}}{\text{weight of sample}} \times 100 \quad (1)$$

Percentage of breakage

$$= \frac{\text{weight of broken kernel}}{\text{weight of sample}} \times 100 \quad (2)$$

Urease activity

The urease activity could be measured by detecting pH change, which is caused by the urease converting urea to ammonia. This method is an indirect test for level of trypsin inhibitor. A properly

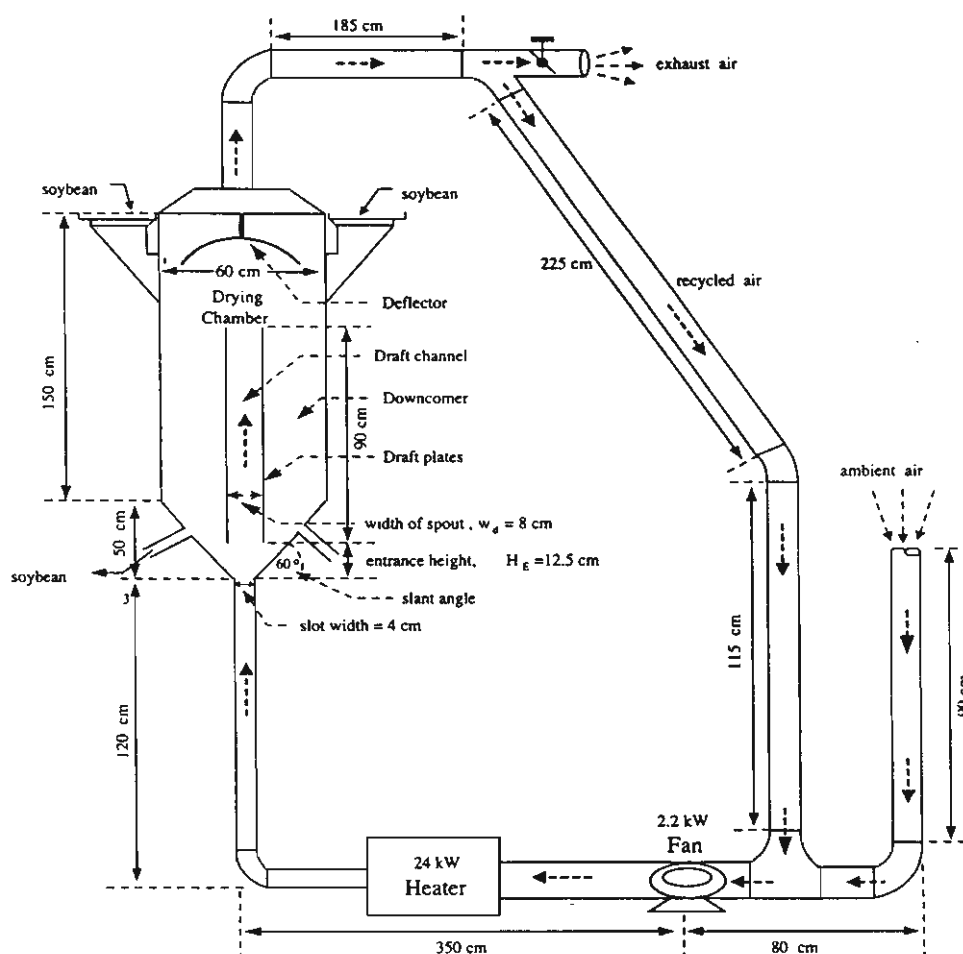


Figure 1 Schematic diagram of a Two-dimensional Spouted Bed Dryer (not to scale).

cooked soybean will give a urease activity of 0.30 rise in ΔpH . The measurement method follows the AACC procedure (1944).

Crude protein

Nitrogen content of soybean was estimated by Kjeldahl method (AOAC, 1980) using a nitrogen analyzer (Model VAPODEST12) and crude protein content was calculated by $\%N \times 6.25$.

Protein solubility

Protein solubility indicates the dispersion of proteins in 0.2% KOH solution. The nitrogen in the supernatant is determined by the Kjeldahl method. According to Cheong (1997), protein solubility

should be in a normal range between 70 and 85%. If its value is lower than 70%, it means the soybean is overcooked, but if it is higher than 85%, soybean is insufficiently cooked. Protein solubility was calculated by

Protein solubility

$$= \frac{\text{nitrogen of the supernatant in 0.2\% KOH solution}}{\text{crude protein}} \times 100 \quad (3)$$

RESULTS AND DISCUSSION

Effect of temperatures on drying rate

A set of drying curves of soybeans at different inlet air temperatures is given in figure 2. It is clearly illustrated that moisture content is decreased

rapidly at the beginning of drying period and then reduces slowly at the end of drying period. In all cases, drying rates of soybean are increased with inlet air temperature and drying of soybean is in the falling rate period. During this period, moisture movement is controlled by internal diffusion.

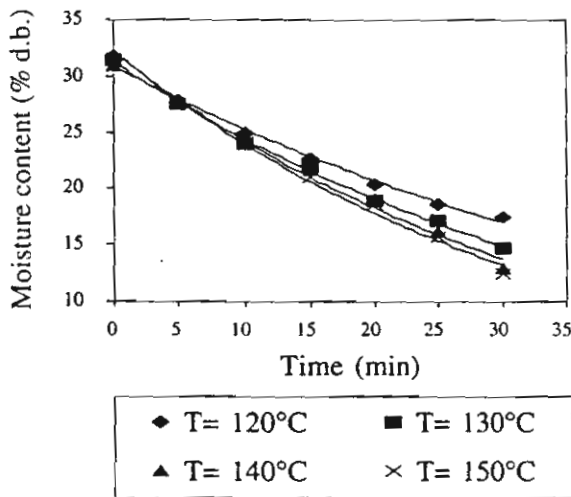


Figure 2 Effect of temperatures on reduction of moisture content.

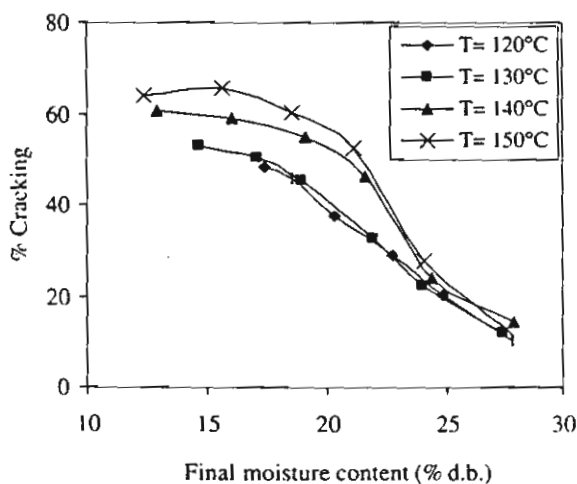


Figure 3 Effect of temperatures on the percentages of cracking at a fixed air velocity of 20.5 m/s and a deflector height of 138 cm.

Effect of temperatures on cracking and breakage

The cracking and breakage of soybean caused by drying at high temperatures is formed in V-shape. These results are similar to those reported by Overhults *et al.* (1973) and Soponronnarit *et al.* (2001).

The percentages of cracking and breakage shown in figures 3 and 4, respectively, were obtained by the following conditions: inlet air temperatures of 120-150°C, a deflector height of 138 cm from the entry of air inlet and a fixed air velocity of 20.5 m/s. They reveal that percentages of cracking and breakage depend strongly on the final moisture content and the inlet air temperatures; they increase with decrease of final moisture contents and increase of inlet air temperatures. Such defects are caused by the slow movement of water from the inside to the outside. Hence, soybean becomes brittle at the surface and tends to be cracked. Furthermore, the surface temperature of soybean rapidly increases as drying proceeds.

As illustrated in figure 4, the percentage of breakage of final product lies in a range of 6-24% higher than an acceptable level (3%). The cause of

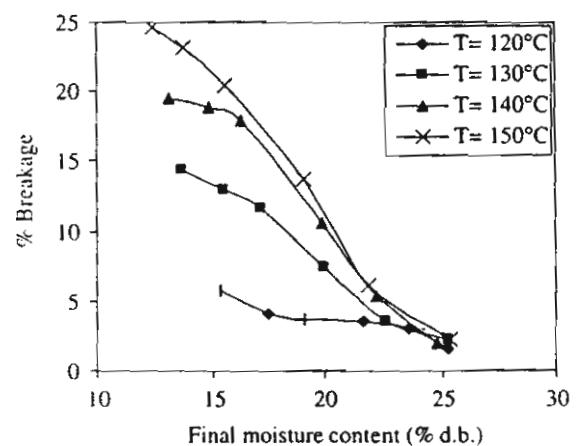


Figure 4 Effect of temperatures on the percentages of breakage at a fixed air velocity of 20.5 m/s and a deflector height of 138 cm.

such result is due to the effect of strong collision of kernels with the deflector, besides the drying effect. The effect of the deflector will be discussed in the next section.

Effects of air velocity and deflector height on cracking and breakage

Figures 5 and 6 show the increased percentages of cracking and breakage at the different air velocities and a deflector height of 142 cm. It is found that the percentages of cracking are insignificantly changed with increase of air velocity, but the percentages of breakage are substantially higher. When compared to figure 4 at 130°C in which degree of collision of kernel with deflector is higher than that in figure 6, it reveals that percentages of breakage at 142 cm deflector height (figure 6) are approximately 3% and 8% for air velocities of 15.86 and 17.12 m/s, respectively, whilst the percentage of breakage at 138 cm deflector height (figure 4) is 15% for air velocity of 20.5 m/s at the same drying conditions.

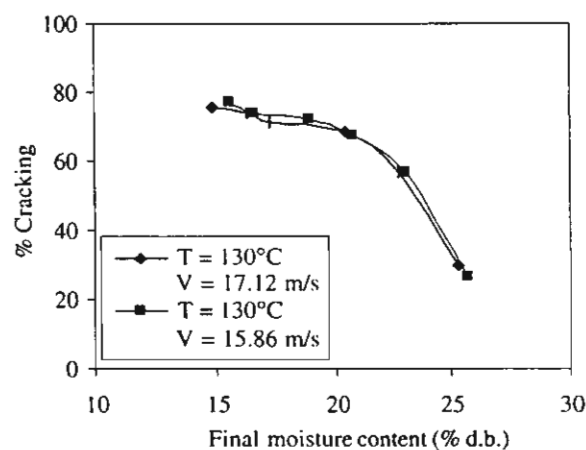


Figure 5 Effect of air velocities and deflector height on the percentages of cracking at a fixed temperature of 130°C, initial moisture content of 28% d.b. and a deflector height of 142 cm.

Effect of temperatures on urease activity and protein solubility

Figures 7 and 8 show the levels of urease of soybeans obtained from each treatment. In all tests, the pH is insignificantly changed at the early period and it is then reduced sharply. From the urease curve at 120°C, it can be seen that the level of urease is still higher than an acceptable limit of 0.30 ΔpH, according to FAO standard. At 130°C and initial moisture content of 28% d.b., urease can be reduced to be lower than an acceptable level, but at higher initial moisture content of 31-32% d.b., it is still higher than the acceptable level (pH change of 0.60). However, the capability of reducing the urease becomes more effectiveness when using the air temperature up to 140 or 150°C for reducing moisture content from a thorough range of 28-32% d.b. to 15% d.b.

Table 1 shows protein, urease activity and protein solubility in all heat treatments. It is found that the protein is insignificantly different and the protein solubility varies between 78-85%, indicating that the soybeans were properly treated.

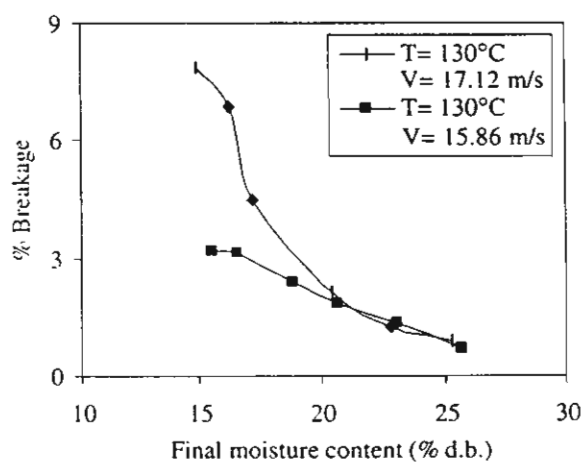


Figure 6 Effect of air velocities and deflector height on the percentages of breakage at a fixed temperature of 130°C, initial moisture content of 28% d.b. and a deflector height of 142 cm.

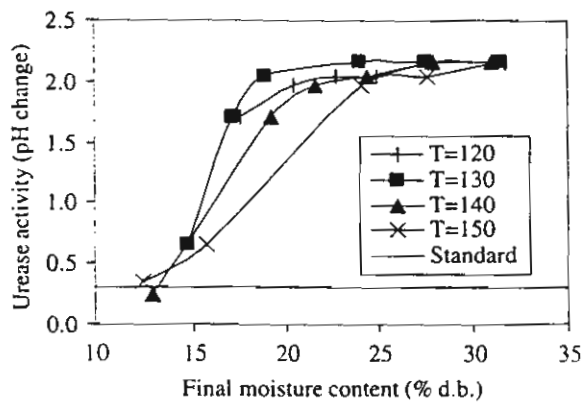


Figure 7 Effect of temperatures on the urease activity at the air velocity of 20.5 m/s, a deflector height of 138 cm and initial moisture content of 31-32% d.b.

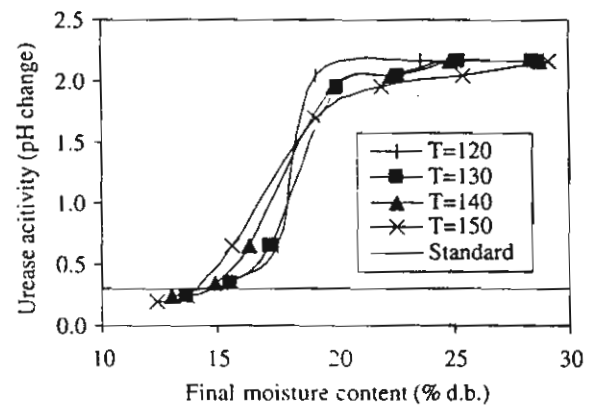


Figure 8 Effect of temperatures on the urease activity at the air velocity of 20.5 m/s, a deflector height of 138 cm and initial moisture content of 28% d.b.

Table 1 Analysis of protein solubility in 0.2% KOH at initial moisture content of 28-32% d.b.

T (°C)	MI (% d.b.)	Mf (% d.b.)	Protein (%)	Urease activity (ΔpH)	Protein solubility (%)
120	28.88	15.35	37.15	0.35	80.96
130	28.37	13.72	38.06	0.24	80.72
140	31.01	12.95	38.04	0.24	79.65
140	28.69	13.09	38.04	0.24	79.08
150	31.40	12.40	38.07	0.35	85.33
150	29.12	12.37	38.12	0.20	78.13
Initial sample			38.04-38.91	2.16	90.54-93.73

CONCLUSIONS

Drying at high air temperature can reduce the moisture content of soybean faster than that at low temperature. The percentages of cracking and breakage depend upon the temperature, final moisture content and degree of collision of kernel with deflector. Two-dimensional spouted bed dryer has a great potential to decrease the urease activity to the acceptable limit, along with maintaining the

protein quality, when using the drying air temperature between 140 and 150°C. Under satisfaction of both qualities, moisture contents of soybean were reduced from 28 – 32% to be lower than 14% dry basis.

ACKNOWLEDGEMENTS

The authors would like to thank the Thailand Research Fund (T.R.F.) for supporting this work.

LITERATURE CITED

- AACC. 1944. Official and Tentative Methods of the American Oil Chemists' Society (2nd ed.). American Oil Chemists's Society, AACC Method 22-90.
- AOAC. 1980. Official Methods of Analysis. 10th ed. Association of Official Agricultural Chemists. Washington, D.C.
- Cheong, Y.L. 1997. Full fat soybean meal production and utilization. American Soybean Association (ASA) Technical Bulletin FT37-1997 : 1-13.
- Faber, J.L. and D.R. Zimmerman. 1973. Evaluation of infrared-roasted and extruder-processed soybeans in baby pig diets. *Journal of Animal Science* 36 (5) : 902-907.
- Gishler, P.E. 1983. The Spouted bed technique-discovery and early studies at N.R.C. *Canadian Journal Chemical Engineering* 61 : 267-268.
- Liener, I.E. 1988. Antinutritional factors in legume seeds: state of the art, pp. 6-11. *In* Recent Advances of Research in Antinutritional Factors in Legume Seeds. Pudoc Wageningen, The Netherlands.
- Massarani, G. 1987. Secagem de produtos agrícolas. Volume 2 Editora UFRJ, Rio de Janeiro.
- Mathur, K.B. and N. Epstein. 1974. Spouted bed. Academic Press. 52 : 129-144.
- Overhults, D.G., G.M. White, H.E. Hamilton and I.J. Ross. 1973. Drying soybean with heated air. *Transaction of American Society of Agricultural Engineers* 16 : 112-113.
- Passos, M.L., A.S. Mujumdar, and V.G.S. Raghavan. 1987. Spouted beds for drying, pp. 359-397. *In* A.S. Mujumdar (ed.). Principles and Design Considerations in Advances in Drying Volume 4. Hemisphere, New York.
- _____. 1989. Spouted and spouted-fluidized beds for grain drying. *Drying Technology* 7 : 663-696.
- Qin, G., E.R. ter Elst, M.W. Bosch, and A.F.B. van der Poel. 1996. Thermal processing of whole soya beans studies on the inactivation of antinutritional factors and effects on ileal digestibility in piglets. *Animal Feed Science Technology* 57 : 313-324.
- Soponronnarit, S., T. Swasdisevi, S. Wetchacama, and W. Wutiwiwatchai. 2001. Fluidised bed drying of soybeans. *Journal of Stored Products Research* 37 : 133-151.
- Viswanathan, K., M.S. Lyall, and B.C. Raychavdhury. 1986. Spouted bed drying agricultural grains. *Canadian Journal Chemical Engineering* 64 : 223-232.
- White, C.L., D.E. Greene, P.W. Waldroup and E.L. Stephenson. 1967. The use of unextracted soybeans for chicks. *Poultry Science* 46 : 1180-1185.

Received date : 06/11/01

Accepted date : 28/12/01

การออกแบบ ทดสอบ และหา แนวทางที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการ อบแห้งข้าวเปลือก โดยเทคนิคการ ทำไหลบนฐานสัน

สมชาติ ไสภณรณฤทธิ์*

สมบูรณ์ เวชกามา†

สุวิทย์ ตรุทัศน์วินท์*

วุฒิกรณ์ จริยตันติเวทย์*

*ราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์

ราชบัณฑิตยสถาน

†คณะพลังงานและวัสดุ

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

อดีตนักศึกษาระดับปริญญาโท

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบ สร้าง และทดสอบเครื่องต้นแบบอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสัน ขนาดกำลังผลิต ๒.๕-๕.๐ ตันต่อชั่วโมง และพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด

สมการเงื่อนไขที่ใช้ในการทดสอบเครื่องมีดังนี้ : อัตราการไหลของอากาศอบแห้ง ๑.๗ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที, ความเร็วอากาศอบแห้ง ๑.๕ เมตรต่อวินาที, อุณหภูมิอากาศอบแห้งเฉลี่ย ๑๒๕-๑๔๐ องศาเซลเซียส, ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกอยู่ในห้องอบแห้งประมาณ ๑ นาที, ความสูงชั้นข้าวเปลือก ๑๑.๕ เซนติเมตร, สัดส่วนอากาศเวียนกลับ ๐.๘๔ และค่าความชื้นการสิ้นเปลือง ๑ (ความชื้น ๗.๓ เอิร์ช และแอมพลิจูดในแอมพลิจูด ๕ มิลลิเมตร)

ผลการทดสอบ พบว่า เมื่ออัตราการป้อนข้าวเปลือกเท่ากับ ๕.๕๖ ตันต่อชั่วโมง สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกจากร้อยละ ๒๕ เหลือร้อยละ ๒๐ ของฐานแห้ง โดยสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าและน้ำมันดีเซล ๔.๖๖ วัตต์ และ ๑๖.๖ ลิตรต่อชั่วโมง ตามลำดับ สิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูจำเพาะ ๒.๑๕ เมกะจูลต่อกิโลกรัมที่ระเหย, กำลังไฟฟ้าที่ใช้กับมอเตอร์พัดลมและมอเตอร์สั่นสะเทือนมีค่าประมาณร้อยละ ๕๔ ของมอเตอร์พัดลมการอบแห้งด้วยเทคนิคการทำไหลไม่มีการสั่นสะเทือนที่เกินการอบแห้ง ๑๖ ชั่วโมงต่อวันและ ๔๐ ชั่วโมงต่อปี จะมีการใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้งข้าวเปลือก ๑.๕ บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย แบ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง ๐.๕ บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย และค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้ง ๑ บาทต่อกิโลกรัมที่ระเหย เมื่อเปรียบเทียบผลการทดสอบกับแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่พัฒนาขึ้น พบว่าสามารถทำนายการอบแห้งข้าวเปลือกในระดับพ้อยมูบได้ สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลที่ขนาดกำลังผลิต ๕ ตันต่อชั่วโมง ความชื้นเริ่มต้นร้อยละ ๒๐ ของฐานแห้ง และความเร็วอากาศอบแห้ง ๒.๓ เมตรต่อวินาที สมการเงื่อนไขการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลที่เหมาะสมที่สุดมีดังนี้ : อุณหภูมิอากาศอบแห้ง ๑๔๔ องศาเซลเซียส, สัดส่วนอากาศเวียนกลับ ๐.๘๓, ความสูงชั้นข้าวเปลือก ๙.๙ เซนติเมตร, ความถี่การสั่นสะเทือน ๕ เอิร์ช และความชื้นการสิ้นเปลือง ๑.๕, มีความสิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูจำเพาะ ๕.๓๖ เมกะจูลต่อกิโลกรัมที่ระเหย และค่าความชื้นสุดท้ายร้อยละ ๒๖.๐ ของฐานแห้ง

สรุป การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสันมีความสิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูจำเพาะน้อยกว่าเทคนิคการทำไหลที่ไม่สันประมาณร้อยละ ๗. การอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสันใช้กำลังไฟฟ้ารวมและน้ำมันดีเซลเฉลี่ยเท่ากับ ๕.๙ กิโลวัตต์ และ ๒๑.๑ ลิตรต่อชั่วโมง ตามลำดับ, โดยมีค่ากำลังไฟฟ้ารวมประมาณร้อยละ ๓๐ ของกำลังไฟฟ้ารวมกรณีอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลที่ไม่มีการสั่น

คำสำคัญ : การอบแห้งข้าวเปลือก, การทำไหลบนฐานสัน, การทำไหล





บทนำ

สมชาติ โสภณเรณูฤทธิ์ และคณะ^๑ ได้ศึกษาสภาวะการอบแห้งข้าวเปลือก ความชื้นสูงด้วยเทคนิคการทำไหลแบบต่อเนื่อง โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ควบคุมไปกับการทดลอง เมื่อพิจารณาให้มีอัตราการผลิตสูง มีความสิ้นเปลืองพลังงานต่ำ และข้าวมีคุณภาพดี พบว่า ที่อุณหภูมิอากาศอบแห้ง ๑๑๕ องศาเซลเซียส ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกร้อยละ ๓๐ ของฐานแห้ง ความชื้นสุดท้ายร้อยละ ๒๔ ของฐานแห้ง ความสูงชั้นข้าวเปลือก ๑๐ เซนติเมตร อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ ๐.๐๔๓ กิโลกรัมต่อวินาที-กิโลกรัมวัสดุแห้ง สัดส่วนอากาศเวียนกลับ ๐.๘๐ มีอัตราส่วนระหว่างพลังงานที่ใช้ระเหยน้ำต่ออัตราการผลิตต่ำสุด โดยสิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูมีจำเพาะ ๗.๕ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย มีค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง ๒.๐๕ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย. จากการศึกษาเพิ่มเติม^๒ พบว่า ถ้าต้องการให้ข้าวเปลือกมีปริมาณข้าวต้นสูง (ปริมาณข้าวหักต่ำ) ไม่ควรอบแห้งให้ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกต่ำกว่าร้อยละ ๒๓ ของฐานแห้ง และร้อยละ ๑๔ ของฐานแห้ง สำหรับกรณีที่ไม่มีการเทมเปอร์และกรณีที่มีการเทมเปอร์ ตามลำดับ และอุณหภูมิอากาศอบแห้งไม่ควรสูงกว่า ๑๕๐ องศาเซลเซียส.

Rysin^๓ ศึกษาการอบแห้งอาหาร โดยเทคนิคการทำไหลและสั่น พบว่า ความเข้มข้นการสั่นไม่ควรมีค่าเกิน ๓.๓

โดยค่าความเข้มข้นการสั่นและแอมพลิจูดที่เหมาะสมอยู่ระหว่าง ๑.๕-๒.๐ และ ๕-๑๐ มิลลิเมตร ตามลำดับ. Ringer และ Mujumdar^๔ สร้างแผนภูมิสำหรับเลือกพารามิเตอร์การทำงานสำหรับการอบแห้งโดยใช้เทคนิคการทำไหลบนฐานสั่น พบว่าอัตราส่วนความเร็วอากาศต่อความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดการทำไหล และความเข้มข้นการสั่นมีค่าไม่เกิน ๑.๑ และ ๓.๓ ตามลำดับ. ฮาน และคณะ^๕ ศึกษาการกระจายระยะเวลาที่อยู่ในห้องอบแห้งของวัสดุ (residence time distribution) และลักษณะเฉพาะของการอบแห้งในเครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั่นอย่างต่อเนื่องขนาดโรงงานนาร์รอง. วัสดุที่ใช้ในการทดลองคือข้าวสาลี และ Biyanning^๖ (ชื่อทางการค้าของยารักษาโรคเยื่อจมูกอักเสบชนิดเม็ด). ตัวแปรที่ทำการศึกษาคือ ความเข้มข้นการสั่น, อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศ, อัตราการป้อนวัสดุ อุณหภูมิอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้ง และขนาดของวัสดุ. โดยพิจารณาการไหลของวัสดุในเครื่องอบแห้งเป็นการไหลแบบลูกสูบ (plug flow). จากการทดลองพบว่า ความเข้มข้นการสั่นเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลต่อระยะเวลาเฉลี่ยของวัสดุในห้องอบแห้ง และการกระจายของวัสดุ. เมื่อความเข้มข้นการสั่นเพิ่มมากขึ้นทำให้ระยะเวลาเฉลี่ยของวัสดุในห้องอบแห้งลดลง และอัตราการอบแห้งเพิ่มขึ้น. จากงานวิจัยด้านการอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั่นที่ผ่านมาข้างต้น สรุปได้ว่าความเข้มข้น

การสั่นควรมีค่า ๑.๕-๒.๐ และความถี่ของการสั่นควรมีค่า ๕-๒๕ เฮิรตซ์ โดยควรใช้ความถี่ต่ำ เพื่อลดการสั่นหรือ และประหยัดพลังงานไฟฟ้าของมอเตอร์สั่น และเพิ่มค่าแอมพลิจูดเพื่อเพิ่มความเข้มข้นการสั่นแทน.

จากการที่มีการผลิตและใช้งานเครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลอย่างแพร่หลายทั้งในประเทศและต่างประเทศ และความต้องการลดกำลังไฟฟ้าของมอเตอร์พัดลม ซึ่งคาดว่าจะลดได้ถ้ามีการสั่นร่วมด้วย. ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบ สร้าง ทดสอบเครื่องต้นแบบอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั่น ขนาดกำลังการผลิต ๒.๕-๕.๐ ตันต่อชั่วโมง และพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับหาสภาวะเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดในการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั่น.

วิธีดำเนินการ

การพัฒนาเครื่องต้นแบบและวิธีการทดลอง

ดำเนินการสร้างเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั่น ขนาดกำลังผลิต ๕.๐ ตันต่อชั่วโมง ที่บริษัทไรซ์เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ออกแบบตามหลักการเช่นเดียวกับเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหล แต่ใช้ความเร็วอากาศอบแห้งลดลง ทำให้ใช้มอเตอร์ขนาดเล็กลงจาก ๑๕ กิโลวัตต์ เหลือ ๗.๕ กิโลวัตต์. ได้ทำการทดลองที่





โรงสีข้าวชัยภูมิจำกัด อำเภอ
บางปลาม้า จังหวัดสุพรรณบุรี. ส่วน
ประกอบเครื่องอบแห้งมีดังนี้

ห้องเผาไหม้และหัวพันไฟ

พัดลมแบบหอยโข่งใบพัดโค้ง
หลัง ไซมอเตอร์ขนาด ๗.๕ กิโลวัตต์

ห้องอบแห้งขนาด ๐.๖ × ๒.๑ ×
๑.๒ เมตร

และแผ่นตะแกรงกระจายลม
ขนาด ๐.๖ × ๒.๑ เมตรหนา ๐.๕
มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางรู
๑.๑ มิลลิเมตร

ระบบการสิ้นประกอบด้วย ชุด
ลูกเบี้ยว ชุดสปริงชุด และชุดสปริงลาน
มอเตอร์ขับเคลื่อนระบบสิ้น ขนาด ๑.๕ กิโล
วัตต์ (ความถี่ ๗.๓ เฮิร์ตซ์, ความ
เข้มนการสิ้น ๑ และแอมพลิจูดในแนวตั้ง
๕ มิลลิเมตร)

ถังพักข้าวเปลือก

โรตารีป้อนและปล่อยข้าวเปลือก
เลาะกะพ้อ

ตู้ควบคุมระบบไฟฟ้า

ระบบท่ออากาศเวียนกลับ

และไซโคลน รายละเอียดแสดงไว้
ในรูปที่ ๑.

ในการทดลองได้เก็บตัวอย่างข้าว
เปลือกก่อนและหลังการอบแห้งทุก ๒๐
นาทีก่อนเพื่อนำมาหาความชื้นและทดสอบ
คุณภาพ. ก่อนการทดสอบคุณภาพ
ตัวอย่างข้าวเปลือกถูกเป่าด้วยอากาศ
แวดล้อมจนความชื้นลดลงเหลือ
ประมาณร้อยละ ๑๔ ของฐานเปียก.
วัดอุณหภูมิโดยใช้สายเทอร์โมคัปเปิล
(thermocouple) ชนิดเค ต่อเข้ากับ
ตัวบันทึกข้อมูล (data logger) ค่า
ความถูกต้อง ± 1 องศาเซลเซียส. วัด

ความเร็วลมโดย hot wire anemo-
meter ค่าความถูกต้อง $\pm$ ร้อยละ ๔
ที่ตำแหน่งต่างๆ ของเครื่องอบแห้ง
ดังแสดงในรูปที่ ๑ และวัดกำลัง
ไฟฟ้าโดยใช้ clamp-on meter ค่า
ความถูกต้อง $\pm$ ร้อยละ ๐.๕.

การพัฒนาแบบจำลองทาง
คณิตศาสตร์ของการอบแห้ง

สมชาติ โสภณธนฤทธิ์ และ
สมเกียรติ ปรัชญารากร* และ สมชาติ
โสภณธนฤทธิ์และคณะ* ได้พัฒนา
แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และ
สมการอัตราการอบแห้งข้าวเปลือก
โดยเทคนิคการทำไหล โดยศึกษาใน

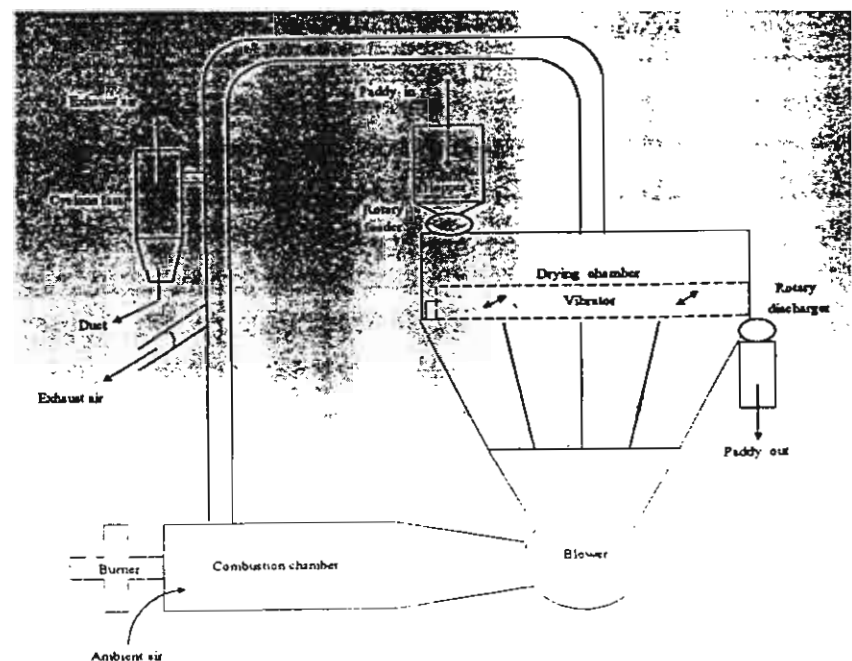
ช่วงอัตราการไหลจำเพาะของอากาศ
๐.๑๓-๐.๓๓ กิโลกรัมต่อวินาที-
กิโลกรัมวัสดุแห้ง และ ๐.๐๓-๐.๑๖
กิโลกรัมต่อวินาที-กิโลกรัมวัสดุแห้ง
ตามลำดับ, ซึ่งสามารถนำมาประยุกต์
ใช้กับการพัฒนาแบบจำลองทาง
คณิตศาสตร์การอบแห้งข้าวเปลือก
โดยเทคนิคการทำไหลและสันได้ โดย
ตั้งสมมุติฐานดังนี้

๑. เกิดสมดุลความร้อนระหว่าง
ข้าวเปลือกกับอากาศอบแห้ง

๒. การไหลของข้าวเปลือกใน
ห้องอบแห้งเป็นการไหลแบบลูกสูบ

๓. ข้าวเปลือกเกิดการไหลอย่าง
สมบูรณ์ในห้องอบแห้ง

รูปที่ ๑
ผังแสดงเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลและสัน



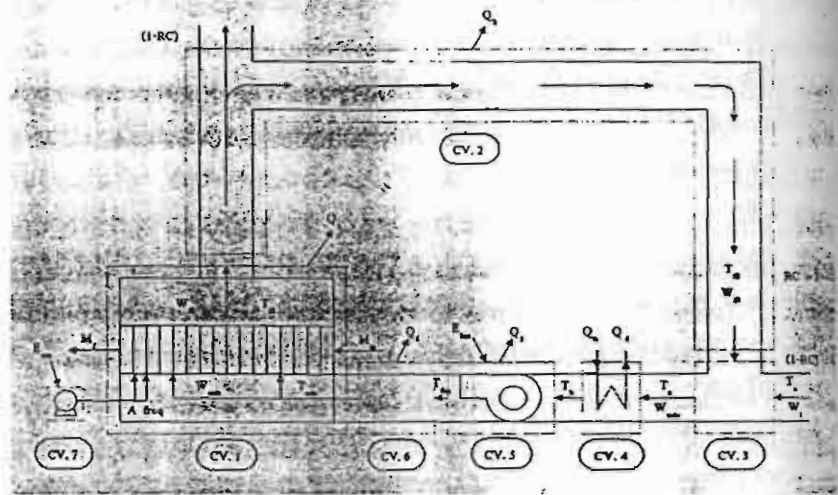


๔. อากาศไหลผ่านเมล็ดข้าวเปลือกอย่างสม่ำเสมอ และ

๕. แรงลัพธ์ของการสั่นสะเทือนมีทิศทางเดียวกับทิศทางของอากาศอบแห้ง. รูปที่ ๒ เป็นแผนภาพแสดงระบบอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลและสั่น และปริมาณควบคุมในแต่ละส่วนของระบบ จากกฎอนุรักษ์พลังงานและมวล, ซึ่งสามารถนำมาประยุกต์เขียนแบบจำลองทางคณิตศาสตร์การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั่นได้ดังนี้

รูปที่ ๒

ผังแสดงปริมาณควบคุมของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลและสั่น



การคำนวณเป็นแบบลงมือ

$$W_{n,i} = \frac{h p_i (M_i - M_{i+1})}{m_{mix,i} t_i} + W_{mix}$$

$$T_{n,i} = \frac{Q_i/m_{mix} + c_a T_{mix} + W_{mix} (h_{fg} + c_v T_{mix})}{c_a + W_{n,i} c_v} - \frac{W_{n,i} h_{fg} + \Delta U_{p,i}}{c_a + W_{n,i} c_v}$$

$$W_{mix} = (1 - RC)W_i + RCW_n$$

$$T_x = \frac{RCm_{mix} c_a T_{f2} + RCm_{mix} W_n (h_{fg} + c_v T_{f2}) - m_{mix} W_{mix} h_{fg}}{m_{mix} (c_a - W_{mix} c_v)} + \frac{m_i c_a T_a + m_i W_i (h_{fg} + c_v T_a)}{m_{mix} (c_a - W_{mix} c_v)}$$

$$P_i = P_L + P_{bv}$$

$$P_{bv} = P_b \Gamma^n \text{ where } n \text{ depends on density and size of particle}$$

$$T_b = T_{fan} - \left(\frac{P_i m_{mix}}{p_s h_f} + Q_s \right) / m_{mix} (c_a + c_v W_{mix})$$

$$Q_h = m_{mix} (c_a + c_v W_{mix}) (T_b - T_x) - Q_d$$

$$E_{im} = \frac{P_i (m_{mix} / p_s)}{\eta_i \eta_{im}}$$

$$E_{im} = \frac{F_i [2 \pi i (freq)]}{1000 \eta_{im}} \text{ where } F_i = \mu p_s A_p H \cdot g$$

$$MER = \frac{1000 F (M_{in} - M_i)}{(1 + M_{in})}$$

- (๑) ลองถูก โดยสมมติค่า W_n แล้วทำการตรวจสอบภายหลัง พิจารณาปริมาณควบคุมที่ ๑ ในรูปที่ ๒ ซึ่งเป็นห้องอบแห้งข้าวเปลือก จากสมการการอบแห้งข้าวเปลือกของ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และ สมเกียรติ ปรัชญารากร และสมชาติ โสภณรณฤทธิ์ และคณะ*, คำนวณการอบแห้งข้าวเปลือกโดยแบ่งข้าวเปลือกเป็น n ชั้น
- (๒) ตามแนวยาวของเครื่องอบแห้ง และใช้สมการที่ (๑) และ (๒) คำนวณหาสัดส่วนความชื้นของอากาศและอุณหภูมิของอากาศหลังการอบแห้งของแต่ละชั้นได้ โดยอุณหภูมิของอากาศหลังอบแห้งและสัดส่วนความชื้นของอากาศหลังการอบแห้งเท่ากับค่าเฉลี่ยเลขคณิตของอุณหภูมิอากาศหลังการอบแห้งและสัดส่วนความชื้นของอากาศหลังการอบแห้งตั้งแต่ชั้นที่ ๑ ถึง n ส่วนรับการคำนวณค่าอื่นๆ เช่น อุณหภูมิของ



อากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง, อุณหภูมิของอากาศเวียนกลับ, อุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าหัวเผา, น้ำมันดีเซล, อุณหภูมิของอากาศหลังออกจากพัดลม, อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน, อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าของมอเตอร์พัดลม, อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าของมอเตอร์สั่น และอัตราการระเหยน้ำของข้าวเปลือก, สามารถคำนวณได้จากสมการที่ ๑-๑๑.

การหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และวิธีหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุด โดย grid search method สามารถคำนวณหาค่าความชื้นสุดท้ายต่ำที่สุด และความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิจำเพาะต่ำที่สุดซึ่งเป็นฟังก์ชันจุดประสงค์ (objective functions) โดยการหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดในครั้งแรกกำหนดให้ฟังก์ชันจุดประสงค์คือ ค่าความชื้นสุดท้ายต่ำที่สุด ซึ่งเป็นฟังก์ชันของสัดส่วนอากาศเวียนกลับ (RC), ความสูงชั้นข้าวเปลือก (H), อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง (T_{mix}), ความเข้มข้นการสั่น (Γ) และความถี่การสั่น (freq), โดยมีความสัมพันธ์ดังได้อธิบายไว้แล้วตามแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ และสามารถเขียนรูปแบบสมการฟังก์ชันจุดประสงค์ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{Minimize } y_1 \\ = M_1(RC, H, T_{mix}, \Gamma, \text{freq}) \quad (๑๒) \end{aligned}$$

คำตอบของฟังก์ชันจุดประสงค์

ที่เป็นไปได้ คือ ความชื้นสุดท้ายต่ำที่สุดต้องมีค่าไม่ต่ำกว่าร้อยละ ๑๔ ของฐานแห้ง เพื่อให้ได้ข้าวเปลือกมีปริมาณข้าวต้นสูง และหลังการอบแห้งข้าวเปลือกควรลดความชื้นได้ไม่ต่ำกว่าร้อยละ ๔ ของฐานแห้ง และมีอัตราการป้อนข้าวเปลือก ๒.๕-๕.๐ ตันต่อชั่วโมง ตามขนาดกำลังผลิตของเครื่องอบแห้ง ซึ่งสามารถเขียนความสัมพันธ์ดังกล่าวได้ ดังนี้

$$19 \leq M_1 \leq M_2 - 4\% \text{ d.b.} \quad (๑๓)$$

$$2.5 \leq F \leq 5.0 \text{ tons/h} \quad (๑๔)$$

เงื่อนไขที่กำหนด คือการอบแห้งเพื่อให้ได้ข้าวเปลือกคุณภาพดี ซึ่งต้องมีเงื่อนไขการอบแห้งดังนี้ : อุณหภูมิ อากาศอบแห้ง ๑๐๐-๑๕๐ องศาเซลเซียส และเพื่อให้ระบบของเครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการไหลบนฐานสั่นสามารถทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพภายในขอบเขตความสามารถของเครื่องอบแห้ง ได้กำหนดสภาวะเงื่อนไขดังนี้ : ความสูงชั้นข้าวเปลือกภายในห้องอบแห้งระหว่าง ๕-๒๐ เซนติเมตร, สัดส่วนอากาศเวียนกลับระหว่าง ๐-๐.๔๗, ความเข้มข้นการสั่นระหว่าง ๑.๐-๒.๕ และความถี่การสั่นระหว่าง ๕-๒๕ เฮิรตซ์ และกำหนดให้ความเร็วอากาศอบแห้งมีค่าคงที่เท่ากับ ๒.๓ เมตรต่อวินาที และ ๑.๕ เมตรต่อวินาที สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลและเทคนิคการทำไหลและสั่นตามลำดับ. สาเหตุที่กำหนดให้ความเร็วอากาศอบแห้งมีค่าคงที่เนื่องจากที่ความเร็วอากาศอบแห้งต่ำกว่าค่าดังกล่าว ข้าวเปลือกอาจเกิดสภาพการไหลไม่

สมบูรณ์ได้ ซึ่งสามารถเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$0 \leq RC \leq 0.97 \quad (๑๖)$$

$$0.05 \leq H \leq 0.20 \text{ m} \quad (๑๗)$$

$$100 \leq T_{mix} \leq 150^\circ\text{C} \quad (๑๘)$$

$$1.0 \leq \Gamma \leq 2.5 \quad (๑๙)$$

$$5 \leq \text{freq} \leq 25 \text{ Hz} \quad (๒๐)$$

ในการหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดครั้งที่ ๒ กำหนดให้ฟังก์ชันจุดประสงค์คือ ค่าความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิจำเพาะต่ำที่สุด ซึ่งคำนวณหาค่าได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่กล่าวข้างต้น โดยเขียนรูปแบบสมการฟังก์ชันจุดประสงค์ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{Minimize } y_2 \\ = \text{SPEC}(RC, H, T_{mix}, \Gamma, \text{freq}) \quad (๒๑) \end{aligned}$$

$$\text{โดยที่ SPEC} = \text{SHC} + \text{SPC} \quad (๒๒)$$

$$\text{SHC} = \frac{Qh}{\text{MER}} \quad (๒๓)$$

$$\text{SPC} = \frac{E_t}{\text{MER}} \quad \text{เมื่อ } E_t = E_{fm} + E_{vm} \quad (๒๔)$$

คำตอบของฟังก์ชันจุดประสงค์ที่เป็นไปได้คือ ค่าความชื้นสุดท้ายแปรผันได้ไม่เกินร้อยละ ๐.๕ ของฐานแห้ง จากค่าความชื้นสุดท้ายต่ำที่สุดที่ได้จากการหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดครั้งแรก โดยมีเงื่อนไขที่กำหนดของการอบแห้งข้าวเปลือกตามสมการที่ ๑๖ ถึง ๒๐ สามารถเขียนสมการความสัมพันธ์ของคำตอบของฟังก์ชันจุดประสงค์ที่เป็นไปได้ ดังนี้

$$\text{MER} - y_2 \leq 0.5\% \text{ d.b.} \quad (๒๕)$$

จากการหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุดทั้ง ๒ ครั้งดังกล่าว จะทำให้สามารถหาสภาวะเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุด



ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิค
การทำไอลและการอบแห้งข้าวเปลือก
โดยเทคนิคการทำไอลและสันได้

ผลและวิจารณ์

ผลการทดลอง

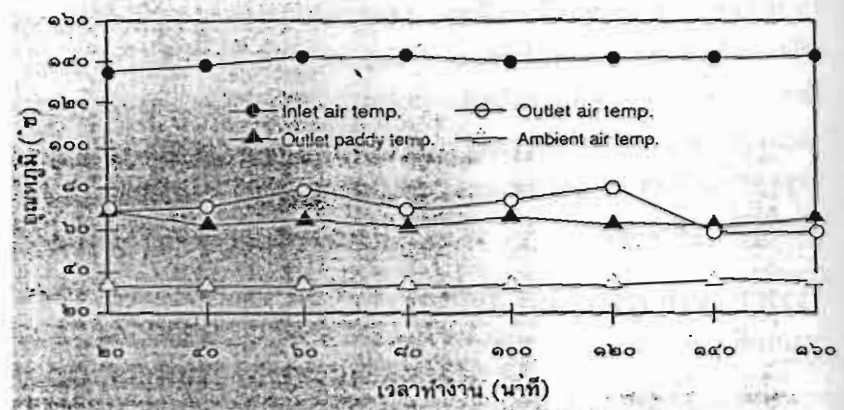
จากการทดลองอบแห้งข้าว
เปลือกที่กำลังผลิต ๔.๘๒ ตันต่อ
ชั่วโมง อัตราการไหลของอากาศอบ
แห้ง ๑.๗ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที
(ความเร็วอากาศอบแห้ง ๑.๔ เมตร
ต่อวินาที), สัดส่วนอากาศเวียนกลับ
๐.๘๕, อุณหภูมิอากาศอบแห้งเฉลี่ย
ในช่วง ๑๒๕-๑๕๐ องศาเซลเซียส
และความชื้นการสัน ๑ (ความถี่ ๗.๓
เฮิรตซ์ และแอมพลิจูดในแนวตั้ง ๕
มิลลิเมตร) ได้ ผลการทดลองสรุปไว้
ในตารางที่ ๑.

ความชื้นข้าวเปลือกและ
อุณหภูมิในเครื่องอบแห้ง

รูปที่ ๓ แสดงอุณหภูมิ ณ จุด
ต่างๆ ของเครื่องอบแห้ง กรณีที่
อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง
เฉลี่ยเท่ากับ ๑๕๐ องศาเซลเซียส
โดยอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์
ของอากาศแวดล้อมมีค่าประมาณ ๓๕
องศาเซลเซียส และร้อยละ ๖๖ ตาม
ลำดับ พบว่า อุณหภูมิข้าวเปลือกหลัง
ออกจากห้องอบแห้งเฉลี่ยเท่ากับ ๖๔
องศาเซลเซียส. รูปที่ ๔ แสดงความชื้น
เริ่มต้นของข้าวเปลือกมีค่าเฉลี่ยร้อยละ
๒๔ ของฐานแห้ง และความชื้นหลัง
การอบแห้งเฉลี่ยร้อยละ ๒๓ ของฐาน
แห้ง ซึ่งพบว่าความชื้นค่อนข้างสม่ำเสมอ.

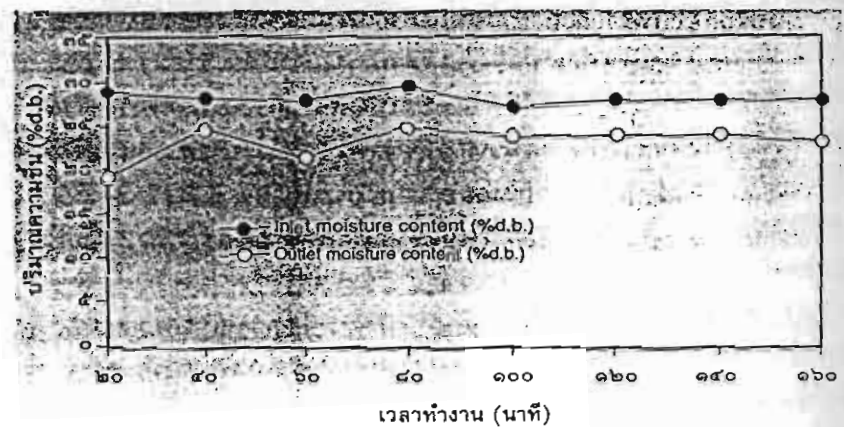
รูปที่ ๓

อุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆของเครื่องอบแห้ง (อุณหภูมิอากาศเข้าเฉลี่ย = ๑๕๐ °C, ความชื้นของการสัน = ๑, อัตราการใส่ตัวอย่าง = ๑.๓๔ กก./วินาที, ปริมาณความชื้นอากาศ = ๑๕% d.b., ความสูงของตัวอย่างบนฐาน = ๑๑.๕ ซม., ความเร็วของฐาน = ๑.๔ ม./วินาที, ปริมาณความชื้นอากาศออก = ๒๓% d.b.)



รูปที่ ๔

แสดงความชื้นของข้าวเปลือกก่อนและหลังการอบแห้ง (อุณหภูมิอากาศเข้าเฉลี่ย = ๑๕๐ °C, ความชื้นของการสัน = ๑, อัตราการใส่ตัวอย่าง = ๑.๓๔ กก./วินาที, ความสูงของตัวอย่างบนฐาน = ๑๑.๕ ซม., ความเร็วของฐาน = ๑.๔ ม./วินาที)



คุณภาพข้าวเปลือก

ในการทดสอบหาข้าวตัน ได้เก็บ
ตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนและหลังการ
อบแห้งทุก ๒๐ นาที พบว่าตัวอย่าง

ข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศแวดล้อมและเครื่องอบแห้งไอล เทคนิคการทำไอลและสัน กรณีอุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งเฉลี่ย ๑๕๐ องศา





เซลเซียส) มีข้าวตันเฉลี่ยร้อยละ ๓๒.๐ และ ๓๗.๐ ตามลำดับ ซึ่งข้าวตันที่ได้จากเครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการทำไอลและสันมากกว่าประมาณร้อยละ ๕ ดังรายละเอียดในรูปที่ ๕ ทั้งนี้ เป็นผลเนื่องมาจากการใช้อุณหภูมิอากาศอบแห้งที่เหมาะสม (๑๔๐ องศาเซลเซียส) และใช้เวลาในการอบแห้งสันประมาณ ๑ นาที เชื่อว่ามีการเกิดสภาพวุ้น (เจลลาไทไนเซชัน) ในเมล็ดข้าวเปลือก โดยเฉพาะที่ผิวซึ่งเหมือนกับผลที่ได้จากการทดลองศึกษาการอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคการทำไอลของ อติเทพ ทวีรัตนพานิช และคณะ^๗.

ในการทดสอบสีของข้าวสารจากตัวอย่างข้าวเปลือกที่อบแห้งด้วยอากาศแวดล้อมและเครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการทำไอลและสัน พบว่ามีความขาวเฉลี่ยประมาณ ๔๒.๕ และ ๔๑.๒ ตามลำดับ (ตามสเกลของเครื่องวัดความขาวยี่ห้อ Kett C-300) ซึ่งมีค่าต่างกันประมาณ ๑.๓ ดังรายละเอียดในรูปที่ ๖.

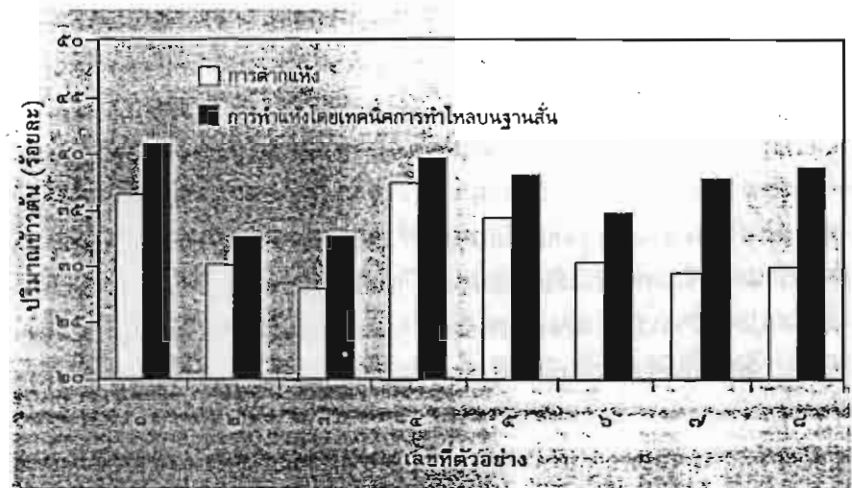
ความสัมพันธ์พลังงานจำเพาะ (specific energy consumption)

ระบบใช้กำลังไฟฟ้ารวมเท่ากับ ๙,๖๔๖ วัตต์ แยกเป็นการใช้กำลังไฟฟ้าของแต่ละอุปกรณ์ดังนี้

๑. blower ร้อยละ ๕๕.๐
๒. vibrator ร้อยละ ๑๐.๔
๓. rotary feeder ร้อยละ ๖.๔
๔. rotary discharger ร้อยละ ๗.๑
๕. elevator ร้อยละ ๑๓.๐

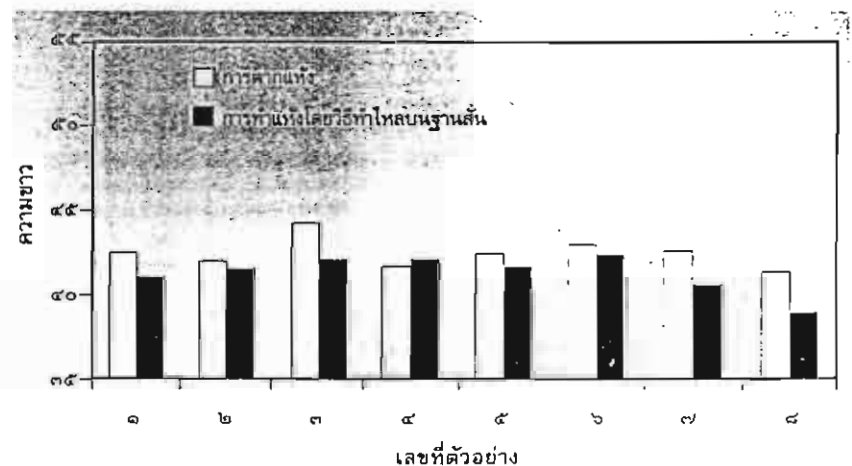
รูปที่ ๕

เปรียบเทียบข้าวตันที่ได้โดยการทำไอลบนฐานสันกับการตากแห้ง: (อุณหภูมิอากาศอบแห้ง = ๑๔๐°ซ. ความชื้นของการสัน = ๑, อัตราใส่ตัวอย่าง = ๑.๓๔ กก./วินาที, ปริมาณความชื้นขาเข้า = ๒๔% d.b., ความสูงของตัวอย่างบนฐาน = ๑๑.๕ ซม., ความเร็วของฐาน = ๑.๕ ม./วินาที, ปริมาณความชื้นขาออก = ๒๓% d.b.)



รูปที่ ๖

ความขาวของข้าวเปรียบเทียบระหว่างการอบแห้งโดยการทำไอลบนฐานสันกับการตากแห้ง (อุณหภูมิอากาศอบแห้งเฉลี่ย = ๑๔๐°ซ. ความชื้นของการสัน = ๑, อัตราใส่ตัวอย่าง = ๑.๓๔ กก./วินาที, ปริมาณความชื้นขาเข้า = ๒๔% d.b., ความสูงของตัวอย่างบนฐาน = ๑๑.๕ ซม., ความเร็วของฐาน = ๑.๕ ม./วินาที, ปริมาณความชื้นขาออก = ๒๓% d.b.)





๖. burner ร้อยละ ๘.๑

จากการทดสอบเครื่องพบว่า สิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูเฉลี่ย ๗๒๓.๑ เมกะจูลต่อชั่วโมง แบ่งเป็นกำลังไฟฟ้าในรูปพลังงานปรมาณูเฉลี่ย ๘๗.๖ เมกะจูลต่อชั่วโมง (ใช้ค่า conversion factor = ๒.๖) และความร้อนเฉลี่ย ๖๓๕.๕ เมกะจูลต่อชั่วโมง สามารถระเหยน้ำได้ ๑๑๗.๖ กิโลกรัมต่อชั่วโมง สิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูเฉพาะรวมเฉลี่ย ๖.๑๕ เมกะจูลต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลที่ไม่มีการสั่น แต่เมื่อพิจารณาเฉพาะกำลังไฟฟ้าที่ใช้ในมอเตอร์พัดลมและมอเตอร์สั่น พบว่าใช้กำลังไฟฟ้าประมาณร้อยละ ๕๕ ของกำลังไฟฟ้าที่ใช้ในมอเตอร์พัดลมของการอบแห้งโดยใช้เทคนิคการทำไหลที่ไม่มีการสั่น.

ค่าใช้จ่าย

ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลและสั่น

เท่ากับ ๔๕๐,๐๐๐ บาท (คิดรวมค่าแรงงานและติดตั้ง) กำหนดให้มูลค่าซากเครื่องเท่ากับร้อยละ ๑๐ ของค่าสร้างเครื่องอบแห้ง สำหรับค่าใช้จ่ายในส่วนอื่นๆ นั้น ได้อ้างอิงถึงผลที่ได้จากการทดสอบเครื่องดังนี้ กำลังผลิต ๔.๘๒ ตันต่อชั่วโมง ความชื้นเริ่มต้นและความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกเฉลี่ยเท่ากับร้อยละ ๒๘ ของฐานแห้ง และร้อยละ ๒๓ ของฐานแห้ง ตามลำดับ สามารถระเหยน้ำได้เฉลี่ย ๑๘๙.๔ กิโลกรัมต่อชั่วโมง และกำหนดให้เครื่องทำงาน ๙๐ วันต่อปี. การวิเคราะห์แยกเป็น ๒ กรณี คือ

๑. กรณีเครื่องทำงาน ๑๒ ชั่วโมงต่อวัน และ
๒. กรณีเครื่องทำงาน ๒๔ ชั่วโมงต่อวัน ซึ่งผลการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในแต่ละกรณีมีดังนี้

กรณีเครื่องทำงาน ๑๒ ชั่วโมงต่อวัน สามารถอบแห้งข้าวเปลือกได้ ๕,๑๘๔ ตันต่อปี ค่าใช้จ่ายรวมในการอบแห้ง ๓๐๕,๐๑๕ บาทต่อปี แบ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง

๑๐๐,๑๓๑ บาทต่อปี ค่าน้ำมันดีเซล ๑๗๐,๗๒๖ บาทต่อปี ค่ากำลังไฟฟ้า ๑๖,๐๗๐ บาทต่อปี ค่าบำรุงรักษาเครื่องอบแห้ง ๒๐,๐๐๐ บาทต่อปี และมูลค่าซากเครื่องอบแห้งเท่ากับ ๑,๙๑๓ บาทต่อปี ดังนั้น จะได้ค่าใช้จ่ายรวมในการอบแห้ง ๕๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๑.๕๐ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย) แบ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง ๑๔ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๐.๕๐ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย) และค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้ง ๔๐ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๑ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย)

กรณีเครื่องทำงาน ๒๔ ชั่วโมงต่อวัน ค่าใช้จ่ายรวมในการอบแห้ง ๕๕.๕๐ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๑.๒๕ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย) แบ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง ๕.๕๐ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๐.๒๕ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย) และค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้ง ๕๐ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๑ บาทต่อ

ตารางที่ ๑ การทดสอบสมรรถภาพของการอบแห้งโดยวิธีทำไหลบนฐานสั่น (ความสูงของตัวอย่างบนฐาน = ๑๑.๕ ซม., ความเร็วของฐาน = ๑.๕ เมตร/วินาที, ความชื้นของการสั่น = ๑, สัดส่วนอากาศเวียนกลับ = ๐.๘๕, อัตราการใส่ตัวอย่าง = ๔๘๒๑ กก./ชม.)

T _{mix}	M _{in}	M _f	อัตราอนุหภูมิ ของข้าวเปลือก ขาเข้า	ข้าวคันที่ ได้จาก การตากแห้ง	ข้าวคันที่ ได้จากเทคนิค การทำไหล	ความขาว ของข้าว จากการตาก	ความขาว ของข้าว โดยวิธีเทคนิค การทำไหล	SPC (เมกะจูล ต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย)	SHC (เมกะจูล ต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย)
(°ซ.)	(% d.b.)	(% d.b.)	(°ซ.)	(%)	(%)				
๑๕.๕	๕๖.๘	๕๓.๗	๖๖	๓๓.๐	๓๒.๕	๔๒.๕	๔๒.๕	๐.๖๖	๕.๖๖
๑๖.๖	๕๔.๑	๕๐.๗	๖๓	๓๕.๒	๓๗.๕	๔๑.๕	๔๑.๐	๐.๖๖	๕.๖๕
๑๕.๐	๕๔.๐	๕๓.๐	๖๔	๓๒.๐	๓๗.๐	๔๒.๕	๔๑.๒	๐.๕๘	๓.๕๐





กิโลกัรน้ำที่ระเหย)

ความถูกต้องของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

การเปรียบเทียบค่าความชื้นสุดท้าย ความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนจำเพาะ ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้า และความสิ้นเปลืองพลังงานปรุณภูมิจำเพาะ ที่ได้จากการทดลองกับค่าที่ได้จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ แสดงไว้ในตารางที่ ๒ พบว่า ความถูกต้องของการทำนายอุณหภูมิอากาศก่อนและหลังการอบแห้ง มีความคลาดเคลื่อนไม่เกินร้อยละ ๓.๓ และร้อยละ ๓๗.๕ ตามลำดับสาเหตุที่ทำให้ผลการทำนายอุณหภูมิอากาศหลังการอบแห้งคลาดเคลื่อนจากค่าที่ได้จากผลการทดลองมากอาจเนื่องมาจากกำรอบแห้งจริงมีการรั่วของอากาศอบแห้งบริเวณรอยเชื่อมระหว่างระบบสันกับห้องอบแห้ง

แต่ในแบบจำลองไม่ได้คิดถึงการรั่วของอากาศอบแห้ง ทำให้อุณหภูมิของอากาศอบแห้งที่ได้จากแบบจำลองมีค่าสูงกว่าค่าที่ได้จากผลการทดลองสำหรับความคลาดเคลื่อนของการทำนายความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกมีค่าน้อยกว่าร้อยละ ๖.๖ ความคลาดเคลื่อนของความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าปรุณภูมิจำเพาะมีค่าน้อยกว่าร้อยละ ๒๐.๘ และความคลาดเคลื่อนของความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนจำเพาะมีค่าน้อยกว่าร้อยละ ๓๕.๓ ประสิทธิภาพมอเตอร์พัดลมและมอเตอร์สันเท่ากับร้อยละ ๘๘ และ ๘๕ ตามลำดับ และประสิทธิภาพหัวเผาน้ำมันดีเซลเท่ากับร้อยละ ๘๓

การหาแนวทางที่เหมาะสมที่สุด

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และวิธีการหาแนวทางการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด พบว่าในการให้ระบบ

สามารถลดความชื้นของข้าวเปลือกภายหลังการอบแห้งให้คลาดเคลื่อนจากค่าความชื้นสุดท้ายที่ต่ำที่สุดไม่เกินร้อยละ ๐.๕ ของฐานแห้ง และมีความสิ้นเปลืองพลังงานปรุณภูมิจำเพาะต่ำที่สุดด้วย สภาวะเงื่อนไขการอบแห้งข้าวเปลือกที่เหมาะสมที่สุดแสดงสรุปไว้ในตารางที่ ๓ และ ตารางที่ ๔ สำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกที่ขนาดกำลังผลิต ๕ ตันต่อชั่วโมง ความชื้นเริ่มต้นเท่ากับร้อยละ ๓๐ ของฐานแห้ง และความเร็วอากาศอบแห้ง ๒.๓ เมตรต่อวินาที สภาวะเงื่อนไขการอบแห้งข้าวเปลือกที่เหมาะสมที่สุดโดยเทคนิคการทำโหลมีดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง ๑๔๘ องศาเซลเซียส สัดส่วนอากาศเวียนกลับ ๐.๕๓ และความสูงชั้นข้าวเปลือก ๑๑.๘ เซนติเมตร มีความสิ้นเปลืองพลังงานปรุณภูมิจำเพาะเท่ากับ ๕.๗๔ เมกะจูลต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย และความชื้นสุดท้าย

ตารางที่ ๒ การเปรียบเทียบผลการอบแห้งระหว่างผลจากการทดลองกับผลจากเทคนิคการทำโหล

T _{amb} (°C)	F _{amb} (h)	H _{amb} (m)	M _{amb} (% d.b.)	T _{mb} (°C)		Error (%)	M _{mb} (% d.b.)		Error (%)	T _{mb} (°C)		Error (%)	SHC (MJ/kg-water evaporated)		Error (%)	SPC (MJ/kg-water evaporated)		Error (%)
				Exp.	Sim.		Exp.	Sim.		Exp.	Sim.		Exp.	Sim.		Exp.	Sim.	
130	3.12	0.115	25.9	120	124	3.3	22.5	22.6	0.4	65.2	76.2	16.9	6.45	5.88	-8.8	0.90	0.90	0
140	4.72	0.147	26.7	130	133	3.0	23.3	23.9	2.5	65.8	77.5	17.8	4.83	5.46	13.0	0.73	0.82	12.3
150	6.42	0.119	25.9	140	143	1.7	23.3	23.4	0.2	59.4	75.5	27.1	4.93	5.13	4.1	0.70	0.57	-18.6
150	6.09	0.150	25.9	140	142	1.5	23.7	23.4	-1.1	56.1	77.1	37.5	6.70	5.49	-18.1	0.85	0.70	-17.6
150	5.10	0.150	26.1	139	142	2.2	23.4	23.3	-0.3	62.2	80.9	30.0	6.01	5.47	-9.0	0.79	0.73	-7.6
130	4.82	0.115	26.8	125	124	-0.5	23.7	24.1	1.7	56.0	71.7	27.9	5.47	5.16	-5.7	0.77	0.75	-1.3
140	4.82	0.115	24.1	132	133	0.4	20.7	21.5	3.9	57.3	77.6	35.4	4.69	5.72	22.0	0.66	0.75	15.2
150	4.82	0.115	28.0	140	143	1.9	23.0	24.5	6.6	63.7	77.6	21.7	3.80	5.14	35.3	0.48	0.58	20.8

Note: Exp. = experimental results, Sim. = simulation results





ตารางที่ ๓ สภาวะการทำงานที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกบนฐานไหล (สภาวะการทำงานที่เหมาะสม $T_a = 30^\circ\text{C}$, $T_{wb} = 25^\circ\text{C}$, $M_a = 30\%$ d.b., $V = 2.3$ m/s)

F	T_{fan}	T_{mix}	RC	H	M_a	Total electricity consumption	Average fuel consumption	SPEC
(tons/h)	($^\circ\text{C}$)	($^\circ\text{C}$)	(%)	(m)	(% d.b.)	(kW)	(l/h)	(MJ/kg-water evaporated)
3	154	150	94	0.164	23.0	22.6	22.8	6.48
4	154	150	93	0.135	24.1	20.6	24.7	6.03
5	153	149	93	0.119	24.9	19.6	26.2	5.74

ตารางที่ ๔ สภาวะการทำงานที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการอบแห้งข้าวเปลือกโดยการทำให้ลมบนฐานสั่น (สภาวะการทำงานที่เหมาะสม $T_a = 30^\circ\text{C}$, $T_{wb} = 25^\circ\text{C}$, $M_a = 30\%$ d.b., $V = 1.5$ m/s)

F	T_{fan}	T_{mix}	RC	H	freq	M_a	Total electricity consumption	Average fuel consumption	SPEC
(tons/h)	($^\circ\text{C}$)	($^\circ\text{C}$)	(%)	(m)	(Hz)	(% d.b.)	(kW)	(l/h)	(MJ/kg-water evaporated)
3	152	145	89	0.110	5	2.5	24.6	19.2	5.98
4	150	144	86	0.103	5	2.5	25.5	20.1	5.61
5	150	143	83	0.099	5	2.5	26.0	21.1	5.36

ท้ายเท่ากับร้อยละ ๒๔.๔ ของฐานแห้ง และสำหรับการอบแห้งโดยเทคนิคการทำให้ลมบนฐานสั่นที่กำลังการผลิตและความชื้นเริ่มต้นเท่ากัน แต่ความเร็วอากาศอบแห้งเท่ากับ ๑.๕ เมตรต่อวินาที สภาวะเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด มีดังนี้ อุณหภูมิอากาศอบแห้ง ๑๔๓ องศาเซลเซียส สัดส่วนอากาศเวียนกลับ ๐.๘๓ ความสูงชั้นข้าวเปลือก ๔.๔ เซนติเมตร ความถี่การสั่น ๕ เฮิร์ตซ์ และความชื้นการสั่น ๒.๕ มีความสิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูมีจำเพาะเท่ากับ ๕.๓๖ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย และ

ความชื้นสุดท้ายเท่ากับร้อยละ ๒๖.๐ ของฐานแห้ง

สรุป

๑. จากการทดสอบเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำให้ลมบนฐานสั่น โดยมีสภาวะเงื่อนไขการอบแห้งดังนี้ กำลังผลิต ๔.๔๒ ตันต่อชั่วโมง ความสูงของตัวอย่างบนฐาน ๑๑.๕ เซนติเมตร อัตราการไหลอากาศอบแห้ง ๑.๗ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที ความเร็ว อากาศอบแห้ง ๑.๔ เมตรต่อวินาที สัดส่วนอากาศเวียนกลับ

๐.๘๕ และความชื้นการสั่นประมาณ ๑ (ความถี่ ๗.๓ เฮิร์ตซ์ และแอมพลิจูดในแนวตั้ง ๕ มิลลิเมตร) ในกรณีที่ใช้อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งเฉลี่ย ๑๔๐ องศาเซลเซียส สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

๑.๑ เครื่องอบแห้งโดยเทคนิคการทำให้ลมบนฐานสั่น สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกโดยเฉลี่ยจากร้อยละ ๒๔ ของฐานแห้ง เหลือร้อยละ ๒๓ ของฐานแห้ง ความชื้นก่อนเข้าสม่ำเสมอตลอดช่วงการทดลอง อุณหภูมิข้าวเปลือกที่ออกจากห้องอบแห้งเฉลี่ย ๖๔ องศาเซลเซียส





๑.๒ ตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านการอบด้วยอากาศแวดล้อม มีข้าวตันเฉลี่ยร้อยละ ๓๒ และจากตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านการอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั้น มีข้าวตันเฉลี่ยร้อยละ ๓๗ ซึ่งสูงกว่าประมาณร้อยละ ๕.

๑.๓ ตัวอย่างข้าวเปลือกที่ผ่านการอบด้วยอากาศแวดล้อมและที่ผ่านการอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั้นมีความขาวของข้าวสารประมาณ ๔๒ และ ๔๑ ตามลำดับ (ตามสเกลเครื่องวัดความขาวยี่ห้อ Kett C-300).

๑.๔ การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั้นมีความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิจำเพาะรวมเฉลี่ย ๖.๑๕ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย โดยกำลังไฟฟารวมที่ใช้ในการขับมอเตอร์พัดลมและมอเตอร์สั้น มีค่าประมาณร้อยละ ๕๕ ของกรณีการอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลที่ไม่มีการสั้น.

๒. ค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง กรณีที่ดำเนินการอบแห้งข้าวเปลือก ๑๒ ชั่วโมงต่อวัน ๘๐ วันต่อปี ค่าใช้จ่ายรวมในการอบแห้ง ๕๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๑.๕๐ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย) โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง ๑๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๐.๕๐ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย) และค่าใช้จ่ายในการดำเนินการอบแห้ง ๔๐ บาทต่อตันข้าวเปลือก (๑ บาทต่อกิโลกรัม น้ำที่ระเหย).

๓. แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

ของการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั้นสามารถทำนายการอบแห้งข้าวเปลือกพอยอมรับได้.

๔. จากการจำลองแบบปัญหาทางคณิตศาสตร์ที่สภาวะเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด สำหรับการอบแห้งที่แห้งที่สุด สำหรับขนาดกำลังผลิต ๕ ตันต่อชั่วโมง และความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกร้อยละ ๓๐ ของฐานแห้ง พบว่าการอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั้นมีความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิจำเพาะน้อยกว่าการอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลประมาณร้อยละ ๗ โดยมีค่าความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกร้อยละ ๒๖ ของฐานแห้ง และความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิจำเพาะเท่ากับ ๕.๓๖ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย.

๕. การอบแห้งข้าวเปลือกโดยเทคนิคการทำไหลบนฐานสั้น ที่ขนาดกำลังผลิตข้าวเปลือก ๕ ตันต่อชั่วโมง สิ้นเปลืองกำลังไฟฟ้าและน้ำมันดีเซลเฉลี่ยเท่ากับ ๕.๘ กิโลวัตต์ และ ๒๑.๑ ลิตรต่อชั่วโมง ตามลำดับ โดยกำลังไฟฟารวมทั้งหมดมีค่าประมาณร้อยละ ๓๐.๑ ของกำลังไฟฟารวมทั้งหมดสำหรับกรณีอบแห้งโดยเทคนิคการทำไหลที่ไม่มีการสั้น.

กิตติกรรมประกาศ

สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย และ Australian Centre for International Agricultural Research ให้การสนับสนุนโครงการวิจัยนี้. บริษัท ไรซ์เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ได้

อำนวยความสะดวกและช่วยสร้างเครื่องอบแห้ง.

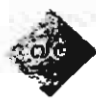
เอกสารอ้างอิง

๑. สมชาติ โสภณฤกษ์, สมเกียรติ ปรัชญาวรรณ, อรอนงค์ ศรีพาทกุล. Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology* 1996; 14: 2397-410.
๒. สมชาติ โสภณฤกษ์, สมบูรณ์ เวชกามา, ธนิตย์ สวัสดิ์เสวี, ณัฐพล ภูมิสาธิต. Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation. *Drying Technology*, 1999; 17(1&2): 335-44.
๓. Rysin AP. Theory and technology of food product drying in fluidized vibration bed. *Drying of Solids*, New York, International Science Publisher and Oxford & IBH publishing Co. Ltd., 1992: 86-99.
๔. Ringer D, Mujumdar AS. Flow and immersed surface heat transfer in a vibro-fluidized bed. *Proceedings of Third International Symposium on Drying at McGill University*, 1982; 1: 67-73.
๕. Han W, Mai B, Gu T. Residence time distribution and drying characteristics of a continuous vibro-fluidized bed. *Drying Technology* 1991; 9(1): 159-81.
๖. สมชาติ โสภณฤกษ์, สมเกียรติ ปรัชญาวรรณ. Optimum strategy for fluidized bed paddy drying. *Drying Technology* 1994; 12: 1667-86.
๗. อติเทพ ทวีรัตนพานิช, สมชาติ โสภณฤกษ์, สมบูรณ์ เวชกามา, งามชื่น คงเสรี, สุนันทา วะชิระชน. Effect of drying on head rice yield using fluidization technique. *Drying Technology* 1999; 17(1&2): 343-54.
๘. สมชาติ โสภณฤกษ์, วัชรวิญญู รอดประพัฒน์, สมบูรณ์ เวชกามา. Mobile fluidized bed paddy dryer. *Drying Technology*, 1995; 16: 1301-13.



สัญลักษณ์

A	คือ แอมพลิจูดการสั่น, มิลลิเมตร
A_b	คือ พื้นฐาน, ตารางเมตร
c_a	คือ ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง, กิโลจูลต่อกิโลกรัม-องศาเซลเซียส
c_v	คือ ความร้อนจำเพาะของไอน้ำในอากาศ, กิโลจูลต่อกิโลกรัม-องศาเซลเซียส
E_{fm}	คือ อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าของมอเตอร์พัดลม, กิโลวัตต์
E_t	คือ อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าในรูปพลังงานปรมาณู, กิโลวัตต์
E_{vm}	คือ อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าของมอเตอร์สั่น, กิโลวัตต์
F	คือ อัตราการป้อนข้าวเปลือก, ตันต่อชั่วโมง
F_f	คือ แรงต้านทานการหมุนของระบบสั่น, นิวตัน
freq	คือ ความถี่การสั่น, เฮิรตซ์
g	คือ ความเร่งจากแรงโน้มถ่วง, ตารางเมตรต่อวินาที
H	คือ ความสูงชั้นข้าวเปลือก, เมตร
h_i	คือ มวลแห้งของข้าวเปลือกที่ชั้นที่ i , กิโลกรัม
h_{fc}	คือ ความร้อนแฝงของการระเหยของน้ำ, กิโลจูลต่อกิโลกรัม
M_i	คือ ความชื้นของข้าวเปลือกเมื่อไหลเข้าชั้นที่ i , ร้อยละ
M_{i+1}	คือ ความชื้นของข้าวเปลือกเมื่อไหลเข้าชั้นที่ $i+1$, ร้อยละ
MER	คือ อัตราการระเหยน้ำของข้าวเปลือก, กิโลกรัมต่อชั่วโมง
m_i	คือ อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศแวดล้อม, กิโลกรัมต่อวินาที
M_{in}	คือ ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก, ร้อยละ
M_f	คือ ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือก, ร้อยละ
m_{mix}	คือ อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศอบแห้ง, กิโลกรัมต่อวินาที
$m_{mix,i}$	คือ อัตราการไหลเชิงมวลของอากาศอบแห้งเมื่อไหลเข้าชั้นที่ i , กิโลกรัมต่อวินาที
P_b	คือ ความดันสถิตคร่อมฐานข้าวเปลือก, กิโลพาสคัล
P_{bv}	คือ ความดันสถิตคร่อมฐานข้าวเปลือกสั่น, กิโลพาสคัล
P_L	คือ ความดันสถิตของระบบไม่รวมความดันสถิตคร่อมฐานข้าวเปลือกสั่น, กิโลพาสคัล
P_t	คือ ความดันสถิตของระบบ, กิโลพาสคัล
Q_1	คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของห้องอบแห้งให้กับสิ่งแวดล้อม, กิโลวัตต์
Q_2	คือ อัตราการสูญเสียความร้อนต่ออากาศเวียนกลับให้กับสิ่งแวดล้อม, กิโลวัตต์
Q_3	คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของหัวเผาน้ำมันดีเซลให้กับสิ่งแวดล้อม, กิโลวัตต์
Q_4	คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม, กิโลวัตต์
Q_5	คือ อัตราการสูญเสียความร้อนของท่ออากาศหลังจากออกจากพัดลมให้กับสิ่งแวดล้อม, กิโลวัตต์
Q_n	คือ อัตราการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อน, กิโลวัตต์
r	คือ รัศมีของเพลาลูกเบี้ยวของมอเตอร์สั่น, เมตร





RC	คือ	สัดส่วนอากาศเวียนกลับ, เศษส่วน
SHC	คือ	ความสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนจำเพาะ, เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย
SPC	คือ	ความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าปฏิกิริยาจำเพาะ, เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย
SPEC	คือ	ความสิ้นเปลืองพลังงานปฏิกิริยาจำเพาะ, เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย
T_a	คือ	อุณหภูมิกระเปาะแห้งของอากาศแวดล้อม, องศาเซลเซียส
T_b	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าพัดลม, องศาเซลเซียส
T_{fan}	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังออกจากพัดลม, องศาเซลเซียส
T_{in}	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังการอบแห้ง, องศาเซลเซียส
$T_{in,i}$	คือ	อุณหภูมิอากาศหลังการอบแห้งที่ชั้นที่ i, องศาเซลเซียส
$T_{in,i+1}$	คือ	อุณหภูมิอากาศเวียนกลับ, องศาเซลเซียส
T_{max}	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง, องศาเซลเซียส
T_{wb}	คือ	อุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศแวดล้อม, องศาเซลเซียส
T_w	คือ	อุณหภูมิอากาศก่อนเข้าหัวเผาไหม้ดีเซล, องศาเซลเซียส
$t_{p,i}$	คือ	ระยะเวลาที่ข้าวเปลือกเคลื่อนที่จากชั้นที่ i ไปยังชั้นที่ i+1, วินาที
$\Delta U_{p,i}$	คือ	การเปลี่ยนแปลงพลังงานภายในของเมล็ดข้าวเปลือกต่อหนึ่งหน่วยมวลอากาศแห้งที่ชั้นที่ i, กิโลจูลต่อกิโลกรัมอากาศแห้ง
W	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศใหม่, กิโลกรัมน้ำต่อกิโลกรัมอากาศแห้ง
W_{max}	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้ง, กิโลกรัมน้ำต่อกิโลกรัมอากาศแห้ง
W_{in}	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศหลังอบแห้ง, กิโลกรัมน้ำต่อกิโลกรัมอากาศแห้ง
$W_{in,i}$	คือ	สัดส่วนความชื้นของอากาศหลังอบแห้งที่ชั้นที่ i, กิโลกรัมน้ำต่อกิโลกรัมอากาศแห้ง
ρ_a	คือ	ความหนาแน่นของอากาศแวดล้อม, กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
ρ_p	คือ	ความหนาแน่นของข้าวเปลือก, กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร
η	คือ	ประสิทธิภาพของพัดลม, ไร้หน่วย
η_{fm}	คือ	ประสิทธิภาพของมอเตอร์พัดลม, ไร้หน่วย
η_{vm}	คือ	ประสิทธิภาพของมอเตอร์สัน, ไร้หน่วย
μ	คือ	สัมประสิทธิ์ความเสียดทานของข้าวเปลือก, กิโลกรัมต่อเมตร-วินาที
Γ	คือ	ความเข้มข้นการสัน, ไร้หน่วย

**Abstract** Design, Testing and Optimization of Vibro-fluidized Bed Paddy DryingSomchart Soponronnarit*, Somboon Wetchacama¹, Suwat Trutassanawin², Wuttikon Jariyatontivain³^{*}Fellow, the Academy of Science, the Royal Institute, Thailand, ¹School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, ²Former master students.

The objectives of this research were to design, construct and test a prototype of a vibro-fluidized bed paddy dryer with a capacity of 2.5-5.0 tons/h, and to develop a mathematical model that determines optimum operating parameters. Experimental conditions were: air flow rate, 1.7 m³/sec; bed velocity, 1.4 m/sec and average drying air temperature, 125-140°C. Residence time of paddy was approximately one minute; fraction of air recycled, 0.85 and bed height, 11.5 cm. With a feed rate of 4,821 kg/h, the moisture content of paddy was reduced from 28 to 23 per cent dry bed (d.b.). Vibration intensity was 1 (frequency 7.3 Hz and amplitude 5 mm). Electrical power consumption and average diesel oil consumption were 9,646 W and 17.6 L/h, respectively. Specific primary energy consumption (SPEC) was 6.15 MJ/kg of water evaporated. Electrical power of the blower motor and vibrator motor was 55 per cent as compared with the electrical power of the blower motor used in fluidized bed drying without vibration. For operation 12 hours/day and 90 days/year, the cost of paddy drying was 1.50 baht/kg of water evaporated, of which 0.50 baht was fixed cost and 1.00 baht was operating cost (US\$ 1 = 40 baht). Comparison between the experimental and simulated results showed that the mathematical model could predict with fairly accuracy. For fluidized bed paddy drying with a capacity of 5 tons/h, initial moisture of paddy of 30 per cent d.b. and drying air velocity was 2.3 m/sec, the optimum operating parameters were: drying air temperature, 149°C; fraction of air recycled, 0.93 and bed height, 11.9 cm. SPEC and final moisture content were 5.74 MJ/kg of water evaporated and 24.9 per cent d.b., respectively. For vibro-fluidized bed paddy drying with the same capacity and initial moisture content and drying air velocity of 1.5 m/sec, the optimum operating parameters were: drying air temperature, 143°C; fraction of air recycled, 0.83; bed height, 9.9 cm; frequency, 5 Hz and vibration intensity, 2.5. SPEC and final moisture content were 5.36 MJ/kg of water evaporated and 26.0 per cent d.b., respectively. Paddy drying with vibro-fluidization technique consumed 7 per cent less primary energy compared with fluidized bed drying without vibration. Total electrical power and average diesel oil consumption of vibro-fluidized bed drying were 5.9 kW and 21.1 L/h, respectively. Total electrical power consumption was 30.1 per cent as compared with total electrical power consumption used in fluidized bed drying without vibration.

Key words : vibro-fluidized bed, paddy drying, fluidization



การประเมินสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย

Evaluation of Status of Paddy Dryers in Thailand

ขุนพล สังข์อารียกุล¹⁾ สมบูรณ์ เวชกามา²⁾ อติศักดิ์ พงษ์พูลผลศักดิ์³⁾ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์²⁾
Khunphol Sungareekul¹⁾ Somboon Wetchacama²⁾ Adisak Pongpullponsak³⁾ Somchart Soponronnarit²⁾

ABSTRACT

The objectives of this study were to evaluate the status of paddy dryers in Thailand. The survey was confined to the rice mills with capacity over 100 tons/day. By stratified random sampling classified by each region, 50 rice mills in 36 provinces were surveyed by using questionnaire and direct interview. From 19 rice mills in the northeastern, it was found that 52.7% of surveyed rice mills use dryers. However, dryer is not popular in the northeastern region. Only 36.8%, most of which have high capacity, need dryers. From 22 rice mills in the central region, almost all of rice mills (81.9% of surveyed rice mills in the central region) commonly use dryers and 59.1% of them intend to purchase more dryers to extend their drying capacity or to purchase new dryers to avoid uncertainty of weather. From 9 rice mills in the northern region, 55.5% of surveyed rice mills use dryers and 44.5% intend to purchase more or new dryers. Most of them locate in the lower part of northern region.

The analytical results of the survey showed that LSU dryers are mostly used (65.4%) and recirculating batch dryer are the next (20.6%). The maximum total drying capacity is due to LSU dryers, approximately 79.3% and the fluidized bed dryers have total drying capacity of around 6.8%. Almost all of rice mills use rice husk as fuel source. The most satisfactory dryer is fluidized bed dryer and the next is LSU, cross flow and recirculating batch dryers, respectively.

Keywords: dryer, paddy quality, rice mill

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อ ประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบต่างๆ ของโรงสีในประเทศไทย โดยใช้การสำรวจและสังเกตแบบสอบถามกับผู้ประกอบการโรงสีข้าวที่มีกำลังการผลิตมากกว่า 100 tons/day ใช้วิธีแยกเก็บตัวอย่างโรงสีออกเป็นภาค และแบ่งสัดส่วนการเก็บตัวอย่างโรงสีตามจำนวนโรงสีในภาคนั้น ๆ รวมทั้งสิ้น 50 โรง ใน 36 จังหวัด พบว่า ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือเก็บตัวอย่างโรงสี 19 โรง มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 52.7% และมีความต้องการใช้เครื่องอบแห้งในอนาคต 36.8% ซึ่งส่วนมากเป็นโรงสีขนาดใหญ่ ในภาคกลางเก็บตัวอย่างโรงสี 22 โรง มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 81.9% มีโรงสีต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 59.1% เนื่องจากต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศและเพิ่มกำลังการผลิต ในภาคเหนือเก็บตัวอย่างโรงสี

9 โรง มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 55.5% และมีความต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 44.5% ส่วนใหญ่อยู่ในภาคเหนือตอนล่าง เนื่องจากมีความต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศเช่นเดียวกับโรงสีในภาคกลาง

จากการวิเคราะห์ผลการสำรวจการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกโดยรวมพบว่า เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีจำนวนมากที่สุด (65.4%) รองลงมาคือ แบบ Recirculating Batch (20.6%) และเครื่องอบแห้งแบบ LSU มีกำลังการผลิตรวมมากที่สุด (79.3%) รองลงมาคือ แบบฟลูอิดไรซ์เบด (6.8%) เชื้อเพลิงที่ใช้มากที่สุดคือแกลบ ส่วนเครื่องอบแห้งที่ผู้ประกอบการโรงสีพอใจในสมรรถนะโดยรวมจากมากไปน้อยคือ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด, LSU, Cross Flow และ Recirculating Batch ตามลำดับ

คำสำคัญ : เครื่องอบแห้ง, คุณภาพข้าวเปลือก, โรงสีข้าว

¹⁾ คณะวิศวกรรมและเทคโนโลยีการเกษตร สถาบันเทคโนโลยีราชมงคล ถนนรังสิต-นครนายก คลองหก ัญญบุรี ปทุมธานี 12110
Faculty of Engineering, Rajamangala Institute of Technology, Rangsit-Nakornnayok Rd., Klong 6, Thanyaburi, Patumthani 12110

²⁾ คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140
School of Energy and Materials, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140

³⁾ คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ถนนสุขสวัสดิ์ 48 กรุงเทพฯ 10140
Faculty of Science, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Suksawat 48 Rd., Bangkok 10140

คำนำ

ปัจจุบันปัญหาข้าวเปลือกความชื้นสูงมีมากขึ้น เนื่องจากการนำเครื่องเกี่ยวหวดมาใช้เก็บเกี่ยวข้าวแทนการใช้แรงงาน ซึ่งเครื่องเกี่ยวหวดจำเป็นต้องเก็บเกี่ยวข้าวในขณะที่ข้าวเปลือกมีความชื้นค่อนข้างสูงเพื่อหลีกเลี่ยงการร่วงหล่นในแปลงนา ประกอบกับการเก็บเกี่ยวข้าวนาปรังที่อยู่ในช่วงฤดูฝนทำให้ข้าวต้องประสบปัญหาความชื้นสูงไม่สามารถเก็บรักษาได้ โรงสีข้าวจะแก้ปัญหาโดยการลดความชื้นข้าวเปลือกด้วยวิธีการตากลานหรือใช้เครื่องอบแห้ง แต่การตากลานจะไม่สามารถใช้ได้เมื่อเวลาฝนตกทำให้การใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกจะมีความจำเป็นมากขึ้น ดังนั้นจึงมีโรงสีบางส่วนได้นำเครื่องอบแห้งมาใช้เพื่อแก้ปัญหา แต่ปัญหาการสูญเสียผลผลิตข้าวมวลรวมต่อปียังมีอยู่ เนื่องจากการไม่เข้าใจในหลักการลดความชื้นของข้าวเปลือกอย่างถูกต้องและขาดความรู้ความชำนาญในการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือก ดังนั้นจึงควรศึกษาลักษณะของระบบอบแห้งข้าวเปลือกที่

เป็นอยู่ในปัจจุบัน เพื่อเป็นข้อมูลเบื้องต้นในการแก้ปัญหาดังกล่าวของโรงสีข้าวในอนาคต

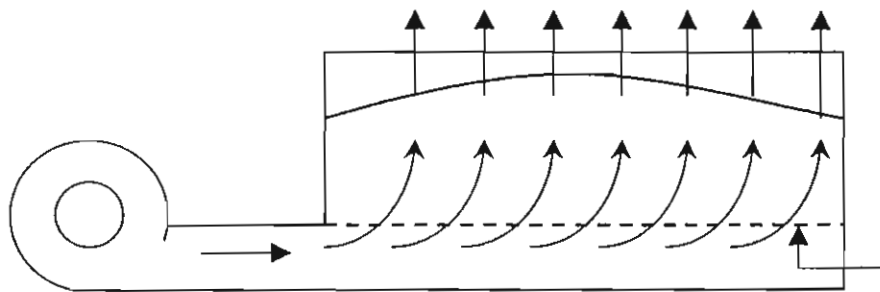
เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกที่มีใช้อยู่ในประเทศไทยสามารถแบ่งได้เป็นหลายแบบดังนี้

1. เครื่องอบแห้งแบบกระบะ

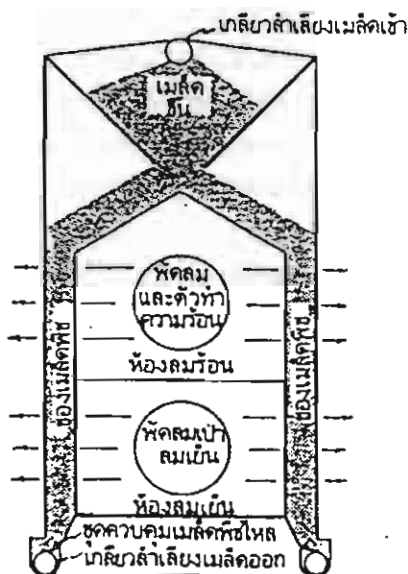
เครื่องอบแห้งแบบนี้มีลักษณะอบแห้งแบบเป็นวงดังแสดงในรูปที่ 1 อากาศที่ชื้นอบแห้งมีอุณหภูมิอยู่ในช่วง 49-61 °C ใช้อัตราการไหลเฉพาะของอากาศ 6-11 m³/t-hr of grain ชั้นความหนาของชั้นข้าวเปลือกประมาณ 1 m ข้อดีคือ การจัดการง่าย แต่มีข้อเสียคือ เกิดการกระจายความร้อนไม่ทั่วถึงนั่นคือ ข้าวที่อยู่ด้านล่างจะร้อน และแห้งมากกว่าส่วนที่อยู่ด้านบน ทำให้ข้าวเปลือกมีความชื้นไม่สม่ำเสมอ เพราะตลอดเวลาการอบข้าวเปลือกจะไม่มีพลิกตัวเลย

2. เครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง (Cross flow dryer)

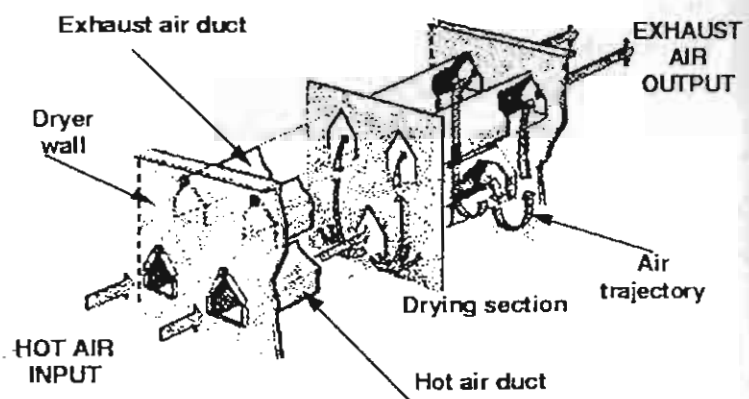
ในเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง อากาศที่ชื้นอบแห้งจะ



รูปที่ 1 ลักษณะโครงสร้างเครื่องอบแห้งแบบกระบะ



รูปที่ 2 ลักษณะโครงสร้างเครื่องอบแห้งแบบไหลขวาง

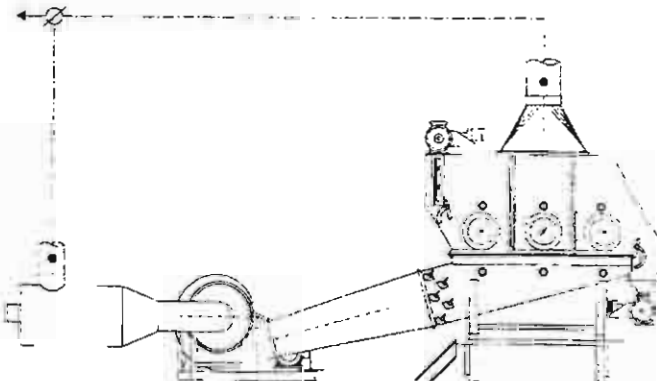


รูปที่ 3 ลักษณะโครงสร้างเครื่องอบแห้งแบบ LSU

ไหลตัดผ่านทิศทางการไหลของข้าวเปลือกดังแสดงในรูปที่ 2 ข้าวเปลือกจะไหลจากด้านบนลงด้านล่างผ่านช่องแคบซึ่งกว้างประมาณ 0.30-0.45 m และไหลออกทางด้านล่างของเครื่องอบแห้งด้วยตัวควบคุมการไหล ช่องแคบแบ่งได้เป็น 2 ส่วน ส่วนบนเป็นส่วนอบแห้งและส่วนล่างเป็นส่วนที่ทำให้ข้าวเปลือกเย็นลง อัตราการไหลเฉพาะของอากาศอยู่ในช่วง $38-76 \text{ m}^3/\text{min-m}^2$ of grain อัตราการไหลของข้าวเปลือกขึ้นอยู่กับตัวควบคุมการไหล ซึ่งติดตั้งอยู่ที่ส่วนล่างของเครื่องอบแห้ง ปัญหาของเครื่องอบแห้งชนิดนี้ก็เช่นเดียวกับเครื่องอบแห้งแบบเป็นวง คือการเกิดเกร็ดขึ้นที่ความชื้นในชั้นข้าวเปลือก แต่ข้าวเปลือกชื้นและแห้งจะผสมกันเป็นบางส่วนตรงทางออกของเครื่องอบแห้ง ทำให้ลดปัญหานี้ลงได้เป็นบ้าง

3. เครื่องอบแห้งแบบข้าวเปลือกไหลคลุกเคล้า(LSU)

ลักษณะโครงสร้างของเครื่องอบแห้งเป็นถึงอรูปทรงสี่เหลี่ยมมีท่อลมเข้าและออกรูปสามเหลี่ยมขวางการไหลของเมล็ด ทำให้ข้าวเปลือกไหลเป็นแบบซิกแซกดังในรูปที่ 3 โดยแต่ละแถวของท่อลมถูกวางในแนวนอน ท่อลมเข้าเปิดออกทางด้านหน้าและปิดทางด้านหลัง ส่วนท่อลมออกเป็นไปในลักษณะปิดด้านหน้าและเปิดให้ลมออกทางด้านหลัง การวางตำแหน่งท่อลมในแต่ละแถวก็จะวางตำแหน่งสลับกันไป ซึ่งทำให้ข้าวเปลือกมีการคลุกเคล้ากันขณะอบแห้งทำให้ข้าวเปลือกแห้งได้สม่ำเสมอขึ้น เนื่องจากข้าวมีการพลิกอยู่ตลอดเวลา เครื่องอบแห้งแบบ LSU ยังแบ่งออกเป็น 2 ชนิดคือ แบบชนิดท่อลมขนานกันกับชนิดท่อลมเข้าและลมออกไขว้ตั้งฉากกัน สำหรับชนิดท่อลมเข้าและออกไขว้ตั้งฉากกันนี้การลงทุนจะแพงกว่าแต่ข้าวพลิกตัวได้ทั้ง 3 มิติทำให้อบได้สม่ำเสมอทั่วถึงกว่าและยังช่วยเพิ่มความแข็งแรงให้ตัวถังด้วย



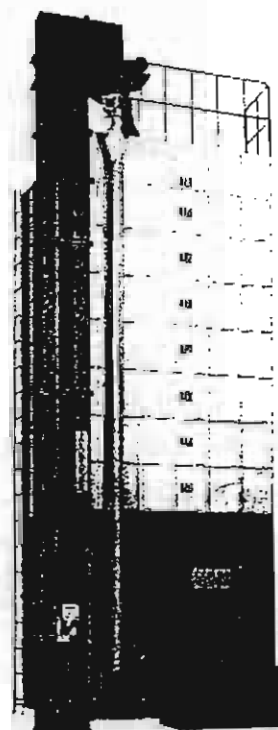
รูปที่ 4 เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรเซด

4. เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแบบฟลูอิดไรเซด (Fluidized Bed Dryer)

ในเครื่องอบแห้งแบบนี้ข้าวเปลือกถูกเป่าด้วยอากาศร้อนความเร็วสูงจนทำให้ข้าวเปลือกลอยอยู่ในอากาศ มีลักษณะเหมือนของไหล สามารถอบแห้งได้รวดเร็วมาก (1-2 นาที) อุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าเบดไม่ควรสูงกว่า 150°C เพราะจะทำให้ข้าวสารเริ่มเหลืองและแตกหัก ความชื้นสุดท้ายของข้าวเปลือกไม่ควรต่ำกว่า 19% w.b.

5. เครื่องอบแห้งแบบถ่วงหมุนเวียน (Recirculating Batch Dryer)

เครื่องอบแห้งชนิดนี้มีส่วนประกอบที่สำคัญ 5 ส่วน คือ ส่วนอบแห้งซึ่งมีลักษณะเป็นช่อง ถังพัก อุปกรณ์ลำเลียง เตากำเนิดความร้อน และพัดลม ดังรูปที่ 5 การทำงานเริ่มจากการลำเลียงข้าวเปลือกความชื้นสูงด้วยกะพ้อลำเลียง ไปยังด้านบนของเครื่องผ่านจานกระจายข้าว พอข้าวเต็มถังแล้วจึงเปิดเครื่องและตั้งอุณหภูมิของอากาศร้อนหรือตั้งค่าความชื้นที่ต้องการ จากนั้นข้าวเปลือกเริ่มเคลื่อนเข้าส่วนอบแห้ง (ช่องข้าว) พัดลมจะดูดอากาศจากภายนอกผ่านเตากำเนิดความร้อนไหลผ่านเข้าไปในช่องข้าว เพื่ออบแห้งข้าวเปลือกขึ้น ข้าวเปลือกจะเคลื่อนที่ออกด้วยอุปกรณ์ลำเลียงแบบเพลารอตารี



รูปที่ 5 เครื่องอบแห้งแบบถ่วงหมุนเวียน

มีงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการศึกษาด้านสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีอยู่บ้าง เช่น จริญ ลิขิตรัตนพร และ อรรถพล นุ่มหอม, 2537 สำรวจและศึกษสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งในประเทศไทย ปี พ.ศ. 2535 ใน 17 จังหวัดจำนวน 736 โรงสี และตลาดกลางในแหล่งผลิต 9 แห่งพบว่า มีการใช้เครื่องอบแห้งประมาณ 15% จำนวน 117 เครื่อง กำลังการผลิตรวม 7045 tons/day ซึ่งเครื่องอบแห้งที่มีใช้ในประเทศไทยมีทั้งที่นำเข้ามาจากต่างประเทศ ผลิตในประเทศ และผู้ประกอบการโรงสีข้าวและตลาดกลางจัดสร้างขึ้นเอง โดยมีขนาดของเครื่องอบแห้ง กำลังการผลิต ชนิดเชื้อเพลิง และหลักการอบแห้งที่แตกต่างกันไป ส่วนปัจจัยที่ใช้ในการตัดสินใจเลือกซื้อเครื่องอบแห้งได้แก่ ความต้องการในการผลิตข้าวของโรงสี ขนาด กำลังการผลิตและ ชนิดเชื้อเพลิงที่ใช้ในเครื่องอบแห้ง อุปกรณ์ที่ส่งต่อผลการตัดสินใจใช้เครื่องอบแห้งได้แก่ ขนาดของเครื่องอบแห้ง ราคาเครื่องอบแห้ง อุปกรณ์เสริม ค่าดำเนินงานที่สูง เชื่อถือว่าเครื่องอบแห้งเป็นสาเหตุที่ทำให้คุณภาพของข้าวค่อยลงไป และไม่มีแหล่งวิชาการที่น่าเชื่อถือสำหรับผู้ประกอบการ สมยศ เขียวอักษร และคณะ [2] ศึกษาปัญหาในการผลิตและการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือก สำหรับโรงสีข้าวในเขตภาคกลาง การวิจัยใช้วิธีการสัมภาษณ์กลุ่มของผู้ผลิตและกลุ่มผู้ประกอบการโรงสี จากการสำรวจผู้ผลิตเครื่องอบแห้งข้าวเปลือก ทั้งกลุ่มผู้นำเข้า ผู้ผลิตรายใหญ่ และผู้ผลิตรายย่อย รวมทั้งการสำรวจโรงสีข้าว 11 จังหวัด ในเขตภาคกลางพบว่า สถานะการผลิตเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกมีแนวโน้มการพัฒนาและการแข่งขันค่อนข้างดี สถานะการใช้งานในกลุ่มโรงสีข้าวโดยภาพรวมมีแนวโน้มในทางที่ดีเช่นเดียวกัน แม้จะมีความแตกต่างอยู่บ้างในด้านคุณภาพการใช้งานของเครื่องอบแห้ง

จากผลงานวิจัยที่ผ่านมาสามารถสรุปได้ว่าการประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งข้าว

เปลือกที่ผ่านมาทั้งหมดได้สำรวจข้อมูลเฉพาะโรงสีในเขตภาคกลางเท่านั้น ซึ่งสามารถใช้เป็นแนวทางในการประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งภายในประเทศไทยได้แต่ยังไม่สมบูรณ์ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมุ่งเน้นการประเมินสถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในแต่ละภาคของประเทศไทย

อุปกรณ์และวิธีการ

1. กำหนดวัตถุประสงค์ของการสำรวจ ได้แก่ สถานภาพการใช้เครื่องอบแห้งในโรงสีโดยทั่วไป ปัญหาใน

การใช้เครื่องอบแห้ง ความต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต

2. กำหนดประชากร (โรงสี) ที่อยู่ในข่ายการสำรวจ โดยในงานวิจัยนี้จะมีขอบเขตคือ สำรวจเฉพาะโรงสีที่มีกำลังการผลิตมากกว่า 100 ตันต่อวันเท่านั้น ซึ่งมีจำนวนทั้งหมด 298 โรงสี (ข้อมูลจาก ศูนย์สารสนเทศ กรมโรงงานอุตสาหกรรม กระทรวงอุตสาหกรรม)

3. วางแผนการสุ่มตัวอย่างโรงสีเพื่อนำมาเป็นตัวแทนโรงสีทั้งหมด โดยในงานวิจัยนี้ ในขั้นแรกใช้แผนการสุ่มตัวอย่างแบบแบ่งชั้นภูมิ เพื่อแบ่งการสำรวจออกเป็นแต่ละภาคของประเทศ และหลังจากนั้นใช้แผนการสุ่มตัวอย่างแบบระบบสำหรับเลือกตัวอย่างโรงสีที่อยู่ในแต่ละภาค เพื่อให้ได้ตัวอย่างกระจายทั่วทุกภาคของประเทศ

4. แบ่งจำนวนตัวอย่างโรงสีในแต่ละภาค ซึ่งแบ่งตามสัดส่วนจำนวนโรงสีที่ตั้งอยู่ในแต่ละภาค โดยในภาคเหนือมีโรงสี 51 โรง สุ่มตัวอย่าง 9 โรง ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีโรงสี 113 โรง สุ่มตัวอย่าง 19 โรง และในภาคกลางมีโรงสี 134 โรง สุ่มตัวอย่าง 22 โรง รวมตัวอย่างทั้งหมด 50 โรงสี

5. สุ่มโรงสีที่จะเป็นตัวอย่างในแต่ละภาค โดยสุ่มตัวอย่างแบบระบบ ซึ่งมีวิธีการคือ นำรายชื่อโรงสีในแต่ละภาคมาเรียงตามลำดับตัวอักษรจากนั้นกำหนดหมายเลขให้แต่ละโรงสีตามที่จัดเรียงลำดับไว้ จากนั้นเลือกโรงสีที่มีหมายเลข ซึ่งสามารถหารด้วย 6 ได้ลงตัวมาเป็นตัวอย่าง

6. สร้างแบบสอบถาม (Questionnaire) โดยตั้งคำถามตามวัตถุประสงค์ที่ต้องการสำรวจ และนำแบบสอบถามที่สร้างเสร็จแล้วเสนอให้ คณะกรรมการที่ปรึกษาของงานวิจัยและผู้เชี่ยวชาญ (ผู้ประกอบการโรงสีข้าว) ตรวจสอบ เพื่อให้แบบสอบถามมีความเที่ยงตรง และมีภาษาที่เหมาะสม

7. เก็บรวบรวมข้อมูล โดยส่งแบบสอบถามพร้อมหนังสือขอความร่วมมือไปทางไปรษณีย์ และรอรับแบบสอบถามกลับ ถ้าไม่ได้รับแบบสอบถามคืนจะโทรศัพท์ไปเพื่อสอบถามผู้ตอบถึงการตอบแบบสอบถาม และหากยังไม่สามารถเก็บข้อมูลได้ ผู้วิจัยจะเดินทางไปเก็บข้อมูลด้วยตนเอง

8. วิธีการวิเคราะห์ข้อมูล มีวิธีการคือ นำข้อมูลมาบันทึกลงในคอมพิวเตอร์เพื่อวิเคราะห์ผลข้อมูล โดยแยกการวิเคราะห์ออกเป็น 7 ตอนดังนี้

1. ประเภทและกำลังการผลิตของโรงสีข้าวในประเทศไทย

2. ประเมินสถานภาพการใช้วิธีการลดความชื้นข้าวเปลือกในโรงสีข้าว

3. การประมาณปริมาณเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

และปริมาณข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

4. การประเมินสถานภาพการใช้เชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ ในเครื่องอบแห้งแต่ละชนิด

5. การวิเคราะห์ความพอใจในเครื่องอบแห้งแต่ละประเภท

6. ปัญหาที่พบในการอบแห้งข้าวเปลือก

7. ความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต

โดยประเด็นในข้อ 1 ถึง 4 และ 6 ถึง 7 จะนำมาวิเคราะห์แจกแจงความถี่และ และหาค่าร้อยละ ของแต่ละข้อ แล้วนำเสนอในรูปตาราง และแปลผลด้วยการบรรยาย และข้อที่ 5 จะนำมาวิเคราะห์โดยหาค่าเฉลี่ยเลขคณิต และ ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน และแปลผลด้วยการบรรยาย

ผลการสำรวจ และวิจารณ์

1. ประเภทและกำลังการผลิตของโรงสีข้าวในประเทศไทย

ประเภทและกำลังการผลิตของโรงสีข้าวในประเทศไทย สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 1 และ 2 และเมื่อนำตารางที่ 1 และ 2 มาพิจารณา พบว่า ในภาคเหนือโรงสีส่วนมากเป็นโรงสีที่ผลิตข้าวขาวเกือบทั้งหมด ส่วนภาคตะวันออกเฉียงเหนือเป็นโรงสีที่ผลิตโรงสีขาวทั้งหมด และในภาคกลางจะมีโรงสีส่วนหนึ่งผลิตข้าวหนึ่งและส่วนมากเป็นโรงสีขนาดใหญ่

2. ประเมินสถานภาพการวิธีการลดความชื้นข้าวเปลือกในโรงสีข้าว

ในภาคเหนือ โรงสีมีวิธีการลดความชื้นแบบต่าง ๆ ดังตารางที่ 3 และ 4 เมื่อพิจารณาจากการสอบถามพบว่า โรงสีข้าวในภาคเหนือตอนล่างมีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้ง เนื่องจากชาวนาปลูกข้าวนาปรังมากทำให้มีปริมาณข้าวเปลือกชื้นมาก ทำให้โรงสีต้องใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกช่วยในการลดความชื้น และปริมาณข้าวเปลือกชื้นที่มากนี้จะส่งผลให้เกิดความคั่งค้างในการลงทุนซื้อเครื่องอบแห้ง ส่วนในภาคเหนือตอนบนชาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อยมากทำให้ไม่มีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้ง

ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือ โรงสีที่รับซื้อเฉพาะข้าวเปลือกที่แห้งแล้ว (ไม่ได้ลดความชื้น) มีจำนวน 4 โรง และโรงสีที่รับซื้อข้าวเปลือกชื้นมีจำนวนทั้งหมด 15 โรง โดยใช้วิธีการลดความชื้นข้าวเปลือกต่างกันดังตารางที่ 3 จากการวิเคราะห์พบว่า ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งไม่มากนัก เนื่องจากในภาคนี้มีสภาพอากาศเอื้ออำนวยต่อตากลาน ชาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อย ใช้มือเกี่ยวข้าวและตากข้าวก่อนขายข้าวให้แก่โรงสี ส่งผลให้ข้าวที่เข้าโรงสีส่วนมากมีความชื้นต่ำ ดังนั้นจึงมีโรงสีส่วนหนึ่งใช้วิธีการตากลานลดความชื้นข้าวเปลือก ซึ่งสังเกตได้จากตารางที่ 4 จะเห็นได้ว่า ปริมาณข้าวที่ไม่ได้ถูกลดความชื้นตากลาน ใช้เครื่องอบแห้งจะมีปริมาณสูง ส่วนโรงสีที่ใช้เครื่องอบแห้งจะเป็นโรงสีขนาดใหญ่ (มากกว่า 200 tons/day) เพื่อ

ตารางที่ 1 ประเภทของโรงสีข้าวในแต่ละภาคของประเทศไทย

ประเภทโรงสี	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรง	%	จำนวนโรง	%	จำนวนโรง	%
ข้าวขาว	8	88.9	19	100	13	59.1
ข้าวหนึ่ง	1	11.1	-	-	4	18.2
ข้าวขาวและข้าวหนึ่ง	-	-	-	-	5	22.7
รวม	9	100	19	100	22	100

ตารางที่ 2 กำลังการผลิตรวมของโรงสีข้าวในแต่ละภาคของประเทศไทย

ผลิตภัณฑ์	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	tons/day	%	tons/day	%	tons/day	%
ข้าวขาว	1105	78.6	5480	100	6540	61.2
ข้าวหนึ่ง	300	21.4	-	-	4000	38.8
รวม	1405	100	5480	100	10540	100

ตารางที่ 3 สรุปการเลือกใช้วิธีลดความชื้นข้าวเปลือกของโรงสีข้าวในแต่ละภาคของประเทศไทย

วิธีการลดความชื้น	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%
ตากลาน	3	33.4	5	26.3	3	13.6
ใช้เครื่องอบแห้ง	2	22.2	5	26.3	10	45.5
ตากลาน หรือใช้เครื่องอบแห้ง	1	11.1	1	5.4	2	9.1
ตากลานและใช้เครื่องอบแห้งร่วมกัน	-	-	4	21.0	5	22.8
ตากลานและ/หรือใช้เครื่องอบแห้งร่วมกัน	2	22.2	-	-	1	4.5
ไม่ได้ลดความชื้นข้าวเปลือก	1	11.1	4	21.0	1	4.5
รวม	9	100	19	100	22	100

ตารางที่ 4 สรุปการเลือกใช้วิธีลดความชื้นข้าวเปลือกของโรงสีข้าวตามกำลังการผลิตในแต่ละภาคของประเทศไทย

วิธีการลดความชื้น	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	tons/year	%	tons/year	%	tons/year	%
ตากลาน	810	0.3	270	0.1	5,880	0.2
ตากลาน หรือใช้เครื่องอบแห้ง	32,960	10.5	58,800	23.7	248,800	10.5
ตากลานและใช้เครื่องอบแห้งร่วมกัน	7,200	2.3	11,600	4.7	4,320	0.2
ใช้เครื่องอบแห้ง	207,600	66.0	123,300	49.8	2,006,160	84.3
ไม่ได้ลดความชื้นข้าวเปลือก	66,030	21.0	53,830	21.7	114,120	4.8
รวม	314,600	100	247,800	100	2,379,280	100

ตารางที่ 5 ปริมาณการใช้เครื่องอบแห้งแต่ละชนิด ในโรงสีแต่ละภาคของประเทศไทย

พื้นที่สำรวจ	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดไชน์เบด		แบบ Rotary	
	เครื่อง	%*	เครื่อง	%*	เครื่อง	%*	เครื่อง	%*	เครื่อง	%*
ภาคเหนือ	1	0.7	10	6.7	6	4	2	1.3	-	-
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	-	-	13	8.7	3	2	-	-	-	-
ภาคกลาง	9	6	75	50	22	14.6	7	4.7	2	1.3
รวม	10	6.7	98	65.4	31	20.6	9	6	2	1.3

หมายเหตุ : * หมายถึงเปอร์เซ็นต์การใช้เครื่องอบแห้งแต่ละชนิดเทียบกับจำนวนเครื่องอบแห้งทั้งหมดจากกลุ่มตัวอย่างโรงสีที่สำรวจ โดยมีจำนวนเครื่องอบแห้งทั้งหมด 150 เครื่อง

ตารางที่ 6 ปริมาณการใช้เครื่องอบแห้งแต่ละชนิดตามกำลังการผลิตในโรงสีแต่ละภาคของประเทศไทย

พื้นที่สำรวจ	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดไชน์เบด		แบบ Rotary	
	tons/year	%*	tons/year	%*	Tons/year	%*	tons/year	%*	tons/year	%*
ภาคเหนือ	24,000	0.9	80,160	3.0	103,600	3.8	40,000	1.5	-	-
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	-	-	128,660	4.8	-	-	-	-	-	-
ภาคกลาง	121,600	4.5	1,931,360	71.5	79,360	2.9	144,000	5.3	48,000	1.8
รวม	145,600	5.4	2,140,180	79.3	182,960	6.7	184,000	6.8	48,000	1.8

หมายเหตุ : * หมายถึงเปอร์เซ็นต์การอบแห้งข้าวเปลือกของเครื่องอบแห้งแต่ละชนิดเทียบกับปริมาณการอบแห้งทั้งหมดจากกลุ่มตัวอย่างโรงสีที่สำรวจ (2,700,740 tons/year)

ความรวดเร็วในการลดความชื้นและรักษาคุณภาพข้าวให้ได้มาตรฐาน

ในภาคกลาง โรงสีข้าวส่วนมากจะมีเครื่องอบแห้ง เนื่องจากมีปริมาณข้าวนาปรังสูงมากและชาวนาใช้เครื่องเกี่ยววัดเก็บเกี่ยวข้าว ทำให้โรงสีข้าวในภาคกลางส่วนมากจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งเพื่อให้สามารถดำเนินธุรกิจได้

3.การประมาณปริมาณเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ และปริมาณข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

ปริมาณการใช้เครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ มีดังตารางที่ 5 เมื่อวิเคราะห์ถึงสาเหตุที่เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีใช้กันมากในโรงสีข้าว เนื่องจากเป็นเครื่องอบแห้งที่มีเทคโนโลยีมาจากต่างประเทศและได้ถูกนำมาใช้อบแห้งข้าวโพดในอุตสาหกรรมอาหารสัตว์มานานแล้ว ซึ่งเจ้าของกิจการโรงสีได้นำมาดัดแปลงเพื่อประยุกต์ใช้กับข้าวเปลือกจนประสบผลสำเร็จในระดับหนึ่งทำให้เครื่องอบแห้งชนิดนี้เป็นที่นิยมในอุตสาหกรรมโรงสีและได้มีการนำเข้าหรือผลิตขายจากหลายๆ บริษัทในเวลาต่อมา สำหรับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด เป็นเครื่องอบแห้งที่ได้เริ่มมีการพัฒนาและสร้างออกจำหน่ายภายในประเทศเมื่อปี พ.ศ. 2540 ซึ่งเป็นสาเหตุ

ให้มีโรงสีที่ใช้เครื่องอบแห้งชนิดนี้ไม่มากเท่าที่ควร เมื่อพิจารณาปริมาณข้าวเปลือกที่ผ่านเครื่องอบแห้งตามตารางที่ 6 พบว่า เครื่องอบแห้งที่ถูกใช้อบแห้งข้าวเปลือกมากที่สุดคือ เครื่องอบแห้งแบบ LSU รองลงมาคือเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด

4. การประเมินสถานภาพการใช้เชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ ในเครื่องอบแห้งแต่ละชนิด

การใช้เชื้อเพลิงในระบบอบแห้งข้าวเปลือก จากตารางที่ 7 เมื่อทำการวิเคราะห์พบว่า โรงสีส่วนใหญ่ใช้ถ่านเป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้ง เนื่องจาก สามารถจัดซื้อจัดหาได้ง่าย มีราคาถูก และให้พลังงานความร้อนได้สูงตามต้องการ ส่วนเครื่องอบแห้งที่ใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงจะเป็นโรงสีขนาดใหญ่มาก ซึ่งใช้เตาเผาให้ความร้อนกับไอน้ำแล้วนำไอน้ำไปผ่านกังหันเพื่อผลิตไฟฟ้า และนำไอน้ำที่เหลือทิ้งจากการผลิตไฟฟ้ามาใช้ออบแห้งข้าว ซึ่งวิธีนี้มีการลงทุนที่สูงมาก แต่เป็นวิธีที่ใช้เชื้อเพลิงได้คุ้มค่าและประหยัดมากที่สุด ส่วนวิธีการที่สิ้นเปลืองและมีราคาแพงมากที่สุดคือการใช้น้ำมันดีเซลเป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้ง ซึ่งจะพบมากในเครื่องอบแห้งแบบ Recirculating Batch

ตารางที่ 7 สรุปการใช้เชื้อเพลิงชนิดต่าง ๆ ในเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกแต่ละชนิด

ชนิดเชื้อเพลิง	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดซ์เบด		แบบ Rotary	
	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%
ถ่าน	9	90.0	52	53.2	7	22.6	9	100	2	100
น้ำมันดีเซล	-	-	6	6.1	24	77.4	-	-	-	-
น้ำมันเตา	1	10.0	-	-	-	-	-	-	-	-
ชีวมวล	-	-	40	40.8	-	-	-	-	-	-

ตารางที่ 8 สรุปข้อมูลความพึงพอใจในการทำงานเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ

ความพึงพอใจ	แบบไหลขวาง		แบบ LSU		Recirculating Batch		แบบฟลูอิดซ์เบด		แบบ Rotary	
	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%	เครื่อง	%
ควรปรับปรุง	2	20	4	4.1	5	16.1	-	-	-	-
พอใช้	1	10	49	50.0	19	61.4	3	33.3	-	-
ดี	6	60	43	43.9	5	16.1	4	44.4	2	100
ดีมาก	1	10	2	2.0	2	6.4	2	22.3	-	-

หมายเหตุ	ควรปรับปรุงเครื่องอบแห้งที่ใช้ถ่าน	มีคะแนน	1
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้ไม่พอใจ	มีคะแนน	2
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้พอใช้	มีคะแนน	3
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้ดี	มีคะแนน	4
	เครื่องอบแห้งสามารถทำงานได้ดีมาก	มีคะแนน	5

5. การวิเคราะห์ความพอใจในการทำงานเครื่องอบแห้งแต่ละชนิด

ความพอใจในการทำงานของเครื่องอบแห้งชนิดต่าง ๆ สามารถแสดงดังตารางที่ 8 เมื่อทำการวิเคราะห์พบว่า ผู้ใช้เครื่องอบแห้งแบบไหลขวางมีความพอใจในการทำงานของเครื่องเฉลี่ย 3.4 คะแนน หรืออยู่ในเกณฑ์พอใช้ถึงดี โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 1.6 และผู้ใช้เครื่องอบแห้งแบบ Recirculating Batch มีความพอใจในการทำงานเฉลี่ย 3 คะแนน หรืออยู่ในเกณฑ์พอใช้ โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.54 ส่วนเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด ผู้ใช้มีความพอใจในการทำงานของเครื่องอบแห้งชนิดนี้มีค่าเฉลี่ย 3.9 คะแนน หรืออยู่ในเกณฑ์ดี โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.54 สำหรับผู้ใช้เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีความพอใจในการทำงานของเครื่อง มีค่าเฉลี่ย 3.4 คะแนนหรืออยู่ในเกณฑ์พอใช้ถึงดี โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 0.5 สาเหตุที่ผู้ใช้มีความพอใจในเครื่องอบแห้งแบบ Recirculating Batch ก่อนข้างต่ำคือเครื่องอบแห้งแบบนี้ใช้น้ำมันดีเซลเป็นเชื้อเพลิง ทำให้มีค่าใช้จ่ายสูง และสาเหตุที่ผู้ใช้มีความพอใจในเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดสูงคือ เครื่องอบแห้งชนิดนี้สามารถลดความชื้นข้าวเปลือกได้อย่างรวดเร็ว

6. ปัญหาที่พบในการอบแห้งข้าวเปลือก

กระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสีแต่ละโรงมีปัญหาแตกต่างกันมาก แต่ส่วนใหญ่คือ การอบแห้งข้าว

เปลือกที่ความชื้นสูงต้องใช้เวลามาก และข้าวเปลือกได้รับความร้อนไม่สม่ำเสมอ ส่วนปัญหาหลักคือ ค่าใช้จ่ายในการใช้น้ำมันเป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้ง เนื่องจากน้ำมันมีราคาสูงมาก ตารางที่ 9 แสดงปัญหาที่พบในกระบวนการอบแห้งข้าวเปลือกของแต่ละโรงสี

7. ความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต

ความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคตแสดงดัง ตารางที่ 10 ถึง 12 ซึ่งสามารถแบ่งการวิเคราะห์ออกได้เป็น 3 ภาคตามพื้นที่ต่าง ๆ ดังนี้

ภาคเหนือ โรงสีที่ต้องการเครื่องอบแห้งส่วนใหญ่เป็นโรงสีในเขตภาคเหนือตอนล่าง เนื่องจากพื้นที่ในบริเวณนี้มีการปลูกข้าวนาปรังจำนวนมาก ทำให้มีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งเพื่อลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศและฝนกับปัจจุบันชาวนาได้นำรถเกี่ยวมาใช้ในการเกี่ยวเกี่ยวเพิ่มขึ้น ส่วนโรงสีที่ไม่ต้องการเครื่องอบแห้งจะอยู่ในภาคเหนือตอนบน ซึ่งเป็นพื้นที่ที่มีการปลูกข้าวนาปรังน้อยทำให้โรงสีไม่มีความจำเป็นต้องใช้เครื่องอบแห้งมากนัก

ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ โรงสีที่มีความต้องการใช้เครื่องอบแห้งเป็นโรงสีที่ต้องการขยายกิจการเพื่อรับซื้อข้าวเปลือกขึ้นในต้นฤดู หรือต้องการเพิ่มกำลังการผลิต ส่วนโรงสีที่ไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้งให้ความเห็นว่า ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือมีการปลูกข้าวนาปรังน้อยมาก และชาวนา

ตารางที่ 9 สรุปผลการสำรวจปัญหาหลักที่พบในการอบแห้งข้าวเปลือกในโรงสี

ปัญหาหลักที่พบ	จำนวนโรงสีที่พบปัญหา	%
สิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้ามาก	1	2.1
ข้าวที่รับซื้อ มีสิ่งเจือปนมาก	1	2.1
ข้าวที่เข้าโรงสีมีความชื้นแตกต่างกันมาก	2	4.4
เชื้อเพลิงที่ใช้สำหรับอบแห้งมีราคาสูง (น้ำมันดีเซล)	5	10.6
พนักงานไม่มีความรับผิดชอบ	1	2.1
ข้าวได้รับความร้อนไม่สม่ำเสมอ	2	4.3
ข้าวเปลือกที่มีความชื้นสูงใช้เวลาอบแห้งนาน	4	8.5
ข้าวเปลือกหลังการอบแห้งจะหักมาก	1	2.1
ข้าวเปลือกหลังการอบแห้งมีสีเหลืองมากขึ้น	1	2.1
ข้าวเปลือกหลังการอบแห้งมีความชื้นต่างกันมาก	1	2.1
ระบบอบแห้งมีฝุ่นละอองมาก	1	2.1
ข้าวเปลือกที่ความชื้นสูงจะเกาะกันเป็นก้อน	1	2.1
เคาะเผาแกลบเผาไหม้ไม่สมบูรณ์	3	6.4
ไม่ตอบคำถามในส่วนนี้	23	49.0

ตารางที่ 10 สรุปผลการสำรวจความต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต

	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%
ต้องการ	4	44.5	7	36.8	13	59.1
ไม่ต้องการ	2	22.2	10	52.6	7	31.8
ไม่ตอบคำถาม	3	33.3	2	10.6	2	9.1

ตารางที่ 11 สรุปผลการสำรวจเหตุผลที่ผู้ประกอบการโรงสีต้องการใช้เครื่องอบแห้ง

เหตุผล	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%
เพื่อลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศ	3	60	1	12.5	4	28.6
มีพื้นที่ตากข้าวน้อย	1	20	-	-	-	-
ชาวนาได้นำรถเกี่ยวมาใช้มากขึ้น	1	20	-	-	-	-
ต้องการรับซื้อข้าวตันฤดู	-	-	3	37.5	-	-
ช่วยเพิ่มปริมาณต้นข้าว	-	-	1	12.5	-	-
ต้องการเพิ่มกำลังการผลิต	-	-	3	37.5	4	28.5
ต้องการประหยัดเวลา	-	-	-	-	2	14.3
ต้องการรักษาระดับคุณภาพข้าว	-	-	-	-	2	14.3
ข้าวเปลือกมีความชื้นสูง	-	-	-	-	2	14.3

ตารางที่ 12 สรุปผลการสำรวจเหตุผลที่ผู้ประกอบการโรงสีไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้ง

เหตุผล	ภาคเหนือ		ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ		ภาคกลาง	
	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%	จำนวนโรงสี	%
มีการปลูกข้าวนาปรังมีน้อย	2	50	5	31.3	1	14.3
เครื่องอบแห้งมีราคาสูงไม่คุ้มการลงทุน	2	50	5	31.3	2	28.5
ชาวนาบางส่วนตากข้าวเอง	-	-	1	6.3	-	-
ชาวนาใช้มือเกี่ยวข้าวขณะที่ข้าวแก่แล้ว	-	-	-	-	1	14.3
มีเครื่องอบแห้งเพียงพอ	-	-	1	6.2	1	14.3
มีลานตากเพียงพอ	-	-	1	6.2	1	14.3
มีเครื่องอบแห้งและลานตากเพียงพอ	-	-	2	12.5	-	-
ไม่ให้เกิดผล	-	-	1	6.2	1	14.3

ส่วนใหญ่ใช้มือเกี่ยวข้าวและได้ตากข้าวเอง ทำให้การใช้เครื่องอบแห้งในพื้นที่ไม่มีความจำเป็นมากนัก ส่งผลให้เจ้าของกิจการโรงสีข้าวไม่ต้องการลงทุนใช้เครื่องอบแห้งและมีราคาสูง

ในภาคกลาง ชาวนาในเขตภาคกลางมีการปลูกข้าวนาปรังสูงมากและชาวนาใช้รถเกี่ยวมาเกี่ยวข้าว

ดังนั้นโรงสีจะมีข้าวเปลือกขึ้นเข้าเกือบตลอดทั้งปี ทำให้เจ้าของกิจการส่วนใหญ่ต้องการใช้เครื่องอบแห้งด้วยสาเหตุหลายประการเช่น เพื่อเพิ่มกำลังการผลิต รักษาคุณภาพข้าวให้ได้มาตรฐาน และเพื่อลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศ เป็นต้น ส่วนโรงสีที่ไม่ความต้องการเครื่องอบแห้ง เนื่องจากมีเครื่องอบแห้งหรือมีลานตากเพียงพอแล้ว

สรุป

โรงสีข้าวในภาคเหนือส่วนมากเป็นโรงสีที่ผลิตข้าวขาว มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 55% (5 โรง) และมีโรงสีต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 44% (4 โรง) โดยโรงสีที่มีเครื่องอบแห้งจะอยู่ในภาคเหนือตอนล่าง เนื่องจากผู้ประกอบการโรงสีต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศ ขาวนาปลูกข้าวนาปรังมากและเริ่มนำรถเกี่ยวมาใช้มากขึ้น ในภาคเหนือตอนบนมีการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกน้อยมากและโรงสีส่วนใหญ่ไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในอนาคต เนื่องจาก ขาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อย ทำให้ผู้ประกอบการโรงสีไม่ต้องการใช้เครื่องอบแห้ง ส่วนลักษณะการใช้เครื่องอบแห้งพบว่า มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง โรงสีที่ใช้ตากลานและ/หรือเครื่องอบแห้งร่วมกัน มีปริมาณเท่ากันคือ 22.2% (2 โรง) และโรงสีที่ใช้เครื่องอบแห้งหรือตากลานมี 11% (1 โรง)

โรงสีข้าวในภาคตะวันออกเฉียงเหนือเป็นโรงสีที่ผลิตข้าวขาว มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 52.6% (10 โรง) และมีความต้องการเครื่องอบแห้งในอนาคต 36.8% (7 โรง) เนื่องจาก ขาวนาปลูกข้าวนาปรังน้อยมาก และข้าวนาปีจะมีความชื้นสูงในช่วงต้นฤดูเป็นระยะเวลา 1-2 เดือนเท่านั้น ส่วนลักษณะการใช้เครื่องอบแห้งพบว่า โรงสีที่ใช้การตากลานและเครื่องอบแห้งร่วมกันมี 21% (4 โรง) เนื่องจากสภาพอากาศเอื้ออำนวยต่อการตากลานและช่วยประหยัดค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง และมีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 26.3% (5 โรง) เนื่องจากต้องการรับซื้อข้าวต้นฤดูและรักษาระดับคุณภาพข้าว

โรงสีข้าวในภาคกลางเป็นโรงสีที่ผลิตข้าวขาวมากกว่าโรงสีที่ผลิตข้าวหนึ่งเล็กน้อย มีโรงสีใช้เครื่องอบแห้ง 81.8% (18 โรง) และมีโรงสีต้องการใช้เครื่องอบแห้งในอนาคต 59.1% (13 โรง) เนื่องจาก

ขาวนาปลูกข้าวนาปรังมากและใช้รถเกี่ยวมาเก็บเกี่ยวข้าวทำให้ข้าวที่เข้าโรงสีมีความชื้นสูง ส่วนลักษณะการใช้

ใช้เครื่องอบแห้งพบว่า โรงสีส่วนมากใช้เครื่องอบแห้งอย่างเดียว 45.5% (10 โรง) เนื่องจาก ต้องการลดความเสี่ยงจากสภาพอากาศ ประหยัดเวลา และต้องการรักษาระดับคุณภาพข้าว

ปริมาณเครื่องอบแห้งที่ใช้มากที่สุดคือ เครื่องอบแห้งแบบ LSU (65.4%) รองลงมาคือแบบ Recirculating Batch (20.6%) แต่กำลังการผลิตรวมของ เครื่องอบแห้งแบบ LSU มีจำนวนที่สุด (79.3%) รองลงมาคือ แบบแบบฟลูอิดไชน์เบด (6.8%) เชื้อเพลิงที่ใช้กับเครื่องอบแห้งมากที่สุดคือแก๊ส สำหรับเครื่องอบแห้งที่ผู้ประกอบการโรงสีพอใจในสมรรถนะมากที่สุด คือ เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด, LSU, Recirculating Batch, และ Cross Flow ตามลำดับ

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ขอขอบคุณผู้ประกอบการโรงสีข้าวที่สละเวลาให้ข้อมูลหรือให้เข้าไปสำรวจ และหวังว่างานวิจัยนี้จะเป็นประโยชน์แก่ผู้ประกอบการโรงสีข้าว ผู้ที่เกี่ยวข้องหรือผู้ต้องการใช้ประโยชน์ต่อไป

เอกสารอ้างอิง

อรรถพล นุ่มหอม และ จริญญา ลิขิตรัตน์พร. 2537. สถานภาพของเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย. เอกสารประกอบการประชุมทางวิชาการวิศวกรรมเกษตร ประจำปี 2537, 18 พฤษภาคม 2537. 21 หน้า.

สมยศ เชิญอักษร, ผ่องพรรณ ดริยมงคล, นิตยา เงินประเสริฐศรี และ สันติ ศรีสวนแดง. 2539. การศึกษาปัญหาในการผลิตและการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือกสำหรับโรงสีข้าวในเขตภาคกลาง. เอกสารประกอบการประชุมทางวิชาการวิศวกรรมเกษตร ประจำปี 2539, 12 พฤศจิกายน 2539. 14 หน้า.



วารสารสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
THAI SOCIETY OF AGRICULTURAL ENGINEERING JOURNAL ISSN 1685-408X
ปีที่ 9 ฉบับที่ 1 มกราคม - มิถุนายน 2545 (Volume 9 No. 1 January - June 2002)

สารบัญ

- ผลกระทบเนื่องจากรูปร่างของร่องปลูกและความสูงในการปล่อยกระเทียมที่เหมาะสม
ต่อความแม่นยำในการปลูกกระเทียม. 3
จิราภรณ์ เบญจประภากรรัตน์, สัตยลักษณ์ กิ่งทอง
Effects of Furrow Shapes and High of Seed Tubes on Precisions of Garlic Bulb Planting
Jiraporn Benjaphragairat, Sanluck Kingthong
- การออกแบบและพัฒนาเครื่องนวดพริกไทย. 9
สาทิป รัตนภาสกร, พิมพ์เพ็ญ พรเฉลิมพงศ์
Design and Development of Pepper Thresher
Sathip Ratanapasakorn, Pimpen pornchalemwong
- การประเมินความสูญเสียจากการเก็บเกี่ยวข้าว. 14
วินิต ชินสุวรรณ, สมชาย ชวนอุดม, วราจิต พยอม
Rice Harvest Losses Assessment
Winit Chinsuwan, Somchai Choun-udom, Warachit Phayom
- การชะลอการเสื่อมคุณภาพข้าวเปลือกความชื้นสูงโดยการระบายอากาศออกจากกองข้าว. 20
วินิต ชินสุวรรณ, ลือพงษ์ ลือนาม
Delay of Deterioration of Wet Paddy by Ventilation
Winit Chinsuwan, Luepong Luenam
- ✓ ● การประเมินสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย. 32
ขุนพล สังข์อารียกุล, สมบูรณ์ เวชกามา, อติศักดิ์ พงษ์พูลผลศักดิ์, สมชาติ โสภณรณฤทธิ์
Evaluation of Status of Paddy Dryers in Thailand
Khunphol Sungareekul, Somboon Wetchacama, Adisak Pongpullponsak, Somchart Soponronnarit
- การอบแห้งผลไม้ด้วยเครื่องอบแห้งแบบตู้ที่ใช้ก๊าซแอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง. 42
สุเมธ รุจินินนาท, สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, สมเกียรติ ปรัชญาวารากร
Fruit Drying Using LPG-Cabinet Dryer
Sumate Rujininnat, Somchart Soponronnarit, Somkiat Prachayawarakorn
- การศึกษาการใช้บรรจุภัณฑ์ขายปลีกผลไม้ในเขตกรุงเทพมหานครและปริมณฑล. 50
บัณฑิต จวิโมภาส, ศุภกิตต์ สายสุนทร, เจษฎา วสุวัต
Study on Use of Retail Fruit Package in Bangkok and Metropolitan Area
Bundit Jarimopas, Supakit Saisonorn, Jesada Wasuwat
- ระบบการวัดหาพื้นที่ใบไม้แบบอัตโนมัติ. 57
บัณฑิต จวิโมภาส, อุดมศักดิ์ กิจทวี, วันปิติ รังสี, สยาม ดุ่มแสงทอง
Automatic Leaf Area Measurement System
Bundit Jarimopas, Udomsak Kijlawee, Wanpiti Rangsri, Siam Tommsaengtong

การอบแห้งผลไม้ด้วยเครื่องอบแห้งแบบตู้ที่ใช้ก๊าซแอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง

Fruit Drying Using LPG-Cabinet Dryer

สุเมธ รุจินินนาท¹⁾ สมชาติ โสภณรณฤทธิ์¹⁾ สมเกียรติ ประชยวารการ²⁾

Sumate Rujininnat¹⁾ Somchart Soponronnarit¹⁾ Somkiat Prachayawarakorn²⁾

ABSTRACT

The design, construction and performance evaluation for a small-scale cabinet dryer using LPG (Liquid petroleum gas) as a direct heat source for heating air have been studied. The dryer had a 0.95x1.43x0.95 m³ drying chamber and could contain 2 trolleys, with total capacity of 100-200 kg of fruit product. The characteristics of the cabinet dryer have been evaluated quantitatively by considering the colour of product, the energy consumption, and the flow distribution inside the dryer. The airflow distribution was indicated by measuring indirectly the moisture content and the temperature. The preliminary tests with the cotton cloth show lower variation of moisture content for the case of installing a guide vane than that of no guide vane. In testing with banana at the conditions of 60 °C, 0.95 m³/s and 81.6 % air recycle, the specific energy was consumed around 51.6 MJ/kg water evaporated for removing moisture content from 34.2% to 52.6% dry basis. For rambutan drying under the same operating condition, the amount of energy required 9.12 MJ/kg water evaporated for reducing moisture content from 63.6% to 45% dry basis. The colour of the products was preferentially accepted. Overall drying cost of the products were 4.38-5.27 Baht/kg water evaporated, of which 1.67-2.48 baht was the cost of dryer, 2.43-2.47 baht was the energy cost, and 0.24-0.35 baht was the maintenance cost.

Keywords: Cabinet dryer, Fruit, Dehydration, Energy consumption

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการออกแบบ สร้าง และประเมินสมรรถนะเครื่องอบแห้งผลไม้ชนิดตู้โดยใช้ก๊าซแอลพีจี (ก๊าซหุงต้ม) เป็นเชื้อเพลิงให้ความร้อนแก่อากาศอบแห้ง เครื่องอบแห้งมีขนาด 0.95x1.43x0.95 ลูกบาศก์เมตร ห้องอบแห้งสามารถบรรจุรถเข็นได้ 2 คัน และสามารถอบแห้งผลไม้ได้ครั้งละ 100-200 กิโลกรัม ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับชนิดของผลิตภัณฑ์ ในการประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งได้พิจารณาถึงความสิ้นเปลืองพลังงาน คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งและ ลักษณะการกระจายของลมภายในห้องอบแห้ง ความสม่ำเสมอของลมที่ไหลผ่านห้องอบแห้งบ่งบอกโดยการวัดอุณหภูมิและการกระจายความชื้นของผลิตภัณฑ์ภายในห้องอบแห้ง เทคนิคนี้เป็นวิธีการวัดโดยทางอ้อมจากผลการทดลองเบื้องต้นพบว่า การติดตั้งใบปรับทิศทางลมสามารถลดความแตกต่างของความชื้นผ้าฝ้ายในแต่ละรถเข็นอย่างเห็นได้ชัด ในการทดลองอบแห้งกล้วยน้ำว้าและเงาะ ที่ 60 °ซ. อัตราการไหลของอากาศ 0.95 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที และสัดส่วนอากาศหมุนเวียนกลับ 81.6 เปอร์เซ็นต์ พบว่าในการอบแห้งกล้วยจากความชื้น 34.2 เปอร์เซ็นต์

มาตรฐานแห้งจนเหลือความชื้นสุดท้าย 52.6 เปอร์เซ็นต์ มาตรฐานแห้ง ให้ความสิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูมีค่าเท่ากับ 51.6 เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำที่ระเหย สำหรับในการอบแห้งเงาะให้ความสิ้นเปลืองพลังงานปรมาณูมีค่าเท่ากับ 9.12 เมกะจูลต่อกิโลกรัมที่น้ำระเหย โดยลดความชื้นจาก 63.6 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้งเหลือความชื้น 45 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง คุณภาพในด้านสีของผลไม้หลังการอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ดี จากการประเมินค่าใช้จ่ายในการอบแห้งผลไม้ พบว่าค่าใช้จ่ายทั้งหมดมีค่าระหว่าง 4.38-5.27 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งออกเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้งมีค่าระหว่าง 1.67-2.48 บาท ค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้าและก๊าซแอลพีจีมีค่าระหว่าง 2.43-2.47 บาท และค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาเครื่องมีค่าระหว่าง 0.24-0.35 บาท

คำสำคัญ : เครื่องอบแห้งแบบตู้ ผลไม้ การอบแห้ง ความสิ้นเปลืองพลังงาน

บทนำ

วิธีการอบแห้งผลไม้ในปัจจุบันสามารถทำได้หลายวิธี

¹⁾ คณะพลังงานและวัสดุ ²⁾ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถนนประชาธิปไตย บางมด กรุงเทพฯ 10140

เช่น การใช้ลมร้อน การแช่แข็ง การออสโมซิส และไมโครเวฟ เป็นต้น วิธีที่นิยมใช้ทั่วไปคือการให้ความร้อนกับอากาศเมื่ออากาศร้อนสัมผัสกับผลิตภัณฑ์ที่ขึ้นทำให้เกิดการระเหยของน้ำขึ้น และปริมาณน้ำที่ระเหยถูกพาออกไปกับอากาศที่ชื้นอบแห้ง แหล่งความร้อนที่ใช้ได้แก่ เชื้อเพลิง หรือไฟฟ้า การให้ความร้อนแก่อากาศโดยใช้ไฟฟ้าไม่เป็นที่นิยมในระดับอุตสาหกรรมครัวเรือน เนื่องจากค่าใช้จ่ายด้านพลังงานค่อนข้างสูงเมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงชนิดอื่นๆ ก๊าซแอลพีจีเป็นเชื้อเพลิงชนิดหนึ่งที่นิยมใช้ในเครื่องอบแห้งแบบตู้และอุโมงค์ เนื่องจากหาได้ง่าย ให้ความร้อนสูงและโอเสียหลังการเผาไหม้มีเขมาน้อยมาก จึงเหมาะสมในการนำมาให้ความร้อนแบบตรง (direct heating) แก่อากาศอบแห้ง ซึ่งให้ประสิทธิภาพในการถ่ายเทความร้อนสูงกว่าในกรณีให้ความร้อนโดยอ้อม (indirect heating)

ไมตรี แนวพนิช และคณะ (2536) ได้สร้างเครื่องอบแห้งผักและผลไม้แบบใช้ก๊าซแอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง มีพื้นที่อบแห้ง 20 ตารางเมตร กำเนิดลมร้อนด้วยหัวพ่นก๊าซ อัตราการเผาไหม้ก๊าซประมาณ 0.75 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ความคุมอุณหภูมิโดยใช้โซลินอยด์วาล์วและเทอร์โมสแตท ในงานวิจัยดังกล่าวได้ทดลองอบแห้งดอกดาวเรือง โดยใช้น้ำหนักเริ่มต้น 50 กิโลกรัม ความชื้นเริ่มต้น 80 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก และอุณหภูมิ 65 °ซ. อบแห้งให้ความชื้นสุดท้าย 12 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานเปียก ภายใต้เงื่อนไขดังกล่าวใช้เวลาในการอบแห้งประมาณ 12 ชั่วโมง

ศิวลักษณ์ ปฐวิรัตน์ และคณะ (2537) ได้ออกแบบและทดสอบอบแห้งแบบอุโมงค์สำหรับฆ่าแมลงในมะขามหวาน ลักษณะการไหลของอากาศในห้องอบแห้งเป็นแบบไหลตามแนวยาวของอุโมงค์ เครื่องอบแห้งสามารถบรรจุได้ 4 คัน พื้นที่อบแห้ง 28 ตารางเมตร สามารถอบมะขามหวานได้ครั้งละประมาณ 300 กิโลกรัม พบว่า เมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งประมาณ 70-80 °ซ. เป็นเวลา 1 ชั่วโมง สามารถฆ่าแมลงและลดการเกิดเชื้อราได้ อัตราการใช้ก๊าซแอลพีจีเท่ากับ 1.5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และการใช้พลังงานไฟฟ้าเท่ากับ 1.5 กิโลวัตต์-ชั่วโมง ค่าใช้จ่ายทั้งหมดในการอบแห้งเฉลี่ย กิโลกรัมละ 0.72 - 0.88 บาท และให้ผลตอบแทนในอัตราร้อยละ 39 เมื่อคิดค่าใช้จ่ายในการอบแห้งกิโลกรัมละ 1 บาท

ปัญหาที่พบมากสำหรับเครื่องอบแห้งแบบตู้คือการกระจายของอากาศร้อนภายในห้องอบแห้งไม่สม่ำเสมอเท่าที่ควร ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความชื้นสุดท้ายแตกต่างกันมาก จากสาเหตุดังกล่าวส่งผลให้สูญเสียน้ำหนักในเชิงพาณิชย์ และคุณภาพของผลิตภัณฑ์ด้อยลง ยกตัวอย่างเช่น

เกิดการเจริญเติบโตของเชื้อจุลินทรีย์ในผลิตภัณฑ์ที่ยังไม่แห้งสนิท สีของผลิตภัณฑ์ที่ได้มีลักษณะคล้ำสำหรับผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นหลังการอบแห้งต่ำเนื่องจากอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ดังกล่าวมีค่าค่อนข้างสูง ปัญหาดังกล่าวนี้มีความสำคัญเป็นอย่างยิ่งสำหรับการอบแห้งผลไม้แช่แข็ง เพราะการเปลี่ยนสีดังกล่าวเกิดเนื่องจาก ปฏิกิริยาสีน้ำตาลที่ไม่มีเอนไซม์เกี่ยวข้อง พิระพันธ์ สนองชาติ (2539) ได้ศึกษาถึงข้อปัญหาดังกล่าวโดยได้พัฒนาเครื่องอบแห้งชนิดภาคหมุนและใช้ก๊าซแอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง จากการทดลองพบว่า การอบแห้งแบบภาคหมุนช่วยให้ความชื้นของมะเขือเทศแช่แข็งหลังการอบแห้งมีความสม่ำเสมอดีกว่าการอบแห้งแบบภาคอยู่กับที่ และเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมสำหรับผลิตภัณฑ์ดังกล่าว คือที่อุณหภูมิอบแห้ง 65 °ซ. และอัตราการไหลของอากาศ 0.5752 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที Kiranoudis และ Markatos (1998) ได้จำลองศึกษาการไหลของอากาศในเครื่องอบแห้งแบบตู้ชนิดภาคอยู่กับที่โดยใช้ Computational Fluid Dynamics ความเร็วของอากาศในห้องอบแห้งอยู่ระหว่าง 4-20 เมตร/วินาที พบว่าในกรณีที่ติดตั้งและไม่ติดตั้งใบปรับทิศทางลมมีส่วนสำคัญที่ส่งผลต่อลักษณะการกระจายของลมที่เข้าเครื่องอบแห้ง ลักษณะความปั่นป่วนของอากาศที่ทางเข้าห้องอบแห้งมีค่าสูงสำหรับในกรณีที่ไม่มีติดตั้งใบปรับลม

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาเปรียบเทียบผลของการติดตั้งและไม่ติดตั้งใบปรับลม ที่มีต่อการกระจายของอุณหภูมิและความชื้นภายในเครื่องอบแห้งแบบตู้ ปัจจัยดังกล่าวเป็นตัวบ่งชี้โดยอ้อมถึงลักษณะการไหลของอากาศภายในห้องอบแห้ง นอกจากนี้ยังได้มีการประเมินประสิทธิภาพและค่าใช้จ่ายของเครื่องอบแห้งแบบตู้ดังกล่าว โดยทำการทดลองกับมะละกอแช่แข็งและเงาะ เครื่องอบแห้งที่ออกแบบนี้เหมาะสำหรับอุตสาหกรรมขนาดเล็ก

อุปกรณ์และวิธีการ

ลักษณะของเครื่องอบแห้งต้นแบบที่สร้างเพื่อใช้ในการทดลองมีขนาดตู้อบแห้งภายนอกเท่ากับ 1 ม.(กว้าง) x 1.86 ม.(ยาว) x 1.5 ม.(สูง) ผนังทำจากเหล็กแผ่นหนา 0.8 มม. หุ้มด้วยฉนวนใยแก้วหนา 3.75 ซม. ภายในประกอบด้วยห้องอบแห้งขนาด 0.95 ม.(ก) x 1.43 ม.(ย) x 0.95 ม.(ส) สามารถบรรจุถาดสเตนเลส ขนาด 0.7 ม.(ก) x 0.90 ม.(ย) x 0.90 ม.(ส) เป็นจำนวน 2 คัน รถเข็นแต่ละคันสามารถบรรจุถาดสเตนเลส ขนาด 0.64 x 0.85 ตารางเมตร ได้ 12 ถาด คิดเป็นพื้นที่ของการอบแห้งทั้งหมดเท่ากับ 13 ตารางเมตร

อากาศภายในเครื่องอบแห้งหมุนเวียนโดยใช้พัดลมชนิดแรงเหวี่ยงใบโค้งหน้า พิกัดมอเตอร์ 0.74 กิโลวัตต์ ความเร็วรอบพัดลม 864 รอบต่อนาที พัดลมดังกล่าวให้อัตราการไหลของอากาศประมาณ 0.95 ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที อัตราการไหลของอากาศดังกล่าวได้กำหนดให้มีความคงที่ตลอดการทดลองสำหรับอากาศหลังการอบแห้งจะถูกระบายทิ้งสู่สิ่งแวดล้อมในปริมาณ 20% ของปริมาณอากาศหมุนเวียนทั้งหมด และอากาศอบแห้งที่เหลืออีก 80% จะนำผสมกับอากาศแวดล้อมเพื่อหมุนเวียนกลับมาใช้ใหม่ การให้ความร้อนแก่อากาศทำได้โดยใช้หัวเผาก๊าซแอลพีจีที่มีขนาดนมหู (orifice) เท่ากับ 1.2 มม. นมหูจะต่อเข้ากับอุปกรณ์ควบคุมการจ่ายก๊าซซึ่งประกอบด้วยวาล์วโซลินอยด์ (solenoid valve) ขนาด 1/4 นิ้ว ทำหน้าที่เปิดปิดก๊าซเข้าหัวเผา อุณหภูมิอบแห้งควบคุมโดยใช้อุปกรณ์ควบคุมอุณหภูมิ (thermostat) ที่สามารถควบคุมอุณหภูมิในช่วงระหว่าง 30 ถึง 100 °ซ. ค่าความถูกต้อง ± 3 °ซ. เพื่อความปลอดภัยในขณะที่มีการดำเนินการอบแห้งได้มีการติดตั้งวาล์วโซลินอยด์ปิดก๊าซ (shut off solenoid valve) เพื่อตัดการจ่ายก๊าซทันทีหากเกิดกรณีไฟฟ้าดับหรือพัดลมหลักไม่ทำงาน นอกจากนี้ยังได้ติดตั้งชุดไฟล่อที่หัวเผา ซึ่งจะจุดโดยชุดจุดอัตโนมัติตลอดเวลาการอบแห้ง รายละเอียดของระบบอบแห้งแบบตู้แสดงใน Fig. 1

1. การทดสอบการกระจายลม

ขั้นตอนนี้เป็นการทดสอบเบื้องต้นเพื่อศึกษาลักษณะการกระจายความชื้นของผลิตภัณฑ์ในห้องอบแห้ง พร้อมกันนี้ได้มีการบันทึกการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิที่ตำแหน่งทาง

เข้าและออกจากห้องอบแห้ง ในการทดลองนี้ได้ใช้ผ้าฝ้ายชุบน้ำโดยวางในลักษณะเป็นแผ่นบางๆ สภาวะเงื่อนไขที่ดำเนินการทดลองคือความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ยที่ใช้ในการทดสอบประมาณ 313 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง อัตราการไหลของอากาศ 3528 กก./ชม. สำหรับการทดลองที่ 1 และ 3420 กก./ชม. ในการทดลองที่ 2 อุณหภูมิในการอบแห้ง 63 °ซ. หลังจากอบแห้งได้ผ่านไปเป็นระยะเวลา 5 และ 9 ชั่วโมง ความชื้นของผ้าในถาดที่ 1, 6 และ 12 ได้นำมาชั่งน้ำหนักเพื่อหาความชื้นของผ้าที่อยู่ในแต่ละถาด (Fig. 1) เครื่องซึ่งที่ใช้วัดมีความถูกต้องอยู่ในช่วงประมาณ ± 0.1 กก. นอกจากนี้หลังจากชั่วโมงที่ 5 ได้มีการสลับภาชนะระหว่างรถเข็นที่ 1 และ 2 เพื่อต้องการให้การกระจายความชื้นของผ้าที่อยู่ในถาดรถเข็นที่ 1 ซึ่งสัมผัสกับลมร้อนที่มีอุณหภูมิสูงซึ่งเป็นอุณหภูมิของอากาศที่เข้าห้องอบแห้ง กับรถเข็นที่ 2 ไม่แตกต่างกันมากนัก

ในการทดลองที่ 1 นั้นเป็นการศึกษาการกระจายลมในห้องอบแห้งโดยไม่ติดตั้งใบปรับทิศทางลม และในการทดลองที่ 2 ได้ติดตั้งใบปรับทิศทางลม ณ ตำแหน่งกึ่งกลางความสูงของบริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง ดังแสดงใน Fig. 1

2. ผลกระทบผลไม่อบแห้ง

หลังจากที่ได้มีการทดสอบการกระจายของลมในห้องอบแห้ง ต่อมาได้มีการนำผลิตภัณฑ์ต่างๆ เช่น กล้วยน้ำว่าและเงาะมาใช้ในการทดสอบ โดยในการทดลองที่ 3 เป็นการทดสอบกล้วยน้ำว่าและในการทดลองที่ 4 เป็นการทดสอบเงาะ ในการทดสอบกล้วยน้ำว่านั้นได้ใช้น้ำหนักเริ่มต้น 202.8 กก. ความชื้นเริ่มต้น 342 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง

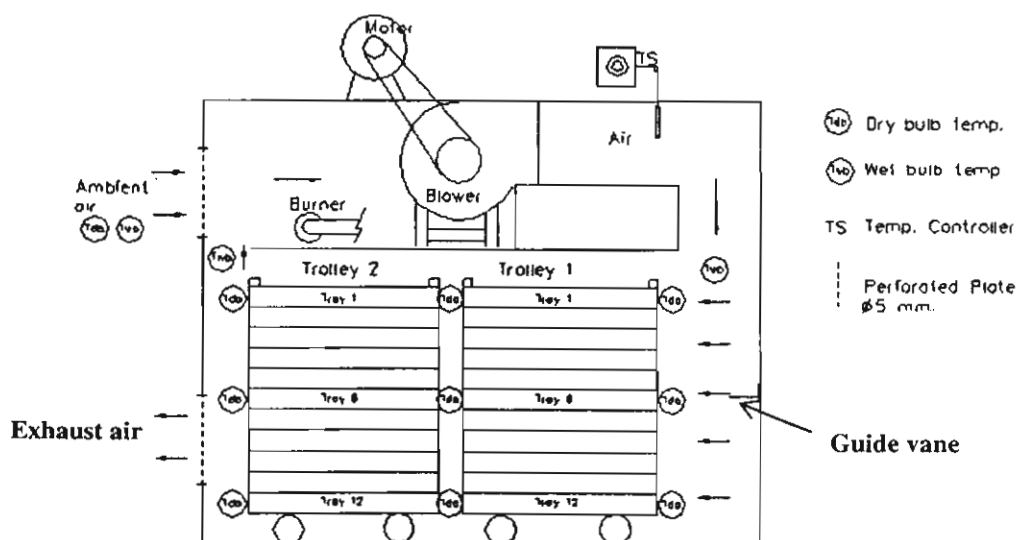


Fig. 1 Schematic diagram of cabinet dryer.

ในการทดลองอบแห้งกล้วยได้แบ่งการทดลองออกเป็น 3 ช่วง ในช่วงแรกของการอบแห้งใช้เวลา 13 ชั่วโมง หลังจากนั้นน้ำหนักกล้วยมากขึ้นที่อุณหภูมิอากาศเป็นเวลา 8 ชั่วโมง โดยไม่ให้อุณหภูมิในแต่ละภาคปะปนกัน จากนั้นน้ำหนักกล้วยมาอบแห้งต่ออีก 10 ชั่วโมง และหมักเป็นครั้งที่สองโดยใช้เวลาเท่ากับการหมักครั้งแรก ในขั้นตอนสุดท้ายเป็นการอบแห้งกล้วยอีกครั้ง โดยใช้เวลา 12 ชั่วโมง ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของกล้วยประมาณ 52 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง

สำหรับการอบแห้งเงาะนั้น ได้ใช้เนื้อเงาะสดและเงาะเชื่อมปนรวมเป็นน้ำหนักอบแห้ง 56.4 กิโลกรัม ปริมาณเงาะที่บรรจุไม่เต็มห้องอบแห้ง ความชื้นเริ่มต้นเฉลี่ยของเงาะประมาณ 636 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้งและอบแห้งให้เหลือความชื้น 45 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง จากการทดลองพบว่าในการอบแห้งเงาะใช้เวลาในการอบแห้ง 11 ชั่วโมง การบันทึกค่าของอุณหภูมิ กำลังไฟฟ้าที่ให้กับเครื่อง และปริมาณก๊าซที่ใช้ จะบันทึกทุกๆ 1 ชั่วโมงของช่วงเวลารอบแห้ง การเก็บตัวอย่างมาหาความชื้นจะสุ่มเก็บจากภาคที่ 1 (ภาคบนสุด) 3 6 9 และ 12 (ภาคล่างสุด) ของรถเข็นแต่ละคัน ตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิอากาศกระเปาะแห้ง กระเปาะเปียกได้แสดงไว้ใน Fig. 1 โดยใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger ความละเอียด $\pm 1^{\circ}\text{C}$. การวัดความเร็วของอากาศที่ท่ออากาศเวียนกลับและช่องระบายอากาศทั้งใช้ Hot wire anemometer การวัดพลังงานไฟฟ้าใช้ clip-on meter ในการหาความชื้นของผลิตภัณฑ์ ทำได้โดยการเก็บตัวอย่างมาหั่นเป็นชิ้นเล็กๆ แล้วนำมาเข้าตู้อบที่อุณหภูมิ 80°C . เป็นเวลา 60 ชั่วโมง

ผลการทดลองและวิจารณ์

1. การทดสอบการกระจายของลมร้อนในห้องอบแห้ง

1.1 การกระจายของอุณหภูมิและความชื้น (ไม่ติดตั้งในปริบลม)

ในการทดสอบความสม่ำเสมอของลมภายในห้องอบแห้งนั้นเราได้วัดความชื้นที่และอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ในห้องอบแห้ง กรณีที่ความชื้นของวัสดุในแต่ละภาคตามความสูงของห้องอบแห้งและอุณหภูมิมีค่าใกล้เคียงหรือเท่ากัน นั้นแสดงว่าการกระจายของลมที่ผ่านห้องอบแห้งมีความสม่ำเสมอ สภาวะเงื่อนไขต่างๆในการทดสอบการกระจายลมซึ่งเป็นกรณีไม่ติดตั้งในปริบลมได้แสดงไว้ใน Table 1 (การทดลองที่ 1) จากการทดลองจะเห็นว่าปริมาณความชื้นของผ้า (Table 2) หลังจากเวลาอบแห้งผ่านไปเป็นเวลา 5

ชั่วโมง มีค่าโดยประมาณ 106.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้งสำหรับบริเวณตอนกลางของ Trolley 1 (ภาคที่ 6) และความชื้น 66.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้งในภาคที่ 1 ในขณะที่ความชื้นของภาคที่ 12 ซึ่งเป็นบริเวณด้านล่างสุดของห้องอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ที่ต่ำกว่ามาก (16.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) จากผลดังกล่าวมีแนวโน้มแสดงให้เห็นอย่างชัดเจนว่าปริมาณอากาศส่วนใหญ่จะไหลผ่านบริเวณด้านล่างของห้องอบแห้ง และจากความแตกต่างของความชื้นในแต่ละภาคของ Trolley 1 สามารถคำนวณค่าความเบี่ยงเบนมาตรฐานของความชื้นได้เท่ากับ 43.1 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง

ผลของความชื้นที่แสดงใน Table 2 มีความสอดคล้องกับอุณหภูมิที่วัดได้ดังแสดงใน Fig. 2 กล่าวคือ อุณหภูมิที่วัดตรงตำแหน่งภาคที่ 6 มีค่าต่ำสุดตลอดระยะเวลาการอบแห้ง ยกเว้นในช่วงชั่วโมงที่ 4 และ 5 ขณะที่อุณหภูมิ ณ ตำแหน่งที่ 1 และ 12 มีค่าสูงกว่า ในเชิงทฤษฎีนั้นอุณหภูมิของอากาศก่อนเข้าห้องอบแห้งควรมีค่าเท่ากันตลอดหน้าตัดของห้องอบแห้ง เนื่องจากอากาศร้อนที่ไหลออกจากพัดลมมีการผสมกันของอากาศเป็นไปอย่างสมบูรณ์ แต่ในทางปฏิบัติกลับพบว่ามีความแตกต่างกันดังแสดงใน Fig. 2 ซึ่งผลดังกล่าวน่าจะเนื่องมาจากอากาศที่ไหลผ่าน Trolley 1 มีการไหลเวียนกลับออกมาบางส่วน และมาผสมกับอากาศที่ไหลออกจากพัดลมส่งผลให้เกิดความแตกต่างของอุณหภูมิตรงทางเข้าห้องอบแห้ง

ผลการกระจายความชื้นของผ้าใน Trolley 2 แสดงใน Table 2 จะเห็นว่าลักษณะโปรไฟล์ความชื้นของ Trolley 2 มีความแตกต่างจาก Trolley 1 กล่าวคือ ความชื้นในภาคที่ 1 มีปริมาณความชื้นสูงสุด (213 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) ขณะที่ภาค 6 และ 12 มีความชื้นต่ำกว่า โดยใน Tray 12 มีความชื้นต่ำสุด (114.7 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) จากลักษณะข้อมูลที่ได้แสดงให้เห็นว่าอากาศหลังจากไหลผ่าน Trolley 1 มีการเปลี่ยนแปลงทิศทางการไหล โดยบริเวณกึ่งกลางและด้านล่างของ Trolley 2 มีแนวโน้มที่มีอัตราการไหลของอากาศสูงขึ้นเมื่อเทียบกับ Trolley คันแรก หลังจากชั่วโมงที่ 5 ได้มีการสลับรถเข็นระหว่าง Trolley 1 และ 2 เพื่อต้องการลดความแตกต่างของความชื้นระหว่างบริเวณด้านหน้าและหลังภาค หลังสิ้นสุดการอบแห้งมีความแตกต่างของความชื้นประมาณ 22.9 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง

1.2 การกระจายของความชื้นและอุณหภูมิ (กรณีติดตั้งในปริบลม)

ในกรณีนี้ใบปริบทิศทางลมได้ทำการติดตั้งที่ระบกกึ่งกลางของความสูงของห้องอบแห้ง จากผลที่แสดงใน Table

Table 1 Experimental results for different products.

Description	Test no.					
	1	2	3/1	3/2	3/3	4
Products	Cotton cloth	Cotton cloth	Banana	Banana	Banana	Rambutan
Ambient air conditions						
Average temperature (°C)	31.3	28.6	32.2	33.1	31.1	29.7
Average relative humidity (%)	76	85	79	75	77	78
Condition of products						
Average initial moisture content (% d.b.)	313	307	342	131	78.6	636
Average final moisture content (% d.b.)	36.4	16.4	130	76.3	52.6	45
Initial weight (kg)	148.8	146.4	202.8	105.6	80.9	56.4
Moisture removal (kg)	99.7	104.5	97.2	24.8	10.9	44.7
Drying air conditions						
Guide vane	no	installation	installation	installation	installation	installation
Average temperature (°C)	62.7	62	61.2	61.7	60.3	58.4
Air flow rate (kg/h)	3528	3420	3420	3420	3420	3420
Fraction of air recycled (%)	79.5	81.6	81.6	81.6	81.6	81.6
LPG flow rate (kg/h)	0.9	0.98	0.77	0.55	0.5	0.65
Electricity (kW-h)	4.55	4.64	6.6	5.07	6.07	5.56
Drying time (h)	9	9	13	10	12	11
Performance of dryer						
Drying rate (kg water evap./h)	11.08	11.61	7.48	2.48	0.91	4.06
Specific primary energy consumption						
LPG (MJ/kg water evap.)	4.07	4.22	5.15	11.11	27.9	8
Electricity (MJ/kg water evap.)	0.41	0.4	0.61	1.84	5.01	1.12
Total Energy (MJ/kg water evap.)	4.48	4.62	5.76	12.95	32.91	9.12
Drying efficiency (%)	58	56.3	45	20	7.9	28.5

Table 2 Average moisture content of cotton cloth (Test no. 1).

Drying time (h)	Average moisture content (% d.b.)							
	Trolley 1				Trolley 2			
	Tray 1	Tray 6	Tray 12	SD**	Tray 1	Tray 6	Tray 12	SD**
0	313	313	313	0	313	313	313	0
5*	66.7	106.7	16.7	45.1	213	193.3	114.7	52
9	28	26.7	3.7	13.7	60.7	62.7	3.7	33.5

* Swapping the trolleys between 1 and 2 since 6 h ** Standard Deviation

3 จะเห็นว่าหลังสิ้นสุดการอบแห้งในชั่วโมงที่ 9 (มีการสลับรถเข็นในชั่วโมงที่ 5) ความชื้นของผ้าในแต่ละ Tray มีค่าใกล้เคียงกัน สำหรับในแต่ละ Trolley ค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานที่ได้ในการทดลองที่ 2 มีค่าเท่ากับ 3.4 และ 4.5 เปอร์เซนต์มาตรฐานแห้งสำหรับ Trolley 1 และ 2 ตามลำดับ ค่าที่ได้ดังกล่าวนี้มีค่าน้อยกว่าที่ได้จากการทดลองที่ 1 ดังแสดงใน Table 2 ซึ่งแสดงค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานหลังสิ้นสุดการอบแห้งเท่ากับ 13.7 และ 33.5 เปอร์เซนต์ความชื้นมาตรฐานแห้ง

สำหรับ Trolley 1 และ 2 ตามลำดับ ในการทดลองทั้งสองนี้ ได้ดำเนินการที่สภาวะเงื่อนไขเหมือนกันดังแสดงใน Table 1 จาก Table 3 จะเห็นว่าความชื้นที่บริเวณด้านล่างของห้องอบแห้งยังคงมีค่าต่ำกว่าบริเวณด้านบนของห้องอบแห้ง ซึ่งจากผลดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าอัตราการไหลของอากาศส่วนใหญ่ยังคงไหลผ่านบริเวณด้านล่างของห้องอบแห้ง อย่างไรก็ตามความแตกต่างของความชื้นในแต่ละภาคมีค่าน้อยลงหลังจากติดตั้งไปปรับทิศทางลม

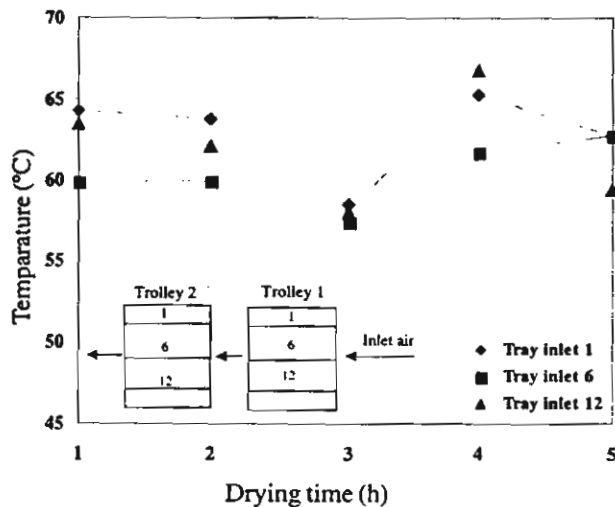


Fig. 2 Temperature distribution at tray inlets of trolley 1 (no guide vane).

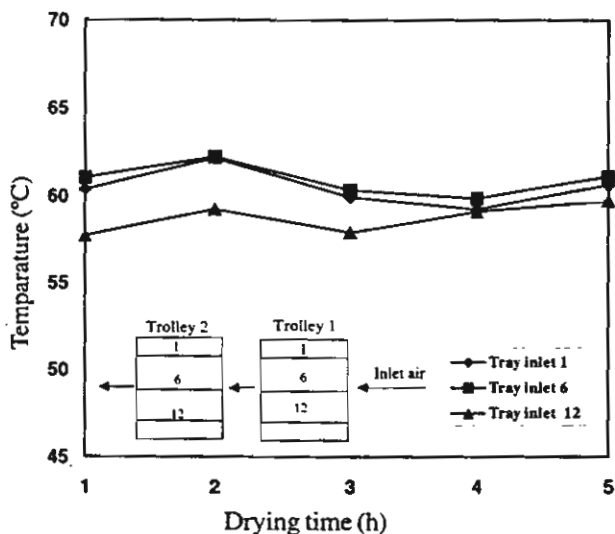


Fig. 2 Temperature distribution at tray inlets of trolley 1 (with guide vane).

Fig. 3 แสดงลักษณะการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิที่ทางเข้าของ Trolley 1 ค่าที่แสดงนี้เป็นค่าในช่วง 5 ชั่วโมงแรกของการอบแห้ง จากกราฟจะเห็นว่าการกระจายของอุณหภูมิตลอดความสูงของห้องอบแห้งอยู่ในช่วงแคบกว่าการทดลองที่ 1 (Fig. 2) ความแตกต่างของอุณหภูมิอยู่ในช่วงระหว่าง 58-62 °ซ. จากผลการวัดอุณหภูมิเป็นการยืนยันแสดงให้เห็นถึงการกระจายของอากาศดีขึ้นหลังจากมีการติดตั้งใบปรับลม และเป็นผลให้การกระจายความชื้นมีค่าลดลง

2. สมรรถนะของเครื่องอบแห้ง

หลังจากได้มีการปรับปรุงการกระจายของลมภายในห้องอบแห้ง ต่อมาได้ทำการทดลองกับผลไม้ชนิดต่างๆ

Table 3 Average final moisture content of cotton cloth (Test no. 2)

Position of trays	Average moisture content (% d.b.)	
	Trolley 1	Trolley 2
1 (top)	10	28
3	4.7	26.7
6	2.7	24.7
9	3.3	28.7
12 (bottom)	1.3	17.3
SD	3.4	4.6

Table 4 Average final moisture content of banana (Test no. 3/1).

Position of trays	Average moisture content (% d.b.)	
	Trolley 1	Trolley 2
1 (top)	134.1	156.2
3	124.1	138.3
6	114.5	129.3
9	134.9	131.2
12 (bottom)	130.0	115.3
SD	8.4	14.9

สำหรับการทดสอบอบแห้งกล้วยน้ำว้าแสดงใน Table 4 ซึ่งเป็นการอบแห้งช่วงแรกที่กล้วยน้ำว้ามีความชื้นสูงมาก จากผลที่ได้จะเห็นว่าใน Trolley 1 ความแตกต่างของความชื้นกล้วยในแต่ละถาดมีค่าน้อยสังเกตได้จากค่าเบี่ยงเบนมาตรฐานซึ่งมีค่าเท่ากับ 8.4 เปอร์เซนต์ความชื้น ขณะที่ใน Trolley 2 มีความแตกต่างของความชื้นสูงกว่า Trolley 1 โดยมีค่าเบี่ยงเบนมาตรฐาน 14.9

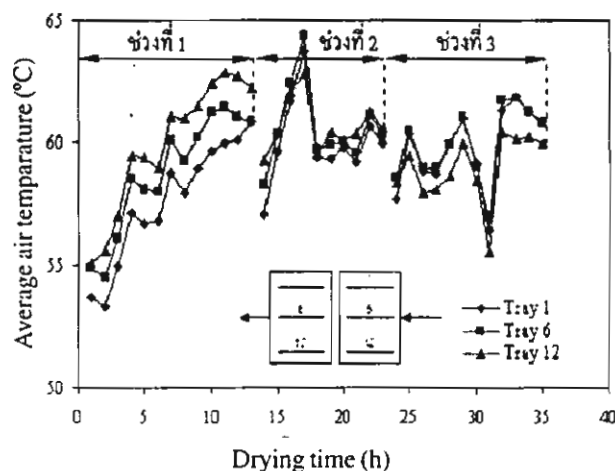
นอกจากนี้ความชื้นของกล้วยใน Trolley 2 มีค่าสูงกว่าใน Trolley 1 โดยมีความแตกต่างของความชื้นดังกล่าวมีค่าประมาณ 7 เปอร์เซนต์ความชื้น ผลดังกล่าวอาจเนื่องมาจากการลดลงของอุณหภูมิอากาศที่ใช้ในการอบแห้งและการเปลี่ยนทิศทางการไหลของอากาศหลังจากหลังจากผ่าน Trolley 1 ซึ่งผลการทดสอบนี้มีความสอดคล้องเช่นเดียวกับการทดลองที่ 1 และ 2 ดัง Tables 1 และ 2 ตามลำดับ หลังจากสิ้นสุดกระบวนการอบแห้งพบว่ามีความแตกต่างของความชื้นระหว่าง Trolley 1 และ 2 โดยเฉลี่ยเท่ากับ 0.9 เปอร์เซนต์ความชื้น สำหรับเงาที่มีความแตกต่างของความชื้นประมาณ 6 เปอร์เซนต์ความชื้น ซึ่งผลความแตกต่างดังกล่าวมีค่าค่อนข้างน้อยและอาจกล่าวได้ว่าไม่มีการสูญเสียน้ำหนักในเชิงพาณิชย์ (การทดลองผลไม้อื่นๆดังกล่าวนี้นี้ไม่ได้มี

การสลับภาคหรือรถเข็น เพื่อต้องการลดความแตกต่างของความชื้นภายในห้องอบแห้งซึ่งเป็นที่นิยมปฏิบัติกันทั่วไป)

จาก Table 1 จะเห็นว่าอัตราการอบแห้งสำหรับแต่ละผลิตภัณฑ์มีค่าไม่เท่ากันทั้งนี้ขึ้นอยู่กับปริมาณความชื้นแรกเริ่ม และ ลักษณะของการจัดเรียงตัวของเนื้อเยื่อของผลิตภัณฑ์ ในการอบแห้งกล้วยน้ำว้าให้อัตราการอบแห้งเฉลี่ยเท่ากับ 7.48 kg water evap./h ในการอบแห้งช่วงที่ 1 (ลดความชื้นจาก 342 เปอร์เซ็นต์ เหลือ 130 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง) และเมื่อความชื้นของกล้วยลดลงจนมีค่าน้อยที่สุดในช่วงที่ 3 พบว่ามีอัตราการอบแห้งเท่ากับ 0.91 kg water evap./h เหตุที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากความชื้นที่ผิวของกล้วยในช่วงแรกมีค่ามากและการระเหยของน้ำส่วนใหญ่เกิดที่บริเวณผิว แต่เมื่อเวลาผ่านไปน้ำที่ผิวลดลง น้ำในเนื้อผลไม้ดังกล่าวจะเริ่มแพร่จากภายในมายังที่ผิวซึ่งต้องอาศัยเวลาในระยะหนึ่งสำหรับการแพร่ดังกล่าว เป็นผลให้อัตราการอบแห้งมีค่าน้อยเมื่อเทียบกับช่วงแรก และจากผลดังกล่าวยังส่งผลต่อเนื่องถึงปริมาณของพลังงานที่ใช้ โดยให้ความสิ้นเปลืองพลังงานปฏุมภูมิจำเพาะมีค่าเพิ่มขึ้นจาก 5.76 MJ/kg water evap. สำหรับช่วงแรกของการอบแห้งเป็น 32.91 MJ/kg water evap. สำหรับการอบแห้งในช่วงที่ 3 ผลความสิ้นเปลืองพลังงานดังกล่าวทำให้ประสิทธิภาพ การอบแห้งจึงลดลงจาก 45% เหลือเพียง 7.9%

ในกรณีของการอบแห้งเงาะที่อุณหภูมิ 58 °C ให้อัตราการอบแห้ง 4.06 kg water evap./h สำหรับในการลดความชื้นจาก 636 เปอร์เซ็นต์ เหลือ 45 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง และให้ความสิ้นเปลืองพลังงานเท่ากับ 9.12 MJ/kg water evap. ซึ่งความสิ้นเปลืองพลังงานดังกล่าวมีค่าน้อยมากเมื่อเทียบกับกรณีของการอบแห้งกล้วย นอกจากนี้เวลาที่ใช้ในการอบแห้งก็ยังมีความน้อยกว่าอย่างเห็นได้ชัดเจน

ในการทดลองที่ 3 (Table 1) สำหรับอบแห้งกล้วย พบว่าความชื้นเริ่มต้นในการอบแห้งกล้วยในช่วงที่ 2 (3/2) กับความชื้นสุดท้ายของช่วงที่ 1 (3/1) และความชื้นเริ่มต้นในการอบแห้งช่วงที่ 3 (3/3) กับ ความชื้นสุดท้ายของช่วงที่ 2 (3/2) พบว่ามีค่าความชื้นเพิ่มขึ้นเล็กน้อย (ในทางทฤษฎีควรมีค่าเท่ากัน) ทั้งนี้เนื่องจากกล้วยได้ดูดความชื้นจากอากาศในขณะที่กำลังหมัก การหมักกล้วยนี้มีวัตถุประสงค์หลักเพื่อต้องการให้เอ็นไซม์ในกล้วยเปลี่ยนแปลงให้เป็นน้ำตาล นอกจากนี้ยังส่งผลให้อัตราการอบแห้งสูงขึ้นเมื่อนำผลิตภัณฑ์ดังกล่าวมาผ่านการอบแห้งอีกครั้ง (หลังจากผลิตภัณฑ์ได้ผ่านการอบแห้งในขั้นตอนแรก) เหตุที่เป็นเช่นนี้เนื่องจากน้ำภายในกล้วยมีเวลาในการแพร่มายังบริเวณผิวของกล้วยในขณะที่กำลังหมัก ซึ่งสามารถสังเกตได้โดยง่ายจากความแตกต่างของอุณหภูมิที่ทางเข้าและออกจากห้องอบแห้งมีค่ามากโดย



เฉพาะในช่วงต้นของการอบแห้งในช่วงที่สองดังแสดงใน Fig. 4 นั่นคือความแตกต่างของอุณหภูมิเฉลี่ยที่ทางเข้าและออกจากรถเข็นในช่วงต้นของการอบแห้งช่วงที่ 2 มีค่าเพิ่มขึ้นเมื่อเปรียบเทียบกับช่วงท้ายการอบแห้งช่วงที่ 1 และช่วงต้นของการอบแห้งช่วงที่ 3 เปรียบเทียบกับช่วงท้ายการอบแห้งช่วงที่ 2

นอกจากปัจจัยของความชื้น ยังได้มีการพิจารณาสีของผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังจากสิ้นสุดกระบวนการอบแห้ง เนื่องจากสีเป็นสิ่งที่ผู้บริโภคสามารถสังเกตเห็นและมีอิทธิพลอย่างสูงต่อความรู้สึกของผู้บริโภค สีของผลไม้อบแห้งได้นำมาเปรียบเทียบกับใช้มาตรฐานเทียบสีของ R.H.S. Color Chart พบว่า กล้วยหลังการอบแห้งมีสีเหลืองปนส้ม ตาม Code 175-C ส่วนเงาะหลังการอบแห้งมีสีส้มปนแดง ตาม Code 167-A และเงาะเชื่อมอบแห้งมีสีเหลืองอ่อนปนส้มตาม Code 167-D และจากผลการนำตัวอย่างคุณภาพสีของกล้วยและเงาะหลังจากสิ้นสุดการอบแห้งมาให้ผู้ผลิตผลไม้อบแห้งพิจารณาพบว่าสีที่ได้เป็นที่น่าพึงพอใจ

3. การประเมินค่าใช้จ่าย

สำหรับเงื่อนไขในการประเมินค่าใช้จ่ายในการอบแห้งได้แสดงในรายละเอียดใน Table 5 จากการประเมินค่าใช้จ่ายในการอบแห้ง พบว่า ค่าใช้จ่ายรวมรายปีสำหรับการอบกล้วยเท่ากับ 27,910.03 บาทต่อปีหรือเท่ากับ 4.38 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายด้านพลังงานเท่ากับ 2.47 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ค่าใช้จ่ายด้านบำรุงรักษาเท่ากับ 0.24 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย และค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง 1.67 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ในส่วนการอบแห้งเงาะมีค่าใช้จ่ายรายปีเท่ากับ 22,597.70 บาทต่อปีหรือเท่ากับ 5.27 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งเป็น ค่าใช้จ่ายด้านพลังงานเท่ากับ 2.43 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย ค่าใช้จ่ายด้านบำรุงรักษาเท่ากับ 0.35 บาทต่อ

Table 5 Conditions of Accounting for the Drying Cost

	Products	
	banana	rambutan
Initial moisture content (% d.b.)	342	636
Final moisture content (% d.b.)	52.6	45
Initial mass (kg)	202.8	56.4
Final mass (kg)	69.95	11.7
Amount of evaporated water (kg/batch)	132.85	44.7
Drying time (kg/batch)	35	11
Production rate (batch/year)	48	96
LPG consumption (kg/batch)	21.51	7.15
LPG cost * (bath/kg)	12.6	12.6
Electricity consumption (kW-h/batch)	17.74	5.56
Electricity cost** (bath/kW-h)	3.32	3.32
Investment cost (bath)	75,830	75,830
Life time (year)	10	10
Maintenance cost (% ของต้นทุนสร้างเครื่อง)	2	2
Salvage value (% ของต้นทุนสร้างเครื่อง)	10	10
Interest rate* (%)	7.75	7.75

* Reference on 13/07/2001 ** Electricity Cost 1500 กิโลวัตต์-ชั่วโมง ต่อเดือน

กิโลกรัมน้ำระเหยและค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่อง 2.48 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย จากการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายจะเห็นว่า ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งผลไม้ทั้งสองใกล้เคียงกัน ทั้งนี้เป็น เพราะปริมาณกล้วยที่ใช้อบแห้งต่อปีมีค่าสูงกว่าเงาถึง 1.8 เท่า

สรุปผลการทดลอง

การติดตั้งใบปรับทิศทางลม ณ บริเวณทางเข้า ห้องอบแห้งช่วยลดระดับความปั่นป่วนของกระแสอากาศที่ เข้าห้องอบแห้ง และเป็นผลให้ความแตกต่างของความชื้น ของผลิตภัณฑ์สำหรับในแต่ละรอบเย็นมีค่าน้อยลงเมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ติดตั้งใบปรับลม เครื่องอบแห้งที่ออกแบบ สามารถบรรจุกล้วยน้ำว้าได้ครั้งละประมาณ 200 กิโลกรัม ให้ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเท่ากับ 51.6 MJ/kg water evap. สำหรับลดความชื้นจาก 342 เปอร์เซ็นต์ เหลือ 52.6 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้งและเมื่อนำมาอบแห้งเงาสามารถจุ ได้ 56 กิโลกรัม ให้ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะเท่ากับ 9.12 MJ/kg water evap. จากการลดความชื้น 636 เปอร์เซ็นต์ เหลือ 45 เปอร์เซ็นต์มาตรฐานแห้ง คุณภาพทางด้านสีของ กล้วย และเงาหลังกระบวนการอบแห้งอยู่ในเกณฑ์ดี ค่าใช้ จ่ายในการอบแห้งผลไม้มีค่าประมาณ 4.38-5.27 บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหยทั้งนี้ขึ้นอยู่กับชนิดของผลิตภัณฑ์ โดยแบ่ง ออกเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้งมีค่าระหว่าง 1.67-2.48 บาท ค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้าและก๊าซแอลพีจีมีค่า

ระหว่าง 2.43-2.47 บาท และค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา เครื่องมีค่าระหว่าง 0.24-0.35 บาท

คำขอบคุณ

ผู้เขียนใคร่ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุน งานวิจัยที่สนับสนุนทางการเงินและบริษัทเจเนอรัล ฟู้ด แอนด์ ฟรุ๊ต จำกัด ที่ให้ความร่วมมือระหว่างการทำทดลอง

เอกสารอ้างอิง

- ไมตรี แนวพนิช, ศรีวิชัย สิงห์คเชนทร์, พิมล วุฒิสันต์, ศิริชัย ส่ง เสริมพงษ์, สุภัทร หนูสวัสดิ์ และ บงยุทธ คงชาน. 2536. เครื่องอบแห้งผักและผลไม้. เครื่องจักรกลเกษตร 2536, กองเกษตรวิศวกรรม, กรมวิชาการเกษตร, หน้า 75-78.
- ศิวลักษณ์ ปุริวรรตน์, ชุตติศักดิ์ ขวประดิษฐ์, นิทัศน์ ตั้งพินิจกุล, บงยุทธ คงชาน, อนุสรณ์ พินศิริกุล และ สุภัทร หนูสวัสดิ์. 2537. ออกแบบและทดสอบเครื่องอบแห้งมะขามหวาน. เอกสารเผยแพร่ กลุ่มงานวิจัยวิศวกรรมหลังการเก็บเกี่ยว, กองเกษตรวิศวกรรม, ปทุมธานี. 14 หน้า.
- พีระพันธ์ สอนงชาติ. 2539. การพัฒนาเครื่องอบแห้งผลไม้แบบ ถาดหมุน. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์, กรุงเทพฯ ๙. 130 หน้า.
- Kiranoudis, C. and N.vMarkatos. 1998. Computer Analysis of Industrial Batch Dryer Aerodynamics, Drying Technology, Vol. 16(7). p. 1283-1303.



วารสาร

สวท.

วารสารสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย

THAI SOCIETY OF AGRICULTURAL ENGINEERING JOURNAL

ISSN 1685-408X

ปีที่ 9 ฉบับที่ 1 มกราคม - มิถุนายน 2545 (Volume 9 No. 1 January - June 2002)

สารบัญ

- ผลกระทบเนื่องจากรูปร่างของร่องปลูกและความสูงในการปล่อยกระเทียมที่เหมาะสม
ต่อความแม่นยำในการปลูกกระเทียม..... 3
จิราภรณ์ เบญจประภากรรัตน์, สัญลักษณ์ กิ่งทอง
Effects of Furrow Shapes and High of Seed Tubes on Precisions of Garlic Bulb Planting
Jiraporn Benjaphragairat, Sanluck Kingthong
- การออกแบบและพัฒนาเครื่องนวดพริกไทย..... 9
สาทิป รัตนภาสกร, พิมพ์เพ็ญ พรเฉลิมพงศ์
Design and Development of Pepper Thresher
Sathip Ratanapasakorn, Pimpen pornchalermwong
- การประเมินความสูญเสียจากการเก็บเกี่ยวข้าว..... 14
วินิต ชินสุวรรณ, สมชาย ชวนอุดม, วราจิต พยอม
Rice Harvest Losses Assessment
Winit Chinsuwan, Somchai Choun-udom, Warachit Phayom
- การชะลอการเสื่อมคุณภาพข้าวเปลือกความชื้นสูงโดยการระบายอากาศออกจากกองข้าว..... 20
วินิต ชินสุวรรณ, ลือพงษ์ ลือนาม
Delay of Deterioration of Wet Paddy by Ventilation
Winit Chinsuwan, Luepong Luenam
- การประเมินสถานภาพเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกในประเทศไทย..... 32
ขุนพล สังข์อารีย์กุล, สมบูรณ์ เวชกามา, อติศักดิ์ พงษ์พูลผลศักดิ์, สมชาติ โสภณรณฤทธิ์
Evaluation of Status of Paddy Dryers in Thailand
Khunphol Sungareekul, Somboon Wetchacama, Adisak Pongpullponsak, Somchart Soponronnarit
- ✓ ● การอบแห้งผลไม้ด้วยเครื่องอบแห้งแบบตู้ที่ใช้ก๊าซแอลพีจีเป็นเชื้อเพลิง..... 42
สุเมธ รุจินินนาท, สมชาติ โสภณรณฤทธิ์, สมเกียรติ ปรัชญาวรรการ
Fruit Drying Using LPG-Cabinet Dryer
Sumate Rujininnat, Somchart Soponronnarit, Somkiat Prachayawarakorn
- การศึกษาการใช้บรรจุภัณฑ์ขายปลีกผลไม้ในเขตกรุงเทพมหานครและปริมณฑล..... 50
บัณฑิต จริโมภาส, ศุภกิตต์ สายสุนทร, เจษฎา วสุวัต
Study on Use of Retail Fruit Package in Bangkok and Metropolitan Area
Bundit Jarimopas, Supakit Saisontorn, Jesada Wasuwat
- ระบบการวัดหาพื้นที่ใบไม้แบบอัตโนมัติ..... 57
บัณฑิต จริโมภาส, อุดมศักดิ์ กิจทวี, วันปิติ รัสสี, สยาม ต้มแสงทอง
Automatic Leaf Area Measurement System
Bundit Jarimopas, Udomsak Kijtawee, Wanpiti Rangsi, Siam Tommsaengtong

Н | Ю | Н | Ъ | Ы | Н | П | О | Е | Л | У | З | М | В | Н | Р | П | З | А | П | З | Р | Е | Л | У | З | О | К | О | В | А | Я | Ю | Л

SHOOT IN SUPERHEATED STEAM AND HOT AIR

រដ្ឋបាល ក្រសួង ឬស្ថាប័នណាមួយ ម្ចាស់ រចនាសម្ព័ន្ធមួយចំនួន ដែល

ՕՐԻՈՒ ԷՄԱՆՈՒԵԼ ԶԵՐԻՔ ԿՐԵՐԵՐ ԿԱԾԱՆԵՐԻՈՒՄ 16
ԷՔՈՒԴԵՐԱՊՈՑԱԶԱԲԵՐՄԱՆ ԿԱՐԳԻՆԵՐԸ
ԷՄԱՆՈՒԵԼԵՍԿԱՆՈՒ, ԶԵՐԻՔԻՆԵՐԿԱՆՈՒ,

humidity levels between 10 and 85%. Amongst the isotherm models, BET, GAB, Chung and Pfost and Pfoest 1182 Henderson, the GAB model suitably describe the moisture equilibrium under a wide range of conditions. The comparison of drying characteristics between superheated steam and hot air at temperatures of 120, 140 and 160°C and a fixed mass flow rate of 0.024 kg/s shows that the temperatures have a more significant effect on the drying rates in the superheated steam than in the hot air. In particular, superheated steam drying at temperatures higher than 145°C provides relatively faster moisture reduction than the hot air. There exists the effective inversion temperature at a temperature of 145°C. The dried bamboo shoots from the superheated steam, hot air and sun drying has brown colour whereas the samples from the low-temperature air drying (55 and 70°C) has a gray-orange colour (162A). Drying at high temperatures can eliminate the laxiphyllin substance.

Key words: Dehydration / Drying Model / Superheated Steam / Vegetable

ԼԻԱՌՆՈՒՄ

Будущее развитие Бамбура sp. неизвестно

၂၈၂ (Dendrocalamus asper Backer) နှင့် ၂၈၃ (၂၈၄)၊ Bambusa longispatha Kurz) မြို့ပျဉ်အောက်တွင် တွေ့ရှိရသည်။

[illegible]

ԲՆԱՈՂՈՒՆԵՐԻ ՊՈՍՏԻՆԵՐԻ ՄԱՍԻՆ

%58-01 บลจ.ทุนพัฒนากองทุนรวม ๐.08 หรือ 05 และหนี้สูญ

ของ BET, GAB, Chung and Pisol และ Henderson มาใช้ประมาณค่า

[illegible][illegible]

អង្គជំនុំជម្រះវិសាមញ្ញក្នុងតុលាការកម្ពុជា ទំព័រ ១៨១

[illegible]

ក្រុង / បង្គោល / ផ្ទះលេខ / ផ្ទះលេខ / ផ្ទះលេខ : ផ្ទះលេខ

Abstract

Desorption isotherms for bamboo shoot have been carried out at the ranges of temperatures between 50 and 80°C and of relative

แห้ง หรือไม้คัมบรดูบับ หรือไม้คอง หรือไม้แห้งที่วางขายในท้องตลาด มักใช้วิธีการตากแห้งเป็นส่วนใหญ่ ซึ่งปัญหาที่ตามมาคือ ความสะอาดของหน่อไม้แห้ง กระบวนการผลิตหน่อไม้แห้งมีขั้นตอนดังต่อไปนี้ นำหน่อไม้สดมาทำการต้มเพื่อกำจัดสาร Taxiphyllin ซึ่งเป็นสารที่ไวรสวม (1-2) สารนี้จะสลายตัวเมื่อให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 116°C จากนั้นจะเก็บกระบวนการลดความชื้นของหน่อไม้ ความชื้นของหน่อไม้แห้งที่เหมาะสมสำหรับการเก็บรักษาจะอยู่ในช่วงประมาณ 0.17 มาตรฐานแห้ง ในกระบวนการลดความชื้นของผลิตภัณฑ์นอกจากจะใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางในการหาความชื้นออกจากวัสดุ เราอาจใช้อุณหภูมิร้อนชื้นทดแทนก็ได้

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นยังได้มีการพัฒนามาเป็นเวลานานมาแล้ว งานวิจัยที่ผ่านมาส่วนใหญ่เป็นการศึกษาการอบแห้งผลิตภัณฑ์ที่ไม่ใช่อาหาร เช่น ไม้, กากน้ำตาล และ ถ่านหิน เป็นต้น เมื่อเปรียบเทียบการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นกับลมร้อนในแง่ของอัตราการอบแห้ง ที่อุณหภูมิต่ำ อัตราการอบแห้งของผลิตภัณฑ์โดยวิธีไอน้ำร้อนชื้นจะมีค่าต่ำกว่าการใช้อากาศร้อน และอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นจะมีค่าสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น เมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มสูงจนถึง ๗๐ องศาเซลเซียส อัตราการอบแห้งที่ได้จากการใช้ไอน้ำร้อนชื้นและอากาศร้อนจะมีค่าเท่ากัน อุณหภูมิ ๗๐ องศาเซลเซียสเรียกว่า อุณหภูมิผกผัน (inversion temperature) Schwartz and Brocker [3] ได้ทำการศึกษาและรวบรวมงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับอุณหภูมิผกผันพบว่า อุณหภูมิผกผันมีค่าไม่แน่นอน ขึ้นกับรูปแบบของกระบวนการอบแห้งและลักษณะทางกายภาพของวัสดุ และเมื่ออุณหภูมิการอบแห้งมีค่าสูงกว่าอุณหภูมิผกผัน อัตราการอบแห้งโดยวิธีไอน้ำร้อนชื้นจะมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนทั้งนี้เนื่องจากค่าสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทความร้อนและค่าการนำความร้อนของไอน้ำร้อนชื้นมีค่าสูงกว่าเมื่อเทียบกับของอากาศร้อน ค่านิยามของอุณหภูมิผกผันที่กล่าวมานี้เบื้องต้นสามารถใช้ได้ในการเปรียบเทียบการอบแห้งที่เกิดขึ้นเฉพาะที่ผิวของเท่านั้น ในกรณีที่มีการอบแห้งถูกควบคุมโดยกระบวนการถ่ายเทความร้อนภายในอุณหภูมิ ๗๐ องศาเซลเซียสกล่าวเราเรียกว่า อุณหภูมิผกผันประสิทธิผล (effective inversion temperature)

ความแตกต่างระหว่างการอบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนชื้นจากงานวิจัยที่ผ่านมา [4-9] พบว่ามีข้อดีและข้อเสียดังต่อไปนี้

ข้อดี

1. ไม่เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชัน หรือเกิดการเผาไหม้เนื่องจากไม่มีแก๊สออกซิเจนในระบบทำให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ดีขึ้น อาทิเช่นสีของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้ง
2. อัตราการอบแห้งโดยวิธีไอน้ำร้อนชื้นสูงกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อน เมื่อใช้อุณหภูมิการอบแห้งสูงกว่าอุณหภูมิผกผัน
3. ผลิตภัณฑ์ที่มีพิษ หรือมีกลิ่นที่ติดการนำมาใช้งาน สามารถสกัดนำมาใช้ได้

4. การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นยังสามารถฆ่าเชื้อโรค หรือกำจัดกลิ่นของอาหารได้

ข้อเสีย

1. ระบบมีความซับซ้อน จำเป็นต้องมีการป้องกันการรั่วซึม การนำผลิตภัณฑ์เข้าและออกห้อง ไม่มีการรั่วซึมของอากาศ ในตอนแฉะ เติมน้ำและหุ้มน้ำแต่เครื่องอาจเกิดการกัดกร่อนด้วยของไอน้ำเกิดขึ้นได้
 2. เมื่อผลิตภัณฑ์เข้ามาในระบบ ไม่สามารถหลีกเลี่ยงการเกิดตัวของไอน้ำได้ ทำให้เวลาในการอบแห้งเพิ่มขึ้น 10-15% ที่ความดันบรรยากาศ
 3. ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการกระบวนการออกซิเดชันเพื่อที่จะให้ได้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ ไม่สามารถใช้การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นได้ แต่สามารถแก้ไขโดยแบ่งการอบแห้งเป็นสองช่วงเช่น การอบแห้งร้อน ซึ่งอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นก่อน และตามด้วยการอบแห้งแบบใช้ลมร้อน
- จุดประสงค์ของงานวิจัยนี้ดังต่อไปนี้ 1) เพื่อต้องการทราบเส้นไอโซเทอมแบบการคายความชื้นของหน่อไม้แห้งที่ความชื้นสัมพัทธ์และอุณหภูมิต่าง ๆ 2) มีความเข้าใจถึงกลไกของการอบแห้งที่เกิดขึ้นเมื่ออบแห้งด้วยลมร้อนและไอน้ำร้อนชื้น ความแตกต่างของอัตราการอบแห้งที่ได้จากการใช้ตัวกลางที่แตกต่างกันอธิบายด้วยค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผล 3) เปรียบเทียบคุณภาพของหน่อไม้ที่ได้จากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชื้นและลมร้อน โดยเปรียบเทียบกับที่ได้จากการตากแห้ง

2. ทฤษฎี

2.1 แบบจำลองของไอโซเทอมแบบมีการคายความชื้น

คุณสมบัติของสารที่ทราบคุณสมบัติไอโซเทอมของอาหารมีความสำคัญสำหรับใช้ในการคำนวณหาความชื้นที่สภาวะสมดุลขณะทำการเก็บรักษา ซึ่งทำให้ทราบได้ว่าผลิตภัณฑ์ที่เก็บรักษาภายใต้สภาวะดังกล่าวมีโอกาสที่เชื้อจุลินทรีย์จะมีการเจริญเติบโตจากหรือง่ายนอกจากนี้ยังนำไปใช้ในการคำนวณหาความชื้นที่เวลาอบแห้งต่าง ๆ

แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้ในการอธิบายไอโซเทอมของวัสดุที่ทราบสามารถแบ่งได้กว้าง ๆ เป็น 2 ชนิดคือ สมการในทางทฤษฎีและสมการเอมไพริคัล ในงานวิจัยนี้ได้พิจารณาเลือกทั้งสองรูปแบบดังกล่าวมาอธิบายไอโซเทอมของหน่อไม้ที่สภาวะความชื้นสัมพัทธ์และอุณหภูมิต่าง ๆ รูปแบบสมการมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

2.1.1) สมการทางทฤษฎี

2.1.1.1) สมการของ Brunauer-Emmett-Teller (BET) [10]

$$M_{eq} = \frac{M_d Y a_w}{(1 - a_w)(1 + (Y - 1)a_w)} \quad (1)$$

โดยที่ M_{eq} คือความชื้นที่สภาวะสมดุล มีหน่วยเป็นมาตรฐานแห้ง (d.b.)

M_b คือความชื้นสูงที่สุดขณะที่โมเลกุลของน้ำเรียงตัวเพียงชั้นเดียวภายในรูพรุนของวัสดุ

a_w คือความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศขณะที่เกิดสภาวะสมดุล มีหน่วยเป็นเศษส่วน

Y คือค่าคงที่ของไอโซเทอมแบบมีการคายน้ำ

2.1.1.2) สมการของ Guggenheim-Anderson-de Boer (GAB)[11]

$$M_{eq} = \frac{M_b S Y a_w}{(1 - S a_w)(1 + (Y - 1) S a_w)} \quad (2)$$

โดยที่ S คือค่าคงที่แบบมีการคายน้ำ

ค่าคงที่ S และ Y เป็นตัวแปรที่อธิบายถึงอิทธิพลของอุณหภูมิว่ามีผลอย่างไรต่อไอโซเทอม โดยตัวแปรดังกล่าวอธิบายได้ด้วยสมการของอาร์เรเนียส

$$Y = G \exp\left(-\frac{E}{R(T + 273)}\right) \quad (3)$$

$$S = A \exp\left(-\frac{C}{R(T + 273)}\right) \quad (4)$$

โดยที่ E และ C เป็นค่าคงที่ มีหน่วยเป็น kJ/kmol R คือ ค่าคงที่ของแก๊ส (kJ/kmol-K)

2.1.2) สมการเอนไพริคัล

2.1.2.1) สมการของ Henderson [12]

$$M_{eq} = \left[-\frac{1}{B(T + 273)} \ln(1 - a_w) \right]^{1/F} \quad (5)$$

โดยที่ B และ F คือ ค่าคงที่ของหน่อไม้

2.1.2.2) สมการของ Chung and Pfost [13]

$$M_{eq} = -\frac{1}{B} \ln\left(-\frac{R(T + 273)}{F} \ln a_w\right) \quad (6)$$

ในการหาค่าพารามิเตอร์ต่าง ๆ ของสมการไอโซเทอมได้ใช้เทคนิคของการวิเคราะห์ถดถอยแบบไม่เป็นเชิงเส้น (nonlinear regression) และ SSE (summation of square error) เป็นดัชนีบ่งชี้ที่แสดงถึงความสามารถของแบบจำลองที่นำมาอธิบายผลการทดลอง ค่าของ SSE มีค่าต่ำ แสดงว่าแบบจำลองนั้นอธิบายผลการทดลองเป็นที่น่าพอใจ นิยามของ SSE เป็นดังนี้

$$SSE = \sum_{i=1}^n (M_{eq}(\text{experiment}) - M_{eq}(\text{prediction}))^2 \quad (7)$$

โดยที่ n คือจำนวนข้อมูลการทดลอง

2.2 แบบจำลองของการอบแห้ง

รูปร่างของหน่อไม้ที่ใช้ในการศึกษาทดลองการอบแห้งมีลักษณะเป็นแผ่นแบนกว้าง ในงานวิจัยนี้สมมติว่าหน่อไม้มีสมบัติเหมือนกันทุกทิศทาง (isotropic solid) และการถ่ายเทความร้อนเกิดขึ้นในทิศทางเดียว ขณะที่เกิดการถ่ายเทมวลของหน่อไม้ของผลิตภัณฑ์มีคงที่เท่ากับอุณหภูมิของตัวกลางอบแห้ง จากข้อสมมุติฐานดังกล่าวข้างต้นเราสามารถคำนวณหาความชื้นของผลิตภัณฑ์ที่เวลาใด ๆ ได้จากสมการการแพร่ทางทฤษฎี [14]

$$MR = \frac{8}{\pi^2} \sum_{i=1}^{\infty} \frac{1}{(i+1)^2} \exp\left(-\frac{(i+1)^2 \pi^2 D_{eff} t}{b^2}\right) \quad (8)$$

โดยที่ MR คือ อัตราส่วนความชื้นไร้หน่วย $\frac{M(t) - M_{eq}}{M_{in} - M_{eq}}$

D_{eff} คือ สัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลมีหน่วยเป็น m^2/min

t คือเวลาในการอบแห้งมีหน่วยเป็นนาที

b คือความหนาครึ่งหนึ่งของวัสดุ มีหน่วยเป็นเมตร

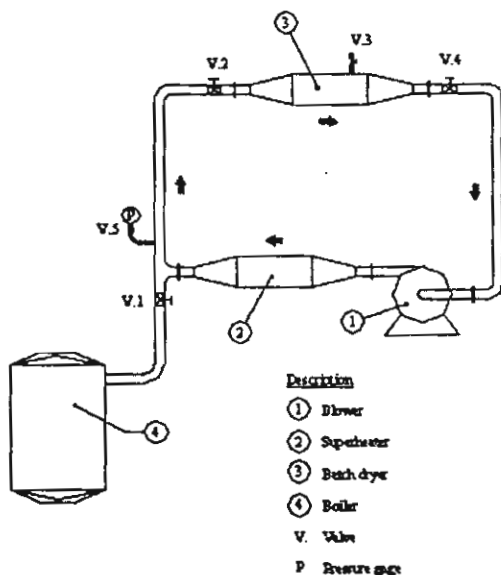
ในการคำนวณหาความชื้นของวัสดุที่เวลาต่าง ๆ เราใช้จำนวนเทอมทั้งหมด 10 เทอมในการคำนวณ กรณีที่ใช้จำนวนเทอมมากนี้พบว่าผลการคำนวณความชื้นที่ได้มีแตกต่างกันน้อยมากเมื่อเทียบกับที่ใช้จำนวนเทอมเท่ากับ 10 ดังนั้นจำนวนเทอมดังกล่าวสามารถเป็นตัวแทนที่เหมาะสมสำหรับการคำนวณความชื้นแทนการใช้จำนวนเทอมเป็นอนันต์

3. อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

3.1 อุปกรณ์

รูปที่ 1 แสดงระบบอบแห้งของไอน้ำร้อนชาวดึงซึ่งประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก ๆ ดังนี้ ดังความดันที่ผลิตไอน้ำที่ความดันเหนือบรรยากาศเล็กน้อย ชุดทำไอน้ำร้อนชาวดึงโดยใช้จลลาลความร้อนวาล์วสำหรับควบคุมความดันของไอน้ำ ชุดอบแห้งแบบถาด พัดลมแบบเหวี่ยงที่มีใบพัดโค้งหลัง อัตราไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งควบคุมโดยใช้ตัวปรับความเร็วรอบ และระบบท่อไอน้ำ การทำงานของระบบเริ่มต้นด้วยอุณหภูมิของไอน้ำจากเครื่องปรับอากาศที่ห้องการอบแห้ง เหตุที่กระทำเช่นนี้เพื่อต้องการป้องกันการกลั่นตัวของไอน้ำภายในระบบอบแห้งขณะทำการอบแห้งโดยใช้อิอน้ำร้อนชาวดึง เมื่อหน่วยต่างๆ ภายในระบบมีอุณหภูมิคงที่ จากนั้นก็จะปล่อยไอน้ำร้อนตัวผ่านหน่วยต่าง ๆ โดยไอน้ำที่ผลิตจากถังความดันหมายเลข 4 จะมีสภาวะเป็นไอน้ำตัวไหลผ่านหน่วย Superheater เพื่อทำการเปลี่ยนสภาวะของไอน้ำ

จากไออีเอ็มคิวเป็นไอร้อนชาดอ้ง และในขณะที่เคียวกันให้ความร้อนต่อไป จนถึงอุณหภูมิที่ต้องการ หลังจากนั้นไอน้ำร้อนชาดอ้งจะไหลผ่านชุด หน่วยอบแห้งโดยทิศทางการไหลของไอน้ำจะอยู่ในแนวขนานกับวัสดุ และวัสดุซึ่งวางอยู่บนสวคตะแกรงจะสัมผัสกับไอน้ำทั้งสองด้าน ปริมาณ ไอน้ำทั้งหมดหลังจากผ่านห้องอบแห้งแล้วจะนำกลับมาใช้ใหม่ โดย ลักษณะวิธีการเช่นนี้จะทำให้การใช้พลังงานเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ เมื่อเทียบการใช้กาสร้อนซึ่งต้องมีการทิ้งกาสร้อนไปเป็นบางส่วน



รูปที่ 1 ระบบเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งชนิดกะ

3.2 การทดลองหาความชื้นสมดุล

การทดลองหาความชื้นสมดุลของหน่อไม้ใช้วิธีติด โดยนำ หน่อไม้มาหั่นเป็นชิ้นเล็ก ๆ ขนาดประมาณ 0.5×0.5×0.5 cm วางไว้ เหนือสารละลายเกลืออีเอ็มคิวของ KNO_3 , $NaCl$, $Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$, $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ และ $LiCl$ ซึ่งสารดังกล่าวมีความชื้นสัมพัทธ์เหนือ สารละลายเกลือในช่วงระหว่าง 11.2 ถึง 84.9% จากนั้นจึงนำตัวอย่างต่าง ๆ ไปใส่ในตู้อบที่ควบคุมอุณหภูมิ โดยใช้อุณหภูมิที่ 50, 60, 70 และ 80°C ตามลำดับ นำตัวอย่างมาชั่งน้ำหนักทุกวันจนน้ำหนักไม่เปลี่ยนแปลง แล้ว จึงนำไปหาความชื้นที่อุณหภูมิ 103°C เป็นเวลา 72 ชั่วโมง ที่แต่ละ อุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ได้ทำทดลองซ้ำถึง 3 ครั้ง

3.3 การทดลองอบแห้ง

นำหน่อไม้ปริมาณ 0.5 kg ที่ความชื้นเริ่มต้นประมาณ 19–25 d.b. มาหั่นตามแนวเส้นใยขนาด 5×5 cmหนา 0.3 cm โดยอบแห้งที่อุณหภูมิ ของไอน้ำร้อนชาดอ้ง 120, 140 และ 160°C และอัตราการไหลของอากาศ 0.024 kg/s หน่อไม้ที่นำอบแห้งที่อุณหภูมิสูงดังกล่าวนี้จะไม่ผ่าน กระบวนการคัมเพื่อกำจัดสาร Taxiphyllin ขณะอบแห้งนำตัวอย่างมาชั่ง

น้ำหนักทุก ๆ 20 นาทีเพื่อเก็บข้อมูลหาความชื้น การอบแห้งดำเนินไป จนกระทั่งอบแห้งความชื้นของหน่อไม้ลดลงเหลือประมาณ 0.17 d.b. ที่ ความชื้นดังกล่าวเป็นความชื้นของหน่อไม้ที่เก็บรักษา และจำหน่ายใน ท้องตลาด สำหรับการอบแห้งด้วยลมร้อนทำการทดลองโดยใช้เงื่อนไข อุณหภูมิและอัตราการไหลเชิงมวลเดียวกันกับการใช้ไอน้ำร้อนชาดอ้ง ทำ การทดลองเหมือนการทดลองอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้ง

3.4 การทดสอบคุณภาพ

ตัวอย่างที่ได้จากการอบแห้งที่อุณหภูมิสูงด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้ง และอากาศร้อนได้นำมาเปรียบเทียบกับคุณภาพของหน่อไม้ที่ได้จากการตาก แห้งและจากการทดลองอบแห้งหน่อไม้ด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิ 55 และ 70°C ซึ่งเป็นช่วงอุณหภูมิที่นิยมในการใช้ในการอบแห้งผักและผลไม้ ใน การอบแห้งที่ด้วยลมร้อนอุณหภูมิต่ำหรือจากการตากแห้งดังกล่าว หน่อไม้จะต้องผ่านกระบวนการคัมเสียก่อนเพื่อกำจัดสาร Taxiphyllin และจากนั้นหน่อไม้จะนำมาลดความชื้นจนเหลือประมาณ 0.17 d.b. คุณ ภาพของหน่อไม้ที่ได้รับความสนใจในงานวิจัยนี้ได้แก่ สีของหน่อไม้ หลังการอบแห้งและรสชาติความขม

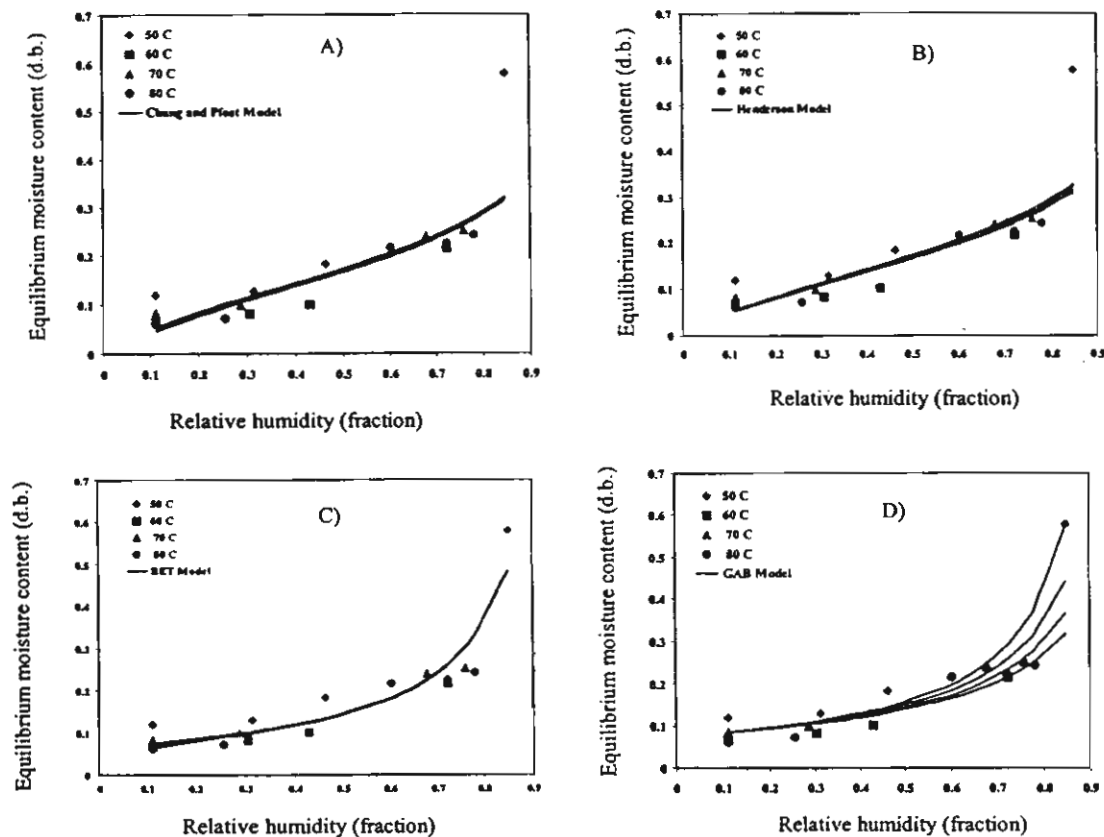
สีของหน่อไม้แห้งวัดจากการเปรียบเทียบกับตารางเทียบสี มาตราฐานของ R.H.S. (The Royal Horticultural Society) สำหรับในการ ทดสอบรสชาติความขมใช้วิธีทดสอบการชิมโดยใช้ผู้อาสาสมัครเป็น จำนวน 10 คน และกลุ่มตัวอย่างได้แบ่งเป็น 3 กลุ่ม ซึ่งแต่ละกลุ่มมีลำดับ การชิมไม่เหมือนกัน เหตุที่ทำการเช่นนี้เพื่อต้องการพิสูจน์ผลของลำดับการ ชิมไม่มีผลต่อการรับรู้รสชาติ ในการวิเคราะห์ข้อมูลได้ใช้วิธีทางสถิติของ ฟรีดแมน (Friedman's test) โดยกำหนดระดับนัยสำคัญ (α) เป็น 0.05

4.ผลและวิจารณ์

4.1 ความชื้นสมดุล

ผลการทดลองพบว่า หน่อไม้เข้าสู่สมดุลแบบคาย ความชื้น ที่อุณหภูมิ 50, 60, 70 และ 80°C ความชื้นสมดุลที่แต่ละ ความชื้นสัมพัทธ์มีค่าค่อนข้างใกล้เคียงกัน ขณะที่อุณหภูมิ 50°C และ ความชื้นสัมพัทธ์ 0.85 ความชื้นสมดุลของหน่อไม้มีค่าค่อนข้างสูงเป็น พิเศษเมื่อเทียบกับความชื้นสัมพัทธ์ที่อุณหภูมิอื่น ๆ ภาวได้ความชื้น สัมพัทธ์เดียวกันดัง รูปที่ 2 จากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่านอกจาก ความชื้นสัมพัทธ์ อุณหภูมิก็เป็นปัจจัยที่สำคัญอันหนึ่งที่มีผลต่อความชื้น สมดุล จากผลการทำนาอโคไลซ์แบบจำลองของ BET, GAB, Chung and Pfof และ Henderson พบว่า ยกเว้นเฉพาะกรณีของแบบจำลองของ GAB แบบจำลองสมดุลต่าง ๆ ที่เสนอไม่สามารถอธิบายผลของอุณหภูมิที่ต่อ ความชื้นสมดุลได้อย่างแม่นยำ พารามิเตอร์ของแบบจำลองต่าง ๆ ที่ได้ จากการวิเคราะห์การลดถดถอยแสดงในตารางที่ 1 จากตารางจะเห็นว่า ค่า ความชื้นสูงสุดของหนึ่งชั้นโมเลกุลที่ทำนาอโคไลซ์จากสมการของ GAB

และ BET มีค่าใกล้เคียงกัน และจากผลการวิเคราะห์แสดงให้เห็นว่าสมการของ GAB เป็นสมการที่อธิบายผลสอดคล้องกับการทดลองมากที่สุด



รูปที่ 2 ความชื้นสมดุลของหน่อไม้ที่ได้จากการทดลอง และการทำนายจากแบบจำลองต่างๆ

ตารางที่ 1 ค่าคงที่พารามิเตอร์ของแบบจำลองไอโซเทอมชนิดต่างๆ

Models	M_s	G	H	D	E	B	F	SSE
BET	0.07300	-	-	0.000135000	35656.40	-	-	0.0304
GAB	0.07600	0.2156	4179.53	555054	1018.87	-	-	0.0117
Chung and Pfost	-	-	-	-	-	9984.41	9.67	0.138
Henderson	-	-	-	-	-	0.0366700	1.57	0.141

4.2 การเปลี่ยนความชื้นของหน่อไม้ขณะอบแห้ง

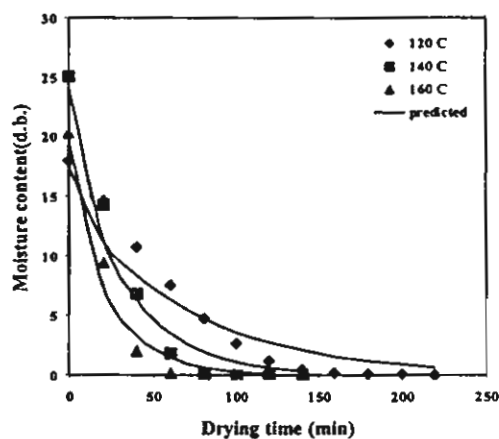
การอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นของหน่อไม้ได้เร็วกว่าการใช้อุณหภูมิต่ำ ดังรูปที่ 3 และ 4 โดยลักษณะการลดลงของความชื้นทั้งในกรณีที่ใช้ไอน้ำร้อนจากถังและอากาศร้อนเป็นรูปของการลดลงแบบเอ็กซ์โปเนนเชียล

จากข้อมูลการทดลองจะเห็นว่าเมื่อการอบแห้งดำเนินไปเป็นระยะเวลาหนึ่ง ความชื้นของหน่อไม้มีค่าเข้าใกล้ศูนย์ นั้นแสดง

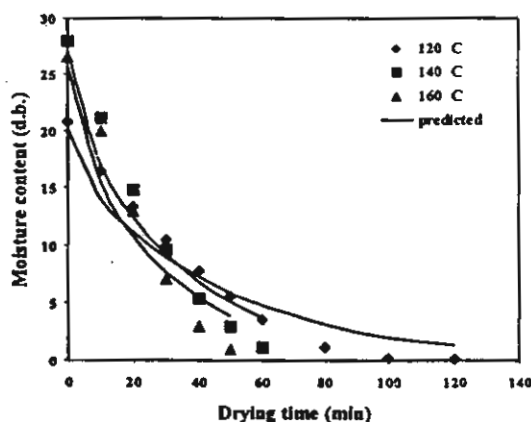
ว่าความเข้มข้นของไอน้ำในตัวกลางขณะอบแห้งมีค่าน้อยมาก ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงสมมติให้ความเข้มข้นของความชื้นที่ผิวของหน่อไม้มีค่าเป็นศูนย์หลังจากเริ่มอบแห้ง ข้อสมมติฐานนี้ไม่สามารถนำไปใช้กับการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำๆ

จากการทำนายโดยใช้สมการที่ 8 จะเห็นว่าให้ผลการทำนายในทำนองเดียวกับผลการทดลอง กล่าวคือการลดลงของความชื้นขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและเวลา จากรูปที่ 3 และ 4 แบบจำลองการแพร่ทำนายความชื้นในช่วงต้น ๆ ของการทดลองเร็วกว่าการทดลอง

พอสมควร ทั้งนี้เนื่องมาจากในช่วงต้นๆของการอบแห้งเป็นการเพิ่มอุณหภูมิให้กับวัสดุ ดังนั้นอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์จึงมีค่าต่ำกว่าอุณหภูมิของตัวกลางอบแห้ง ซึ่งในการคำนวณความชื้นของหน่อไม้ เราสมมติให้อุณหภูมิของผลิตภัณฑ์คงที่โดยมีค่าเท่ากับอุณหภูมิของตัวกลางอบแห้ง



รูปที่ 3 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของหน่อไม้ขณะอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งที่อุณหภูมิต่าง ๆ และเปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทำนาย

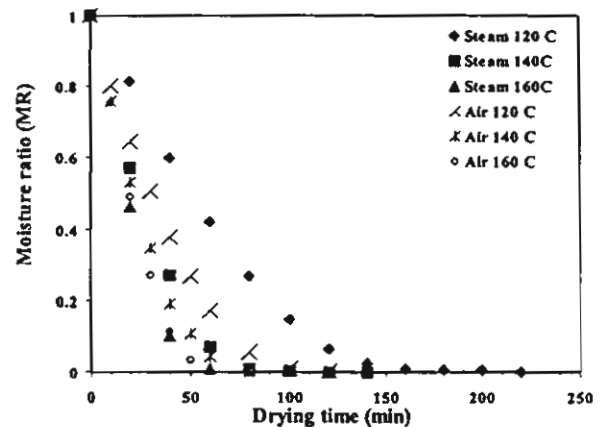


รูปที่ 4 การเปลี่ยนแปลงความชื้นของหน่อไม้ขณะอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่าง ๆ และเปรียบเทียบกับผลที่ได้จากการทำนาย

4.3 การเปรียบเทียบความชื้นระหว่างการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งและลมร้อน

รูปที่ 5 แสดงอัตราส่วนความชื้นไร้หน่วยของหน่อไม้ที่ได้จากการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งและลมร้อนที่อุณหภูมิต่าง ๆ พบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งที่อุณหภูมิใกล้เคียงกับจุดเดือดปกติของน้ำให้อัตราการลดความชื้นช้ากว่าอย่างเห็นได้ชัดเมื่อเทียบกับการอบแห้งโดยใช้อากาศร้อนภายใต้ความดันเดียวกัน ยกตัวอย่างเช่นที่อุณหภูมิ 120°C ในการลดอัตราส่วนความชื้นจากหนึ่งให้ลดลงเหลือ 0.2 การอบแห้งโดยใช้อากาศร้อนชาดอ้งใช้เวลา 90

นาที ขณะที่ลมร้อนใช้เวลา 60 นาที เมื่ออุณหภูมิอบแห้งเพิ่มสูงขึ้นเป็น 140°C กลับพบว่าเวลาที่ใช้ในการลดอัตราส่วนความชื้นของหน่อไม้ทั้งในไอน้ำร้อนชาดอ้งและอากาศร้อนมีค่าเกือบเท่ากัน และเวลาที่ใช้ในการอบแห้งโดยใช้อากาศร้อนชาดอ้งเร็วกว่าการอบแห้งของลมร้อนเล็กน้อยเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งเป็น 160°C



รูปที่ 5 เปรียบเทียบความชื้นของหน่อไม้ที่ได้จากการอบแห้งด้วยอากาศร้อนและไอน้ำร้อนชาดอ้งภายใต้ความดันเท่ากัน

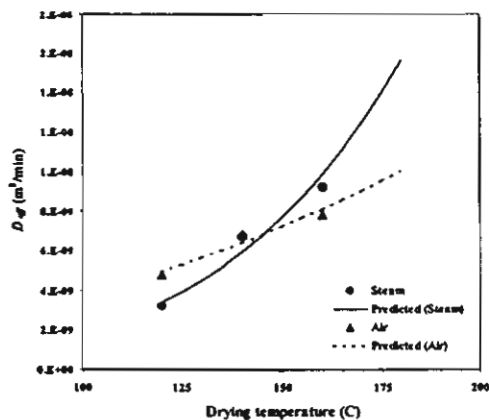
รูปที่ 6 แสดงค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของหน่อไม้ที่อบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งและลมร้อนที่อุณหภูมิต่างๆ แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิที่ใช้ออบแห้งมีผลกระทบต่ออัตราการอบแห้งสำหรับการใช้ไอน้ำร้อนชาดอ้งเมื่อเทียบกับลมร้อน โดยที่อุณหภูมิที่อบแห้งต่ำกว่า 145°C ให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลต่ำกว่าการอบแห้งของลมร้อนแต่เมื่ออุณหภูมิสูงกว่า 145°C กลับพบว่าค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของหน่อไม้ในกรณีที่ใช้ไอน้ำร้อนชาดอ้งมีค่าเพิ่มสูงขึ้นอย่างรวดเร็วและมีค่ามากกว่าการอบแห้งของลมร้อนอย่างเห็นได้ชัดเจน ณ ตำแหน่งที่ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของหน่อไม้ที่อบแห้งด้วยตัวกลางเท่ากันอยู่ที่อุณหภูมิ 145°C ซึ่งเป็นอุณหภูมิผกผันประสิทธิผลของหน่อไม้สำหรับการอบแห้งในช่วงอัตราการอบแห้งลดลง

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของหน่อไม้สำหรับไอน้ำร้อนชาดอ้งและอากาศร้อนมีความสัมพันธ์กับอุณหภูมิในรูปของสมการของอาร์เรเนียสดังต่อไปนี้

$$\text{ไอน้ำร้อนชาดอ้ง } D_{eff} = 3.613 \times 10^{-4} \exp\left(-\frac{37837}{R(273+T)}\right) \quad (9)$$

$$\text{อากาศร้อน } D_{eff} = 1.038 \times 10^{-6} \exp\left(-\frac{17471}{R(273+T)}\right) \quad (10)$$

จากสมการที่ (9) และ (10) จะเห็นว่าในกรณีที่อุณหภูมิสูงกว่า 170°C ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของไอน้ำร้อนชาดอ้งมีค่ามากกว่าของลมร้อน 1.5 เท่า



รูปที่ 6 สัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลสำหรับการอบแห้งของไอน้ำร้อนและอากาศร้อน และการเปรียบเทียบผลทำนายด้วยสมการที่ 9 และ 10

4.4 คุณภาพของหน่อไม้แห้ง

สำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งพบว่าหน่อไม้แห้งที่ได้จากการอบแห้งที่อุณหภูมิ 120, 140 และ 160°C มีสีตรงกับรหัสสี 164A, 165B และ 165A ตามลำดับ ขณะที่การอบแห้งด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิในช่วงดังกล่าวหน่อไม้แห้งที่ได้มีรหัสสี 164B, 164A และ 164A ตามลำดับ สีที่ได้จากการอบแห้งด้วยตัวกลางทั้งสองมีลักษณะน้ำตาลไหม้ แต่สีของหน่อไม้ที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งมีสีเข้มกว่าภายใต้การอบแห้งที่อุณหภูมิเดียวกัน จากการสังเกตกรณี

ตารางที่ 2 การทดสอบรสชาติของหน่อไม้ด้วยวิธีการอบแห้งต่าง ๆ

Group	Subsequent testing	Very bitter	bitter	slight bitter	no bitter
No.1	Sun drying	0	0	0	8
	Low temperature hot air	0	0	2	6
	High temperature hot air	0	2	5	1
	Superheated steam	0	1	5	2
No. 2	Superheated steam	0	1	3	4
	High temperature hot air	1	1	6	0
	Low temperature hot air	0	0	1	7
	Sun drying	0	1	2	5
No. 3	Low temperature hot air	0	0	1	7
	Superheated steam	0	0	7	1
	Sun drying	0	0	3	5
	High temperature hot air	0	5	3	0

5 สรุป

การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้ง พบว่าในช่วงแรกของการอบแห้ง สีของหน่อไม้เกิดการเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็วโดยสีของหน่อไม้เปลี่ยนเป็นสีเหลืองนวลคล้ายสีของหน่อไม้คัม มีรหัสสี 160B ซึ่งอยู่ในกลุ่มสี greyed-yellow ขณะที่ การอบแห้งด้วยลมร้อนสีของหน่อไม้ในช่วงแรกของการอบแห้งยังคงเป็นสีเขียวมีรหัสสี 157D ตรงกับกลุ่มสี green-white จากการเปรียบเทียบด้วยวิธีการอบแห้งแบบต่างๆ พบว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนที่อุณหภูมิ 55 และ 70°C ให้สีอ่อนกว่ารับประทานที่สุดโดยมีรหัสสี 162A ซึ่งยังให้ผลดีกว่าการทำหน่อไม้แห้งโดยวิธีตากแดดโดยหน่อไม้แห้งที่ได้มีสีตรงกับรหัสสี 164B

สำหรับการทดสอบคุณภาพของหน่อไม้แห้งในด้านรสชาติ กระทำเพื่อยืนยันว่าสารให้ความขมในหน่อไม้ (*Taxiphyllin*) โดยใช้วิธีการชิม จากผลการทดสอบในแต่ละกลุ่มดังแสดงในตารางที่ 2 จากผลการทดสอบสมมติฐานของความแตกต่างของรสชาติในแต่ละวิธีการอบแห้งตามวิธีของฟริคแมน สรุปได้ว่าวิธีการอบแห้งแบบต่างๆ ให้ผลไม่แตกต่างกัน ดังนั้นการอบแห้งโดยใช้อุณหภูมิสูงทั้งไอน้ำร้อนชาดอ้งและลมร้อนสามารถทำลายสารความขมที่มีอยู่ในหน่อไม้

จากการทดลองเพื่อศึกษาไอโซโทมแบบการคายความชื้นของหน่อไม้ การเปรียบเทียบจุดสาคของการอบแห้งหน่อไม้ด้วยไอน้ำร้อนชาดอ้งกับลมร้อน และศึกษาเปรียบเทียบคุณภาพของหน่อไม้

หลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาวดัง ธรรมชาติของอุณหภูมิสูง ธรรมชาติของอุณหภูมิต่ำ และวิธีการตากแห้ง สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังต่อไปนี้

1. ความชื้นสัมพัทธ์ของหน่อไม้ขึ้นกับความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศและอุณหภูมิ และแบบจำลองไอโซเทอมของ GAB สามารถทำนายความชื้นสัมพัทธ์ในแนวโน้มน้อยคล่องกับผลการทดลอง

2. อุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้งมีผลกระทบต่ออัตราการลดความชื้นสำหรับการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาวดังโดยการอบแห้งที่อุณหภูมิใกล้เคียงจุดเดือดปกติจะให้อัตราการลดความชื้นช้ากว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน แต่เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นอัตราการแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาวดังมีค่าเกือบเท่าหรือมากกว่าการอบแห้งด้วยลมร้อนทั้งนี้ขึ้นกับอุณหภูมิที่ใช้

3. จากสัมประสิทธิ์การแพร่ประสิทธิผลของหน่อไม้แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิผกผันประสิทธิผลสำหรับการอบแห้งหน่อไม้อยู่ที่ช่วงประมาณ 145°C

4. คุณภาพของหน่อไม้ในด้านสีที่ได้จากการตากแห้งและการอบแห้งด้วยอุณหภูมิสูงระหว่าง 120 และ 160°C โดยใช้น้ำร้อนและไอน้ำร้อนชาวดังอยู่ในเกณฑ์ที่ไม่ดีเมื่อเปรียบเทียบกับหน่อไม้อบแห้งที่อุณหภูมิระหว่าง 55 ถึง 70°C

5. การให้ความชื้นในหน่อไม้ (*Taxiphyllin*) สามารถละลายตัวระหว่างกระบวนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชาวดังและลมร้อนได้เมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งสูงกว่าหรือเท่ากับ 120°C

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอแสดงความขอบคุณต่อสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยที่ให้ทุนสนับสนุนโครงการวิจัยนี้

เอกสารอ้างอิง

1. ธรรมรงค์ นิยมวิทย์ "หน่อไม้และผลิตภัณฑ์จากหน่อไม้ ตอนที่ 1: หน่อไม้," อาหาร, ฉบับที่ 2 ปีที่ 18 พ.ศ. 2531a หน้า 79-94.
2. ธรรมรงค์ นิยมวิทย์ "หน่อไม้และผลิตภัณฑ์จากหน่อไม้ ตอนที่ 2 : ผลิตภัณฑ์จากหน่อไม้," อาหาร, ฉบับที่ 3 ปีที่ 18 พ.ศ. 2531b หน้า 183-189.
3. J. Schwartz, and S. Brocker, "A Theoretical Explanation for the Inversion Temperature", Proceedings of the 12th International Drying Symposium (IDS'2000), No. 93 [CD-ROM], 2000, pp.10, Elsevier Science Publisher B.V., Amsterdam
4. A.S. Jensen "Pressurized Drying in Fluid Bed with Steam", Proceedings of the 8th International Drying Symposium

- (IDS'92), 1992, pp. 1593-1601, Elsevier Science Publisher B.V., Amsterdam.
5. W.Z. Tamawski, J. Mittra, P. Borowski and A. Klepaczka "Energy Analysis on Use of Air and Superheated Steam as Drying Media", Drying Technology, Vol. 14, No. 7&8, 1996, pp. 1733-1749.
6. K. Urbaniec and J. Malczewski, "Experimental Investigations of Beet Pulp Drying in Superheated Steam under Pressure", Drying Technology, Vol. 15, No. 6-8, 1997, pp. 2005-2013.
7. J.E. Gilmour, T.N. Oliver and S. Jay "Energy Use for Drying Processes: The Potential Benefits of Airless Drying", Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS'98), Vol. A, 1998, pp. 573-580, Halkidiki, Greece.
8. J. Seyed-Yagoobi, Y.B. Li, R.G. Moreira and R. Yamsaengsung, "Superheated Steam Impingement Drying of Tortilla Chips", Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS'98), Vol. B, 1998, pp. 1221-1228, Halkidiki, Greece.
9. R. Blasco and P.I. Alvarez, "Flash Drying of Fish Meals with Superheated Steam: Isothermal Process", Drying Technology, Vol. 17, No. 4&5, 1999, pp. 775-790.
10. S. Brunauer, P.H. Emmette and E. Teller, "Adsorption in Multimolecular Layers", Journal of the American Chemical Society, Vol. 60, No. 2, 1938, pp. 309-319.
11. C. Van den Berg and S. Bruin, "Water Activity and Its Estimation in Food Systems: Theoretical Aspects", In Water Activity: Influences on Food Quality, L.B. Rockland and G.F. Stewart (Eds.), 1981, pp.1-61, Academic Press, Inc., New York
12. S.M. Henderson, "A Basic Concept of Equilibrium Moisture", Transaction of the American Society of Agricultural Engineers (ASAE), Vol. 33, No. 1, 1952, pp. 29-31.
13. D.S. Chung and H.B. Pfost, "Adsorption and Desorption of Water Vapour by Cereal Grains and Their Products", Transaction of the American Society of Agricultural Engineers (ASAE), Vol. 10, No. 4, 1967, pp. 52-557.
14. J. Crank, "The Mathematics of Diffusion second edition", 1975, pp. 44-68, Brunel University Uxbridge, J. W. Arrowsmith LTD.

ศักยภาพการผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมในโรงสีข้าวขาวของประเทศไทย

Potential of Cogeneration in Thai White Rice Mills

วารุณี เตีย สมชาติ โสภณพฤกษ์ และ สุวดี เรืองเดช
คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
ถนนประชาธิปไตย บางมด กรุงเทพฯ 10140
โทร 024708632-33 โทรสาร 024708635
E-Mail: warunee.tia@kmutt.ac.th

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาความเป็นไปได้ทั้งทางด้านเทคนิคและการเงินในการนำระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม มาใช้งานในโรงสีข้าวขาวขนาด 100-2000 ตัน/วัน โดยไฟฟ้าที่ผลิตได้จะนำมาใช้ในกระบวนการสีข้าว ไฟฟ้าส่วนที่เหลือใช้จะขายให้แก่การไฟฟ้า สำหรับความร้อนจากไอน้ำขาออกกักเก็บจะนำมาใช้ในระบอบแห้งและระบบทำความเย็นแบบดูดกลืน การหาขนาดของระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วมโดยใช้กังหันไอน้ำแบบความดันดันกลับ (back-pressure) ได้ออกแบบโดยพิจารณาจากเกณฑ์ที่เหมาะสมมาใช้เป็นเชื้อเพลิง ผลการศึกษาพบว่า โรงสีขนาด 100-500 ตัน/วัน สามารถผลิตไฟฟ้าได้ 344-1718 kW มีระยะเวลาคืนทุน 6.5-2.1 ปี และ ค่า IRR 15.8-47.9% โรงสีขนาด 800-2000 ตัน/วัน สามารถผลิตไฟฟ้าได้ 2966-7416 kW มีระยะเวลาคืนทุน 3.4-3 ปี และ ค่า IRR 29.5-34.6% ในการวิเคราะห์ค่าความไวของตัวแปรที่มีผลต่ออัตราผลตอบแทนการลงทุน พบว่า ตัวแปรที่มีความไวสูงได้แก่ อัตราค่าไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า ส่วนราคาขายชี้น้ำมันดิบ อัตราค่าไฟฟ้าที่ขายกลับให้การไฟฟ้า และราคาถ่านหินมีความไวต่ำ

คำสำคัญ (keywords) : ระบบทำความเย็นแบบดูดกลืน / ระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อนร่วม / โรงสีข้าวขาว

ABSTRACT

This research aims to evaluate both technical and financial potential of cogeneration system in white rice mills with capacity of 100-2000 tons/day. The generated electricity is supplied to milling process and exported the surplus electricity to the grid. The exhaust heat from steam turbine is also utilized for drying and cooling paddy by absorption chiller. The topping-cycle cogenerations with back-pressure steam turbine are designed based on husk-match. Results from this study indicated that the generated electricity for 100-500 tons/day and 800-2000 tons/day were 344-1718 kW and 2966-7416 kW with payback periods of 6.5-2.1 years and 3.4-3 years respectively, and the corresponded internal rate of return were 15.8-48.0% and 29.5-34.6%. The sensitivity analysis of the effects of parameters on the internal rate

of return was carried out. It was found that the purchased electricity price was highly sensitive, while the ash price, buy back rate and husk price were less sensitive.

Keywords: Absorption chiller/ Cogeneration system/ White rice mill

1. บทนำ

การที่ประเทศไทยประสบปัญหาเศรษฐกิจ บวกกับการต้องนำเข้าพลังงานจากต่างประเทศประมาณร้อยละ 50 ของการจัดหาพลังงานทั้งหมด[1] รัฐจึงสนับสนุนให้มีการจัดหาพลังงานจากแหล่งภายในประเทศ และใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ การผลิตไฟฟ้าโดยใช้ กากหรือเศษวัสดุเหลือใช้เป็นเชื้อเพลิง และการผลิตไฟฟ้าโดยระบบ Cogeneration เป็นระบบผลิตพลังงานที่มีประสิทธิภาพเพราะสามารถผลิตได้ทั้งไฟฟ้าและความร้อนจากเชื้อเพลิงเดียวกัน อีกทั้งแบ่งเบาภาระทางการลงทุนในระบบผลิตและจำหน่ายไฟฟ้าของประเทศ รัฐได้ให้การสนับสนุนโดยรับซื้อไฟฟ้าจากผู้ผลิตด้วยกระบวนการดังกล่าว โรงสีข้าวเป็นอุตสาหกรรมหนึ่งที่มีถ่านหินเป็นวัสดุเหลือใช้มาก ในการสีข้าวจะได้ถ่านหินประมาณร้อยละ 22-25 ของน้ำหนักข้าวเปลือก จากสถิติกรมโรงงานอุตสาหกรรมปี 2542 มีโรงสีข้าวตั้งแต่ขนาด 10-2000 ตัน/วันประมาณ 6000 โรง ซึ่งส่วนใหญ่เป็นการสีข้าวขาว จากข้อมูลสถานภาพผู้ผลิตไฟฟ้ารายเล็กที่ขายไฟฟ้าให้กับการไฟฟ้า ๗ กุมภาพันธ์ 2544 พบว่า มีกำลังการผลิตไฟฟ้าโดยใช้ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงอย่างเดียว และใช้ถ่านหินร่วมกับเศษไม้ 24.9 MW และ 60.8 MW ตามลำดับ ซึ่งได้ทำสัญญาขายไฟฟ้ารวมทั้งสิ้น 51.7 MW [2] ปัจจุบันโรงสีข้าวส่วนใหญ่มีเครื่องอบแห้งข้าวเปลือกเพื่อลดความชื้นข้าวก่อนสี และมีการเก็บข้าวไว้รอสีในช่วงที่ไม่มีการรับซื้อข้าวเปลือกได้ การเก็บรักษาข้าวเปลือกมีหลายวิธี Chek และ Hassan [3] [4] ได้ศึกษาวิธีเก็บข้าวเปลือกด้วยการอบแห้งร่วมกับการทำความเย็นข้าวเปลือกพบว่า ข้าวที่ผ่านการสีแล้วมีคุณภาพดี มีเปอร์เซ็นต์ต้นข้าวเพิ่มขึ้น

เนื่องจากการผลิตไฟฟ้าด้วยระบบ Cogeneration เป็นระบบที่มีประสิทธิภาพ และมีขนาดกำลังผลิตตั้งแต่ขนาดเล็กจนถึงขนาดใหญ่ ดังนั้นในการศึกษานี้จึงมีวัตถุประสงค์ที่จะประเมินหาความเป็นไปได้ทั้งทางด้านเทคนิคและการเงินของการผลิตไฟฟ้าด้วยระบบ Cogeneration

RECEIVED 23 JULY, 2001

ACCEPTED 3 MAY, 2002

ในโรงสีข้าวขาวโดยใช้แกลบเป็นเชื้อเพลิง โดยนำความร้อนที่ได้จากระบบมาใช้ในการอบแห้ง และทำความเย็นแบบดูดกลืน

2. โรงสีข้าวขาว

ปัจจุบันโรงสีข้าวขาวขนาดใหญ่จะมีการสีข้าวเกือบตลอดปี จึงมีการรับซื้อข้าวเกือบตลอดปี ทั้งข้าวนาปี และนาปรัง โดยฤดูกาลเก็บเกี่ยวของข้าวนาปีอยู่ในช่วงเดือน พฤศจิกายนถึงกุมภาพันธ์ ส่วนข้าวนาปรังจะออกประมาณ 5 เดือนต่อครั้ง และสามารถเพาะปลูกได้ 2 ปี 5 ครั้ง ในการเก็บเกี่ยวข้าวปัจจุบันมักใช้รถเกี่ยวข้าว ซึ่งเก็บเกี่ยวข้าวในช่วงที่ข้าวมีความชื้นสูง จากการสำรวจข้อมูลโรงสีด้วยแบบสอบถามจำนวน 16 โรงพบว่าระยะเวลาในการเก็บข้าวเปลือกก่อนสีอยู่ในช่วง 10 วันถึง 3 เดือน มีการใช้เครื่องอบแห้งข้าวเปลือก โดยเครื่องอบแห้งส่วนใหญ่เป็นเครื่องฟลูอิดไคซ์เบด และเครื่องอบแห้งแบบ Louisiana State University (LSU dryer).

โรงสีข้าวที่พิจารณาในการศึกษานี้เป็นโรงสีข้าวขนาด 100-2,000 ตัน/ชม. พลังงานที่ใช้ในโรงสีข้าวส่วนใหญ่ได้แก่ ไฟฟ้า จากการศึกษารายการไฟฟ้าพลังงานในโรงสีข้าวขนาดกำลังผลิตสูงสุด 1000 ตัน/วัน พบว่า การใช้ไฟฟ้าในการสีข้าว บรรจุงวด รวมถึงสำนักงานมีค่า 145.4 MJ/ตันข้าวเปลือก หรือ 40.4 kWh/ตันข้าวเปลือก [5] จะเห็นได้ว่าในกระบวนการสีข้าวขาวใช้พลังงานไฟฟ้าอย่างเดิวนั้น จึงมีแกลบเหลือมาก ถึงแม้บางโรงสีอาจนำแกลบมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการอบแห้งข้าวเปลือก แต่ก็เป็นส่วนน้อยยังคงมีแกลบเหลืออีกปริมาณมาก จึงมีโรงสีข้าวขนาดใหญ่บางโรงได้นำแกลบมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้า สำหรับใช้เดินแกลบสามารถขายให้ต่างประเทศ เพื่อใช้เป็นส่วประกอบในการผลิตตัวกรองน้ำ หรือใช้ในเตาหลอมเหล็ก เป็นต้น [6] เนื่องจากข้าวเปลือกที่ซื้อมีความชื้นสูงจึงต้องนำมาอบแห้งให้เหลือความชื้นเริ่มต้นประมาณ 12-14 % w.b. (wet basis) ก่อนจะถูกส่งเข้ากระบวนการสีข้าวต่อไป โดยโรงสีใช้พลังงานไฟฟ้าในการสีข้าว ข้าวเปลือกส่วนที่เหลือจากการสีจะนำมาเก็บเข้าไซโล เพื่อรอการสีในเดือนที่ไม่มีการรับซื้อข้าวเปลือก เมื่อข้าวเปลือกกองรวมกันเป็นเวลานานๆ ถึงแม้จะมีความชื้นต่ำ แต่เมล็ดข้าวยังมีการหายใจ ทำให้เกิดความร้อนขึ้นในกองข้าว และเกิดความเสียหายแก่กองข้าวเปลือกได้ จึงต้องมีการระบายความร้อนให้แก่กองข้าวเปลือกโดยวิธีการเป่าลมเย็น

3. ระบบผลิตไฟฟ้าและเก็บรักษาข้าว

เนื่องจากเชื้อเพลิงที่ใช้ในการผลิตไฟฟ้าเป็นแกลบ ดังนั้นจึงพิจารณาใช้ cogeneration แบบ back-pressure steam turbine topping system หม้อไอน้ำที่ใช้เป็นแบบตะกรับ (Stoker) ข้อได้เปรียบของหม้อไอน้ำแบบนี้ คือ สามารถควบคุมคุณภาพของเชื้อเพลิงแกลบได้ตามความต้องการของตลาด จึงทำให้สามารถขายเชื้อเพลิงแกลบได้ และจากการสอบถามบริษัทผู้จำหน่ายหม้อไอน้ำ พบ

ว่าหม้อไอน้ำที่มีความดันสูง 40 bar(abs.) อุณหภูมิ 400°C ที่มีขนาดเชิงพาณิชย์จะมีขนาดตั้งแต่ 20-130 ตัน/ชม. จากข้อมูลปริมาณแกลบที่เหลือพบว่าหม้อไอน้ำนี้เหมาะสำหรับโรงสีที่มีขนาดตั้งแต่ 800 ตัน/วันขึ้นไป ส่วนโรงสีที่มีขนาดเล็กกว่านี้จะใช้หม้อไอน้ำที่มีความดัน 25 bar(abs.) อุณหภูมิ 400°C ที่มีขนาดตั้งแต่ขนาด 1.5 ตัน/ชม. ขึ้นไป สำหรับกังหันไอน้ำที่ใช้เป็นแบบหลายขั้น (multistage) ประสิทธิภาพอยู่ในช่วงร้อยละ 80-87 ไอน้ำที่ออกจากกังหันที่ 2 -3 bar (abs) อุณหภูมิ 173°C-184°C นำมาใช้ออบแห้งข้าวเปลือก โดยใช้เครื่องฟลูอิดไคซ์เบดและเป่าลมเย็นด้วยเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน (absorption chiller) ไอน้ำที่เหลือใช้จะระบายความร้อนทิ้งที่เครื่องควบแน่น และในช่วงที่ไม่มีการอบแห้งไอน้ำบางส่วนจะนำไประบายความร้อนทิ้งที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

การอบแห้งข้าวเปลือก จะนำไอน้ำความดันต่ำที่ออกจากกังหันไอน้ำมาแลกเปลี่ยนความร้อนกับอากาศ โดยใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบทอมีคริบ ให้อุณหภูมิอากาศในท่อที่มีคริบและอากาศไหลผ่านนอกท่อ ระบบอบแห้งแบ่งเป็น 2 ช่วงดังแสดงในรูปที่ 1 โดยในช่วงแรกจะอบแห้งข้าวเปลือกที่มีความชื้นค่อนข้างสูงด้วยเครื่องอบแห้งฟลูอิดไคซ์เบด ข้าวเปลือกหลังอบแห้งจะมีอุณหภูมิสูง ทำการลดอุณหภูมิข้าวเปลือกโดยผ่านเข้าถังเป่าลมด้วยอากาศแวดล้อม ช่วงที่ 2 หลังจากข้าวเปลือกมีอุณหภูมิลดลงแล้วจะนำไปเข้าเครื่องอบแห้งเครื่องที่ 2 เมื่อผ่านการอบแห้งแล้วจะลดอุณหภูมิข้าวเปลือกโดยใช้อากาศแวดล้อมเช่นเดียวกับช่วงที่ 1 รายละเอียดข้อมูลระบบอบแห้งแสดงในตารางที่ 1

การเป่าลมเย็นเพื่อระบายความร้อนข้าวเปลือกที่เก็บในไซโล ใช้วิธีการของ Maier [8] ข้าวเปลือกแห้ง ความชื้นประมาณ 13.5-14% w.b. ที่เก็บไว้ในไซโลเพื่อรอการสีข้าว จะทำการระบายความร้อนแก่ข้าวเปลือกโดยการเป่าลมเย็น ข้าวเปลือกหลังจากเป่าลมเย็นเป็นเวลานาน 144 ชั่วโมง ค่อนข้างเย็น จะสามารถเก็บรักษาไว้ได้นานประมาณ 2 เดือน โดยไม่เกิดความเสียหายแก่กองข้าวเปลือก หลังจากนั้นถ้าต้องการเก็บข้าวเปลือกต่อไปอีกจะต้องเป่าลมเย็นใหม่อีกครั้ง ข้อมูลจากการเป่าลมเย็นข้าวเปลือก 1,000 ตัน ความชื้น 13.5% w.b. อุณหภูมิ 29°C ลมเย็นที่ใช้เป่า อุณหภูมิ 15°C ความชื้นสัมพัทธ์ 65% อัตราการไหลเชิงปริมาตรของลม 0.15 ลบ.ม/นาที่/ตันข้าวเปลือก ขนาดพื้นที่การทำความเย็น 167 ตัน ความเย็น ระยะเวลาทำความเย็น 144 ชั่วโมง จะทำให้ข้าวเปลือกมีอุณหภูมิลดลงเป็น 15°C เครื่องทำความเย็นที่ใช้ในการศึกษาเป็นแบบดูดกลืน เพื่อนำไอน้ำจากระบบ cogeneration มาใช้ประโยชน์ โดยใช้สารทำความเย็นเป็นแบบลิเทียมโบรไมด์ (LiBr) กับน้ำ และต้องการไอน้ำที่มีความดันไม่เกิน 1 barg.

4. การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของระบบ cogeneration

ในการออกแบบขนาดของระบบ cogeneration ได้พิจารณาแบบใช้แกลบทั้งหมดที่ได้จากการสีข้าวเป็นเชื้อเพลิง (husk-match) จากข้อมูลทางด้านเทคนิคที่ได้กล่าวมาแล้ว และสมมติฐานทางด้าน

เทคนิคและการเงินสามารถประเมินหาปริมาณไฟฟ้าที่ผลิตได้ตามขั้นตอนที่แสดงในรูปที่ 2 ในการวิเคราะห์ความคุ้มค่าของการลงทุนได้คำนวณหาอัตราผลตอบแทนภายใน (IRR) และระยะเวลาคืนทุน นอกจากนี้ได้มีการวิเคราะห์หาความไวของตัวแปรต่างๆ เพื่อการเปลี่ยนแปลงของผลตอบแทนการลงทุน ซึ่งได้แก่ ราคาขายชิ้นแฉกแบบลูกตาแบบ อัตรากำลังผลิตที่ซื้อจากการไฟฟ้า และอัตราค่าไฟฟ้าที่ขายกลับ

สมมติฐานทางด้านเทคนิค

- ค่าความร้อนของแฉกที่ความชื้น 12.4%d.b. เท่ากับ 14942 kJ/kg-husk
- ประสิทธิภาพหม้อไอน้ำและกังหันไอน้ำ (ไอเซนโทรปิก) 70%
- ประสิทธิภาพของเครื่องกำเนิดไฟฟ้า 90%
- ความต้องการใช้ไฟฟ้าในโรงสีในช่วงที่มีการสีข้าว 40.4 kWh/ตันข้าวเปลือก
- ความต้องการใช้ไฟฟ้าในการอบแห้งแสดงดังตารางที่ 1
- ช่วงเวลาที่ซื้อข้าวมาปิ้งคือ พ.ค. – ส.ค. และนาปี คือ ต.ค. – ม.ค.
- ความชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือกที่ซื้อเท่ากับ 19.3%w.b. และก่อนสีข้าวเท่ากับ 12-14%w.b.

สมมติฐานทางการเงิน

- จำนวนวันทำงาน 270 วัน/ปี
 - มูลค่าแฉก 300 บาท/ตัน (ที่โรงสีสามารถขายได้)
 - ราคาชิ้นแฉก 1,700 บาท/ตัน
 - อัตราค่าไฟฟ้าเฉลี่ยที่ซื้อจากการไฟฟ้า 2.62 บาท/kWh
 - อัตราค่าไฟฟ้าที่ขายกลับให้การไฟฟ้า 2.01 บาท/kWh
- ซึ่งเป็นสัญญาณแบบไม่กำหนดค่าพลังไฟฟ้า (non-firm)
- อัตราค่าไฟฟ้าสำรอง ตามอัตราค่าไฟฟ้าภูมิภาคที่แรงดัน 12-24 กิโลโวลต์ [9]
 - ราคาน้ำมันดิบ 8 บาท/ลบ.ม.
 - ค่าปรับสภาพน้ำ 8 บาท/ลบ.ม.
 - ค่าบำรุงรักษาระบบ Cogeneration 5% ของราคาระบบ
 - อายุการใช้งานระบบ 25 ปี
 - อัตราภาษีเงินได้ 30%
 - ค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง
 - ไม่คิดมูลค่าซาก
 - ค่าอัตราการขยายตัว (escalation) ของตัวแปรต่างๆ ต่อปี มีค่าดังนี้ [10] ค่าไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า และค่าไฟฟ้าสำรอง 1% ค่าดำเนินการและบำรุงรักษาของระบบ 5%

5. ผลการวิเคราะห์

ผลการวิเคราะห์ทางด้านเทคนิคและการเงินสรุปแสดงในตารางที่ 2 และ 3 พบว่าโรงสีขนาด 100 – 500 ตัน/วัน และขนาด 800 – 2,000 ตัน/วัน เมื่อนำที่แฉกทั้งหมดมาใช้ในการผลิตไฟฟ้า จะผลิตไฟฟ้าได้ 0.344 – 1.718 MW และ 3.3 – 8.2 MW ตามลำดับ คิดเป็นพลังงานไฟฟ้าเฉลี่ยที่ผลิตได้ 3.4 kW/ตันข้าวเปลือก และ 3.79 kW/ตันข้าวเปลือก ตามลำดับ ไอน้ำที่ออกจากกังหันนำไปใช้ในการอบแห้งประมาณ 15% และทำความเย็นข้าวเปลือกประมาณ 4-5% ของไอน้ำทั้งหมด ไอน้ำส่วนที่เหลือใช้ 79% ของไอน้ำทั้งหมด นำไประบายความร้อนที่เครื่องควบแน่น และไอน้ำส่วนที่เหลืออีก 1-2% นำไประบายความร้อนที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วงที่ไม่มีเครื่องอบแห้ง สำหรับโรงสีข้าวขนาด 100 ตัน/วัน ต้องการขนาดทำความเย็นเพียง 50 ตัน เครื่องทำความเย็นแบบลูกกลิ้ง ขนาดเล็กสุดที่มีจำหน่ายคือ ขนาด 100 ตัน/วัน ดังนั้นจึงต้องใช้ขนาด 100 ตัน/วัน ทำให้ต้นทุนค่าติดตั้งระบบสูงเกินความจำเป็น ผลวิเคราะห์ทางการเงิน พบว่า ส่วนใหญ่มีระยะเวลาคืนทุนสั้นไม่เกิน 3.5 ปี และรักษาผลตอบแทนก่อนหักสูง ยกเว้นโรงสีขนาด 100 ตัน/วัน

ผลการวิเคราะห์ความไวของตัวแปรต่างๆ พบว่า ถ้าไม่มีการขายแฉก หรือราคาชิ้นแฉกตกลง 100% พบว่า โรงสีขนาด 100 ตัน/วัน ได้อัตราผลตอบแทนต่ำมาก น้อยกว่า 3% จึงไม่เหมาะสมที่จะลงทุน ส่วนโรงสีขนาดมากกว่า 100 ตัน/วัน ราคาแฉกมีความไวไม่มาก เมื่อราคาชิ้นแฉกตกลง 100% อัตราผลตอบแทนการลงทุนลดลง 39%-44% จากเดิมสำหรับอัตราค่าไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า พบว่ามีความไวสูง เมื่อเปลี่ยนแปลงอัตราค่าไฟฟ้าของค่าไฟฟ้าพื้นที่เพิ่มขึ้น และลดลง 5% จะมีผลทำให้ผลตอบแทนการลงทุนเปลี่ยนแปลงไปอยู่ในช่วง 6 – 16% จึงมีค่าความไวสูง และผลการเปลี่ยนอัตราค่าไฟฟ้าที่ขายกลับให้การไฟฟ้า พบว่ามีความไวน้อย ถ้ามีการเปลี่ยนแปลงค่าไฟฟ้าประมาณ 20% จะทำให้ผลตอบแทนการลงทุนเปลี่ยนแปลงไป 4 – 9% ส่วนราคาแฉกมีความไวน้อย เมื่อเปลี่ยนแปลงราคาแฉกไป 67% จะมีผลทำให้อัตราผลตอบแทนการลงทุนเปลี่ยนแปลงไป 19 – 37% อย่างไรก็ตามจากการวิเคราะห์ความไวของตัวแปรต่างๆ พบว่า โรงสีขนาด 100 ตัน/วัน ไม่เหมาะสมที่จะลงทุน ส่วนโรงสีขนาดอื่นยังคงให้อัตราผลตอบแทนสูงกว่า 17%

ในการศึกษานี้จะเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยวิธีการเป่าลมเย็นซึ่งเป็นการเก็บข้าวเปลือกที่อุณหภูมิค่าจะทำให้ได้ข้าวคุณภาพดี แต่ในการวิเคราะห์นี้ไม่ได้คำนึงถึงผลที่ได้ข้าวคุณภาพดีมาคิดเป็นผลตอบแทนที่ได้รับเพิ่มขึ้น ดังนั้นถ้าไม่ใช้เครื่องทำความเย็นแต่ใช้อากาศแวดล้อมเป่าแทนก็จะทำให้ได้ผลตอบแทนสูงขึ้น

6. สรุป

1. การผลิตไฟฟ้าจากแฉกทั้งหมดในโรงสีข้าวชาวดอยระบบ cogeneration แบบกังหันไอน้ำ โดยนำไอน้ำที่ออกจากกังหันไปใช้ใน

การอบแห้ง และการทำความเย็นข้าวเปลือกด้วยเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน ส่วนไอที่เหลือนำไปประมาณความร้อนที่เครื่องควบแน่นพบว่า

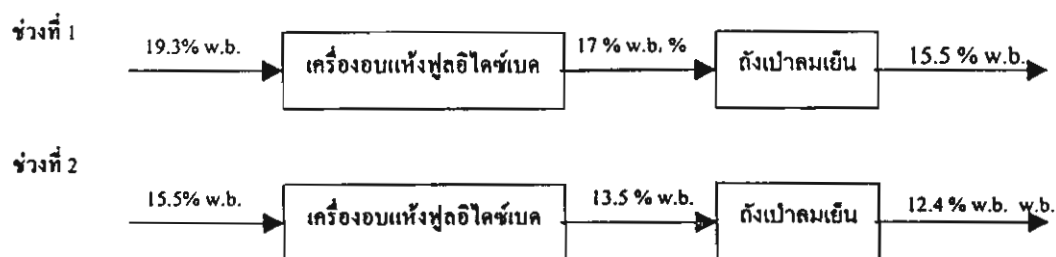
โรงสีขนาด 100-500 ตัน/วัน ไอน้ำเข้ากังหันที่ 25 bar(abs.) 400°C ออกจากกังหันที่ 2 bar(abs.) 184°C สามารถผลิตไฟฟ้าได้ 344-1718 kW มีไฟฟ้าขายกลับให้การไฟฟ้า 295-2775 MWh/ปี เงินลงทุนรวมของระบบ 16.9-34.3 ล้านบาท มีระยะเวลาคืนทุน 6.5-2.1 ปี และ ค่า IRR 15.8-48.0% ตามลำดับ

โรงสีขนาด 800-200 ตัน/วัน ไอน้ำเข้ากังหันที่ 40 bar(abs.) 400°C ออกจากกังหันที่ 3 bar(abs.) 173°C สามารถผลิตไฟฟ้าได้ 2966-7416 kW มีไฟฟ้าขายกลับให้การไฟฟ้า 6459-16410 MWh/ปี เงินลงทุนรวมของระบบ 94.8-209.2 ล้านบาท มีระยะเวลาคืนทุน 3.4-3 ปี และ ค่า IRR 29.5-34.6% ตามลำดับ

2. ผลการวิเคราะห์ค่าความไว พบว่า ตัวแปรที่มีความไวสูง ได้แก่ อัตราการขยายตัว (escalation) ของค่าไฟฟ้าที่ซื้อจากการไฟฟ้า ตัวแปรที่มีความไวต่ำ ได้แก่ ราคาขายข้าวเปลือก อัตราค่าไฟฟ้าที่ขายกลับให้การไฟฟ้า และราคาแลกเปลี่ยน โรงสีขนาด 100 ตัน/วัน ไม่เหมาะสมที่จะลงทุนเพราะให้อัตราผลตอบแทนการลงทุนต่ำมาก สำหรับโรงสีขนาด 200-2000 ตัน/วัน ให้อัตราผลตอบแทนสูงกว่า 17%

เอกสารอ้างอิง

- [1] รายงานพลังงานของประเทศไทย 2542 กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน กระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม
- [2] <http://www.egal.or.th.2001>.
- [3] Chok, T.I., 1989, "A Trial Study on the Application of Paddy Cooling Technique in Combination with the Use of LSU Drying System", The Workshop on Grain Drying and Bulk Handling and Storage Systems in Asean, 17-20 October, Pitsanuloke, Thailand.
- [4] Chok, T.I., and Hassan, B.B., 1995, "Paddy Cooling in Bernas Grains Complexes", The 17th ASEAN Technical Seminar on Grain Postharvest Technology, July 25-27, Perak, Malaysia, pp.22.
- [5] Ekasilp, W., Soponronnarat, S. and Therdyothin, A., 1999, "Sizing of Rice Mill's Cogeneration System", ASEAN Journal on Science & Technology Development, Vol.16, No.1, June, pp. 39-57.
- [6] ศรีลักษณ์ ศิลป์, 2542, "จากข้าวเปลือกสู่พลังงาน", พลังงานและสิ่งแวดล้อม, ฉบับที่ 5, เดือนพฤษภาคม, หน้า 5-9.
- [7] นรศ มีโส, สมชาติ โตภรณ์ฤทธิ์ และสมบุญ เวชกามา, 2543, "การประเมินสมรรถนะระบบอบแห้งของโรงสีข้าวในเขตภาคกลางของประเทศไทย", วิศวกรรมสาร มก., ฉบับที่ 40, หน้า 81-93.
- [8] Maier, D.E., Bakker-Argema, F.W. and Ilgantileke, S.G., 1993, "Ambient and Chilled Paddy Aeration under Thai Conditions", Agricultural Engineering Journal, pp. 15-33.
- [9] <http://www.psa.or.th.2001>.
- [10] <http://www.dedp.go.th.2001>.



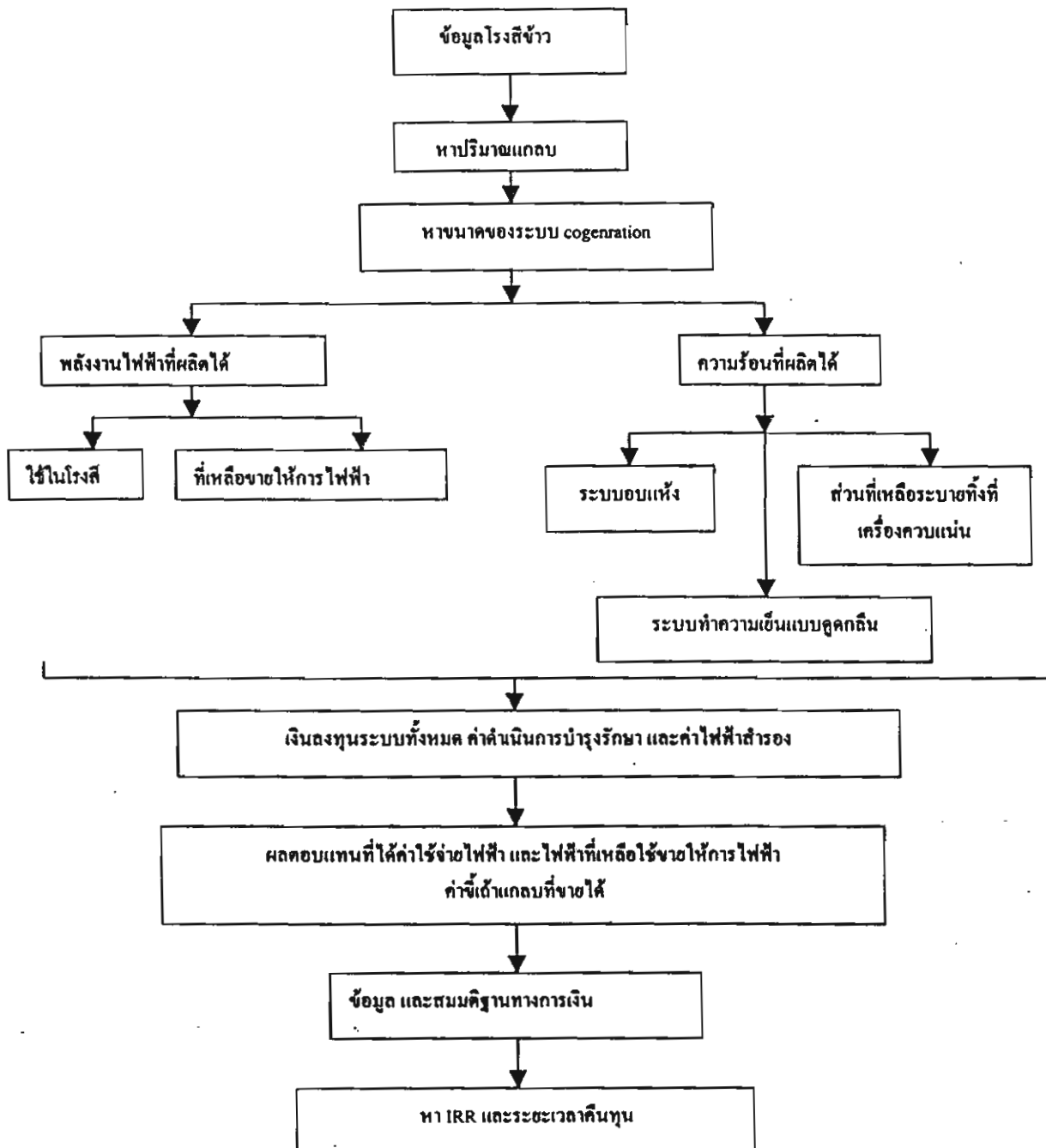
รูปที่ 1 กระบวนการอบแห้งข้าวเปลือก [7]

ตารางที่ 1 ข้อมูลระบบอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไคซ์เบค [7]

	ช่วงที่ 1	ช่วงที่ 2
อัตราการอบแห้ง (ตันข้าวเปลือกชื้น/ชม.)	9.54	9.06
อุณหภูมิอบแห้ง (°C)	142	141
ใช้พลังงานความร้อนเฉลี่ย (MJ/kg-water evap.)	2.56	5.82
ความสามารถในการระเหยน้ำ (kg-water evap/h)	483	217
พลังงานความร้อนที่ใช้อบแห้ง (MJ/h)	1,238	1,265
กำลังไฟฟ้าที่ใช้อบแห้ง (kW _e)	43*	32.3*
กำลังไฟฟ้าสำหรับเครื่องฟลูอิดไคซ์เบค (kW _e)	35.4	29.2

* กำลังไฟฟ้าสำหรับเครื่องทำความสะอาด, เครื่องอบแห้งและเครื่องเป่าลมเย็น

** กำลังไฟฟ้าสำหรับเครื่องอบแห้งและเครื่องเป่าลมเย็น



รูปที่ 2 แผนผังแสดงขั้นตอนหาศักยภาพทางเทคนิค และการเงิน ของโรงสีข้าวขาว กรณีใช้แกลบทั้งหมดที่ได้จากการสีข้าวเป็นเชื้อเพลิง

ตารางที่ 2 ผลการวิเคราะห์โรงสีข้าว ขนาด 100-500 ตัน/วัน

ขนาดโรงสีข้าว (ตัน/วัน)	100	200	300	400	500
จำนวนวันทำงาน (วัน/ปี)	270	270	270	270	270
อุณหภูมิน้ำป้อนหม้อไอน้ำ (°C)	105	105	105	105	105
ผลิตไอน้ำที่ความดัน (bar,abs.)	25	25	25	25	25
อุณหภูมิไอน้ำ (°C)	400	400	400	400	400
อัตราไอน้ำที่ผลิตได้ (kg/s)	0.95	1.90	2.85	3.81	4.76
ความดันไอน้ำขาออกกังหัน (bar.a.)	2	2	2	2	2
อุณหภูมิไอน้ำขาออกกังหัน (°C)	184	184	184	184	184
กำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้ (kW)	344	687	1031	1374	1718
ไฟฟ้าที่ผลิตได้ต่อปี (kWh×10 ³ /year)	2226	4453	6679	8905	11132
ไฟฟ้าที่ใช้ทั้งหมด (kWh×10 ³ /year)	1931	3436	5030	6646	8357
ไฟฟ้าที่เหลือใช้ (kWh×10 ³ /year)	295	1017	1649	2259	2775
ขนาดพิกัดหม้อไอน้ำ (ตัน/ชม.)	4	8	12	16	20
ขนาดกังหันไอน้ำ (MW)	0.4	0.8	1.2	1.6	2.0
ขนาดเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน (ตันความเย็น)	50	100	150	200	251
ขนาดคอนเดนเซอร์ (MW)	1.9	3.8	5.7	7.6	9.5
เงินลงทุนระบบผลิตไอน้ำ (ล้านบาท)	7.38	8.56	9.75	10.60	11.05
เงินลงทุนกังหันไอน้ำและเครื่องกำเนิดไฟฟ้า (ล้านบาท)	4.60	6.12	6.50	8.40	10.30
เงินลงทุนระบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน(ล้านบาท)	0.167	0.374	0.581	0.787	0.994
เงินลงทุนเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน (ล้านบาท)	2.18	2.18	3.03	3.82	4.58
เงินลงทุนระบบคอนเดนเซอร์รวมหอผึ่งลม (ล้านบาท)	0.368	0.737	1.106	1.475	1.843
ค่าติดตั้ง, เดินท่อและอื่น ๆ (ล้านบาท)	2.20	2.82	3.27	3.89	4.47
เงินลงทุนรวมของระบบ (ล้านบาท)	16.90	21.64	25.09	29.81	34.29
รายรับสุทธิของปีที่ 1 (ล้านบาท/ปี)	3.47	8.43	13.28	17.86	22.31
ระยะเวลาคืนทุน (ปี)	6.5	3.5	2.6	2.3	2.1
% IRR	15.83	28.9	38.79	44.3	47.95

ตารางที่ 3 ผลการวิเคราะห์โรงสีข้าว ขนาด 800-2,000 ตัน/วัน

ขนาดโรงสีข้าว (ตัน/วัน)	800	1000	1200	1500	2000
จำนวนวันทำงาน (วัน/ปี)	270	270	270	270	270
อุณหภูมิน้ำป้อนหม้อไอน้ำ (°C)	140	140	140	140	140
ผลิตไอน้ำที่ความดัน (bar,abs.)	40	40	40	40	40
อุณหภูมิไอน้ำ (°C)	400	400	400	400	400
อัตราไอน้ำที่ผลิตได้ (kg/s)	8.12	10.15	12.18	15.22	20.29
ความดันไอน้ำขาออกกังหัน (bar,abs.)	3	3	3	3	3
อุณหภูมิไอน้ำขาออกกังหัน (°C)	173	173	173	173	173
กำลังไฟฟ้าที่ผลิตได้ (kW)	2966	3708	5000	5562	7416
ไฟฟ้าที่ผลิตได้ต่อปี (kWh×10 ³ /year)	19223	24028	28834	36043	48057
ไฟฟ้าที่ใช้ทั้งหมด (kWh×10 ³ /year)	12764	15842	18871	23725	31647
ไฟฟ้าที่เหลือใช้ (kWh×10 ³ /year)	6459	8186	9963	12318	16410
ขนาดพิกัดหม้อไอน้ำ (ตัน/ชม.)	32	40	48	60	80
ขนาดกังหันไอน้ำ (MW)	3.3	4.1	4.9	6.1	8.2
ขนาดเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน (ตันความเย็น)	401	501	601	752	1002
ขนาดคอนเดนเซอร์ (MW)	16	19.5	23.5	29.5	39
เงินลงทุนระบบผลิตไอน้ำ (ล้านบาท)	38.05	46.85	54.04	62.84	74.18
เงินลงทุนกังหันไอน้ำและเครื่องกำเนิดไฟฟ้า (ล้านบาท)	33	41	49	61	82
เงินลงทุนระบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (ล้านบาท)	1.613	2.027	2.44	3.06	4.093
เงินลงทุนเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน (ล้านบาท)	6.70	8.03	9.31	11.16	14.09
เงินลงทุนระบบคอนเดนเซอร์รวมหอผึ่งลม (ล้านบาท)	3.104	3.784	4.56	5.725	7.568
ค่าติดตั้ง, เงินทอนและอื่น ๆ (ล้านบาท)	12.37	15.25	17.90	21.57	27.29
ราคารวมของระบบ (ล้านบาท)	94.84	116.94	137.25	165.36	209.22
รายรับสุทธิของปีที่ 1 (ล้านบาท/ปี)	38.21	48.08	58.14	72.71	97.48
ระยะเวลาคืนทุน (ปี)	3.4	3.3	3.2	3.1	2.9
% IRR	29.54	29.95	31.07	32.48	34.56



ต้นแบบของเครื่องอบแห้ง แบบตู้ด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

สมชาติ ไสภณธนฤทธิ์*

ราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์

สำราญ อีช่างทอง*

สมเกียรติ ปรีชญาวรากร+

*คณะพลังงานและวัสดุ

+คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

ปัญหาสำคัญหลักของการออกแบบเครื่องอบแห้งแบบตู้คือ ลักษณะการไหลของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้ง ซึ่งมีผลโดยตรงต่อความชื้นสุดท้ายของผลิตภัณฑ์. จากการทดสอบลักษณะการไหลของตัวกลางภายในตู้อบแห้งโดยใช้ผ้าฝ้ายชุบน้ำ พบว่าการติดตั้งใบปรับทิศทางการไหลที่ระยะต่าง ๆ ณ บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งจำนวน ๓ ใบ จะช่วยให้ความชื้นของผ้าฝ้ายหลังการอบแห้งตามแนวความสูงของห้องอบแห้งมีค่าใกล้เคียงกัน. เครื่องอบแห้งชนิดตู้ที่ออกแบบจุกึ่งสัดได้ครั้งละ 50 กิโลกรัม และใช้ไอน้ำร้อนยวดยิ่งจากการระเหยของผลิตภัณฑ์เป็นตัวกลางในการอบแห้ง, อัตราการไหลของตัวกลางอบแห้งประมาณ ๑.๐๔ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที. จากการประเมินสมรรถนะของเครื่องอบแห้งที่อุณหภูมิเฉลี่ย ๑๖๐ องศาเซลเซียส และปริมาณจุกอบแห้งในช่วง ๓๑-๕๐ กิโลกรัม พบว่าผลต่างของความชื้นสุดท้ายระหว่างบริเวณทางเข้าและทางออกของห้องอบแห้งมีค่าเกือบคงที่ และสีของจุกซึ่งแสดงในรูปของ L, a, b และ ΔE ที่บริเวณทางเข้ามีสีคล้ำมากเมื่อเทียบกับตัวอย่างจุกที่บริเวณด้านทางออกของห้องอบแห้ง. สำหรับประสิทธิภาพของการอบแห้งพบว่าเมื่ออบแห้งจุกที่ ๕๐ กิโลกรัม จะให้ประสิทธิภาพสูงสุด, อุณหภูมิอบแห้งในช่วงระหว่าง ๑๔๐-๑๖๐ องศาเซลเซียสมีผลน้อยมากต่อประสิทธิภาพการอบแห้ง. เครื่องอบแห้งที่ออกแบบมีประสิทธิภาพของการอบแห้งร้อยละ 59-62 และสิ้นเปลืองพลังงานอยู่ในช่วง ๕.๒-๕.๔ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย. สำหรับลดความชื้นจากร้อยละ ๗๔-๘๐ เหลือ ๑๗-๒๑ มาตรฐานเปียก. อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับอบแห้งจุกโดยคุณภาพสีเป็นที่ยอมรับมีค่า ๑๔๐ องศาเซลเซียส. ค่าใช้จ่ายต่อหน่วยผลผลิตมีค่า ๘.๖๔ บาทต่อกิโลกรัมจุกอบแห้ง และค่าใช้จ่ายรวมสำหรับการอบแห้งเท่ากับ ๒.๘๑ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย.

คำสำคัญ : การอบแห้ง, ผลิตภัณฑ์จากทะเล, ไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

ประเทศไทยมีภูมิประเทศติดกับทะเลซึ่งมีทรัพยากรทางทะเลอุดมสมบูรณ์ ประชากรที่อาศัยอยู่แถบจังหวัดชายทะเลประกอบอาชีพทำการประมง. จุกที่จับได้จากการทำประมงส่วนหนึ่งได้นำมาทำเป็นผลิตภัณฑ์จุกแห้ง จุกที่นำมาผลิตจุกแห้งเป็นจุกที่อยู่ในวงศ์ Penaeidae และ Palaemoidae ซึ่งเป็นจุกขนาดเล็ก. วิธีการผลิตจุกแห้งโดยทั่วไปนั้นจะนำจุกสดที่มีความชื้นเริ่มต้นประมาณร้อยละ ๘๐ มาตรฐานเปียก มาต้มให้สุกในน้ำเกลือความเข้มข้นร้อยละ ๓-๔. หลังจากนั้นนำมาทำให้แห้งโดยตากแดดหรือใช้เครื่องให้ความร้อนอบแห้งให้เหลือความชื้นสุดท้าย ประมาณร้อยละ ๒๐ มาตรฐานเปียก.

ในการอบแห้งจุกนั้นโดยทั่วไปมักใช้อุณหภูมิการอบแห้งอยู่ในช่วง ๔๐ ถึง ๗๐ องศาเซลเซียส. เมื่อใช้อุณหภูมิสูงในช่วง ๑๐๐-๑๔๐ องศาเซลเซียส พบว่ามีผลกระทบต่อสีของจุก กล่าวคือ สีของจุกที่ได้ไม่เป็นสีส้มแดง แต่มีสีแดงคล้ำ, และแกะเปลือกออกได้ยาก^{๑,๒}. นอกจากนี้ ยังส่งผลให้

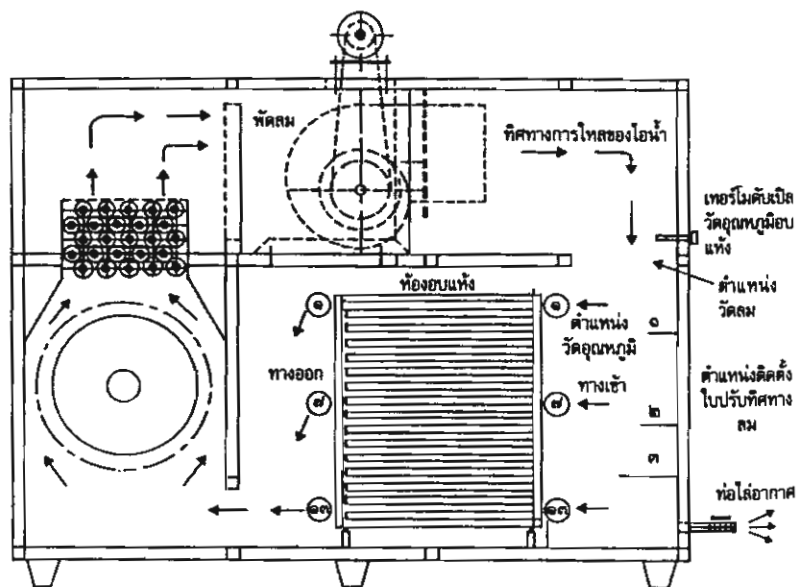


เกิดการหดตัวของกัง. อย่างไรก็ตาม เมื่อเปลี่ยนตัวกลางในการอบแห้งจากอากาศร้อนเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งกลับพบว่าคุณภาพของกังแห้งที่ได้ดีขึ้น, การหดตัวน้อย และสีของกังมีลักษณะ สีส้มแดง แม้ว่าอุณหภูมิในการอบแห้งจะสูง^๕. นอกจากคุณภาพที่ดีขึ้นแล้ว การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งยังให้อัตราการอบแห้งที่สูงกว่า การอบแห้งด้วยอากาศร้อน. เงื่อนไข ดังกล่าวเกิดขึ้นเมื่ออุณหภูมิอบแห้ง มากกว่า ๑๔๐-๑๕๐ องศาเซลเซียส ซึ่งอุณหภูมิในช่วงนี้เรียกว่า อุณหภูมิ ผกผัน (inversion temperature). อุณหภูมิผกผันนี้มีค่าไม่คงที่ ขึ้นอยู่ กับวัสดุและลักษณะทางกายภาพของ การอบแห้ง^๖. เช่น ในกรณีแผ่นเรียบ เมื่อไอน้ำร้อนยวดยิ่งไหลผ่านวัสดุใน ช่วงของการไหลแบบราบเรียบและ แบบปั่นป่วน พบว่ามีอุณหภูมิผกผัน ๒๕๐ องศาเซลเซียส และ ๑๔๐ องศา เซลเซียส ตามลำดับ^๗.

นอกจากอัตราการอบแห้งที่สูงขึ้น แล้ว การอบแห้งด้วยเทคนิคนี้ยังสามารถลดต้นทุนด้านพลังงานเชื้อเพลิงได้อย่างมีนัยสำคัญ^๘. เนื่องจากระบบโดยส่วนใหญ่ดำเนินการใน ลักษณะวงจรปิด และอาศัยปริมาณ ความชื้นที่ผลิตภัณฑ์ระเหยมาใช้ในการอบแห้ง. จากลักษณะข้อดีดังกล่าว ของการอบแห้งด้วยเทคนิคนี้ จึงได้ ทำการศึกษาวิจัยและพัฒนาต้นแบบ ของเครื่องอบแห้งชนิดคู่สำหรับอบแห้ง กัง. ลักษณะเครื่องอบแห้งชนิดนี้ไม่ ซับซ้อนและดำเนินการง่าย. ปัญหา ที่สำคัญสำหรับเครื่องอบแห้งชนิดนี้

คือ การกระจายของลมภายในห้อง อบแห้งไม่สม่ำเสมอ ทำให้ผลิตภัณฑ์ ที่ได้หลังการอบแห้งมีความชื้นแตก ต่างกันมาก. ด้วยเหตุดังกล่าวทำให้ คุณภาพของผลิตภัณฑ์หลังอบแห้ง ต่ำลง โดยเฉพาะอย่างยิ่งผลิตภัณฑ์ ที่ไวต่อความร้อน. ในการแก้ปัญหา ดังกล่าวมักอาศัยประสบการณ์เป็น ส่วนใหญ่ เนื่องจากไม่ทราบอย่างเด่น ชัดถึงลักษณะการไหลของอากาศ ภายในตู้. อย่างไรก็ตาม เมื่อเร็วๆ นี้ Krinoudis และ Markatos^๙ ได้ทำการศึกษา ลักษณะการไหลของอากาศ ภายในเครื่องอบแห้งแบบคู่โดยวิธี การคำนวณทางพลศาสตร์ของไหล, โดยจำลองการไหลของอากาศภายใน ห้องอบแห้งเป็น ๒ มิติ, ความเร็วของ

อากาศในห้องอบแห้งอยู่ระหว่าง ๔- ๒๐ เมตรต่อวินาที, พบว่าการติดตั้ง ใบปรับทิศทางลม ณ บริเวณทางเข้า ห้องอบแห้งช่วยลดความปั่นป่วนของ กระแสอากาศภายในห้องอบแห้ง และ การไหลของอากาศก็มีความสม่ำเสมอ เมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ได้ติดตั้งใบปรับ ทิศทางลม. ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ นำหลักการแนวคิดที่ได้จากการศึกษา ดังกล่าวมาเป็นแนวทางในการปรับปรุง ลักษณะการไหลของไอน้ำภายใน เครื่องอบแห้งแบบคู่. เครื่องอบแห้ง ที่ออกแบบสามารถอบแห้งกังได้ครั้งละ ๕๐ กิโลกรัม. การอบแห้งโดยใช้ ไอน้ำร้อนยวดยิ่งนี้ผู้วิจัยคาดว่าจะ ช่วยตัดขั้นตอนการต้มกังเนื่องจากการต้มและการอบแห้งเกิดขึ้นไป



รูปที่ ๑
แผนภาพแสดงระบบไอน้ำร้อนยวดยิ่งของเครื่องอบแห้งแบบคู่



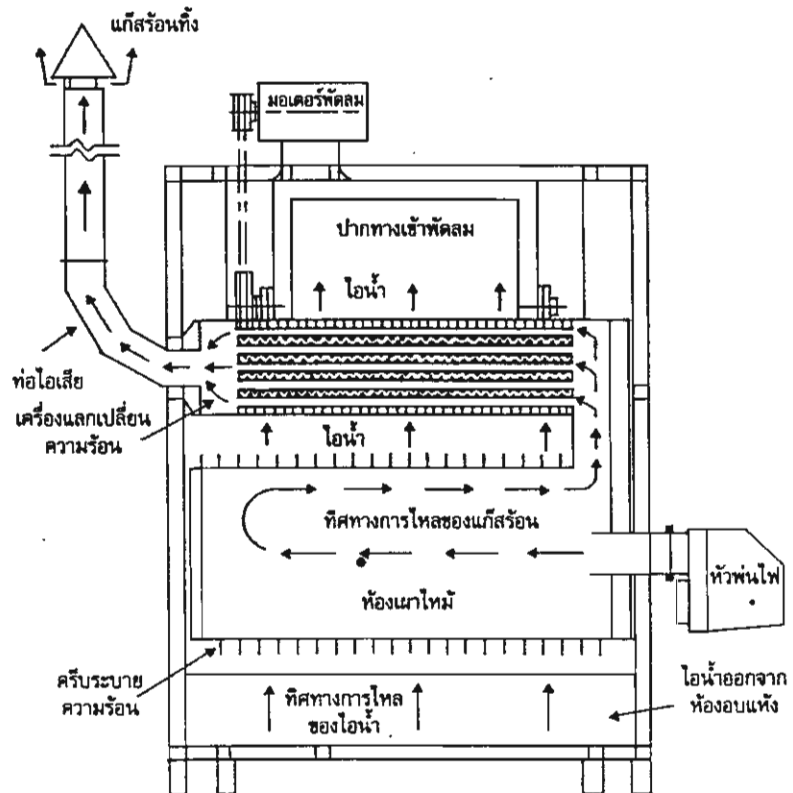
พร้อมๆ กัน.

การออกแบบระบบอบแห้ง

ระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ออกแบบเป็นแบบกะ. เครื่องอบแห้งประกอบด้วยส่วนสำคัญ ๓ ส่วนด้วยกันคือ หน่วยให้ความร้อน, พัดลม และห้องอบแห้ง ดังรูปที่ ๑. ไอน้ำที่ผ่านจากห้องอบแห้งจะมารับความร้อนโดยวิธีอ้อมที่ห้องเผาไหม้และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตามลำดับก่อนไหลผ่านห้องอบแห้งอีกครั้ง. หน่วยให้ความร้อนกับไอน้ำนั้นประกอบด้วยอุปกรณ์เผาไหม้ซึ่งใช้เชื้อเพลิงดีเซลเป็นแหล่งให้ความร้อน ห้องเผาไหม้และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน. เพื่อป้องกันอุณหภูมิที่ผนังห้องเผาไหม้สูงเกินไปจึงได้ติดตั้งครีบบายความร้อนเพื่อลดอุณหภูมิของผนังห้อง และเป็นการเพิ่มอุณหภูมิของไอน้ำที่ไหลออกจากห้องอบแห้งดังรูปที่ ๒ จึงออกแบบให้แก๊สร้อนที่ออกจากห้องเผาไหม้ไหลผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับไอน้ำให้ได้ตามที่ต้องการ. แก๊สร้อนที่ผ่านการถ่ายเทความร้อนแล้วจะปล่อยทิ้งออกสู่บรรยากาศ.

การคำนวณพื้นที่ในการถ่ายเทความร้อน

จากรูปที่ ๒ อัตราการพาและการแผ่รังสีความร้อนของแก๊สร้อนในห้องเผาไหม้ เท่ากับอัตราความร้อนที่ไอน้ำได้รับโดยการพาและการแผ่รังสีที่ผนังด้านนอกของห้องเผาไหม้ สามารถเขียนสมการได้ดังนี้



รูปที่ ๒
แผนภาพแสดงหน่วยแลกเปลี่ยนความร้อน

$$h_{c,i} A_i (T_g - T_w) + \sigma A_i (\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_w^4) = \eta_o h_{c,o} A_o (T_w - \bar{T}_s) + \sigma A_o \epsilon_s (T_w^4 - T_s^4) \quad (๑)$$

อัตราความร้อนที่ถ่ายเทผ่านผนังห้องเผาไหม้ในสมการ (๑) เท่ากับอัตราการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของไอน้ำร้อน สามารถเขียนสมการได้ว่า

$$h_{c,i} A_i (T_g - T_w) + \sigma A_i (\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_w^4) = \dot{m}_s C_{p,s} (T_{s2} - T_{s1}) \quad (๒)$$

สำหรับอัตราความร้อนทั้งหมดที่ระบบต้องการมีค่าเท่ากับอัตราความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้เชื้อเพลิง ซึ่งเท่ากับอัตราเอนทัลปีของแก๊สร้อนที่เปลี่ยนแปลงบวกกับอัตราความร้อนที่ถ่ายเทผ่านผนังห้องเผาไหม้ สามารถเขียนสมการได้ว่า

$$\dot{m}_f (LHV) = \dot{m}_g C_{p,g} (T_g - T_a) + h_{c,i} A_i (T_g - T_w) + \sigma A_i (\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_w^4) \quad (๓)$$

อัตราความร้อนที่ไอน้ำสูญเสียในห้องอบแห้งมีค่าเท่ากับอัตราความร้อนที่ใช้ในการระเหยน้ำออกจากผลิตภัณฑ์ บวกกับอัตราความร้อนในการทำให้ผลิตภัณฑ์มีอุณหภูมิสูงขึ้น.



$$\dot{m}_s C_{p,s} (T_{s3} - T_{s1}) = \dot{M} h_{fg} \quad (๔) \quad \text{นี้}$$

โดยที่ A_i, A_o คือ พื้นที่ผิวภายในและภายนอกของห้องเผาไหม้ตามลำดับ, ตารางเมตร

$C_{p,s}, C_{p,g}$ คือ ความจุความร้อนของไอน้ำร้อนยวดยิ่งและของแก๊สตามลำดับ, J/kg K

$h_{c,i}, h_{c,o}$ คือ สัมประสิทธิ์การพาความร้อนภายในและภายนอกห้องเผาไหม้ตามลำดับ, W/m²K

h_{fg} คือ ความร้อนแฝงของการระเหยน้ำ, จูล/กิโลกรัม

$\dot{M}$ คือ อัตราการระเหยน้ำเฉลี่ย, กิโลกรัม/วินาที

$\dot{m}_f, \dot{m}_g$ คือ อัตราการไหลเชิงมวลของเชื้อเพลิงและแก๊สร้อนตามลำดับ, กิโลกรัม/วินาที

LHV คือ ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิง, จูล/กิโลกรัม

T_g, T_w คือ อุณหภูมิของแก๊สร้อนภายในห้องเผาไหม้และอุณหภูมิของผนังตามลำดับ, K

$\bar{T}_s$ คือ อุณหภูมิเฉลี่ยของไอน้ำผ่านห้องเผาไหม้, K,

$$\text{คำนวณได้จาก } \bar{T}_s = \frac{T_{s1} + T_{s2}}{2}$$

T_{s1}, T_{s2}, T_{s3} คือ อุณหภูมิของไอน้ำที่เข้าและออกจากห้องเผาไหม้และอุณหภูมิของไอน้ำที่เข้าห้องอบแห้งตามลำดับ, K

T_a คือ อุณหภูมิของอากาศแวดล้อม, K

η_o คือ ประสิทธิภาพการถ่ายเทความร้อนของครีบ

σ คือ ค่าคงที่ของสตีเฟน ($\sigma = 5.669 \times 10^{-8}$ W/m²K)

ϵ_g คือ ค่าสภาพเปล่งรังสีของแก๊สร้อน

ϵ_s คือ ค่าสภาพเปล่งรังสีของไอน้ำร้อนยวดยิ่ง

α คือ ค่าสภาพดูดกลืนรังสี

เมื่อกำหนดอุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่ใช้ในการอบแห้ง และอัตราการอบแห้ง ก็สามารถคำนวณตัวแปรต่างๆ เช่น T_g, T_w, T_{s1} และ T_{s2} ได้โดยใช้สมการที่ (๑)-(๔) ในการคำนวณ, และจากการที่ทราบค่าของอุณหภูมิบริเวณต่างๆ ภายในระบบอบแห้ง ก็สามารถคำนวณพื้นที่ผิวที่ต้องการในการแลกเปลี่ยนความร้อนในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เพื่อให้ได้อุณหภูมิของไอน้ำร้อนยวดยิ่งตามที่ต้องการ. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบเป็นแบบไหลขวางรายละเอียดการออกแบบดูได้จากงานวิจัยของ สำนัญญู ธีราชทอง^{๑๑}.

การคำนวณขนาดพัดลม

พลังงานที่ต้องใช้ในการขับเคลื่อนไอน้ำสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้

$$W = \frac{AV\Delta P}{\eta} \quad (๕)$$

โดยที่ A คือ พื้นที่หน้าตัดของห้องอบแห้ง, ตร.ม.

ΔP คือ ความดันลดในระบบ, Pa

V คือ ความเร็วตามผิว (superficial velocity), เมตร/วินาที

W คือ กำลังงานที่ให้กับพัดลม, W

η คือ ประสิทธิภาพของพัดลม

ในงานวิจัยนี้ได้ออกแบบให้ความเร็วของไอน้ำที่ไหลผ่านท่อมีค่าเท่ากับ ๑๐ เมตรต่อวินาที และความเร็วของไอน้ำที่ไหลผ่านห้องอบแห้งมีค่าเท่ากับ ๒ เมตรต่อวินาที. ถ้าความเร็วสูงกว่านี้จะทำให้กังหันแห้งแล้งลอยออกไปกับกระแสของไอน้ำ.

ประสิทธิภาพของการอบแห้ง

ประสิทธิภาพของการอบแห้ง (η_{th}) สามารถคำนวณได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$\eta_{th} = \frac{Q_{evp}}{Q_{in}} \quad (๖)$$

โดยที่ Q_{evp} คือ ปริมาณความร้อนที่ใช้ในการระเหยน้ำ, จูล

Q_{in} คือ ปริมาณความร้อนที่ให้กับระบบ, จูล



อุปกรณ์และวิธีการ

ลักษณะของเครื่องอบแห้งต้นแบบที่สร้างเพื่อใช้ในการทดลองมีขนาดห้องอบแห้ง ๐.๙๕ เมตร (กว้าง) $\times$ ๐.๘ เมตร (ยาว) $\times$ ๐.๘๘ เมตร (สูง). ระบบอบแห้งไอน้ำแสดงในรูปที่ ๑. อากาศและไอน้ำภายในเครื่องอบแห้งหมุนเวียนโดยใช้พัดลมสแตนเลสชนิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางใบพัดโค้งหน้า พัดลมมอเตอร์ ๐.๗๔ กิโลวัตต์. พัดลมให้อัตราการไหลของอากาศประมาณ ๑.๐๔ ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที. การให้ความร้อนแก่อากาศและไอน้ำใช้น้ำมันดีเซล โดยมีห้องเผาไหม้รูปทรงกระบอกขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๕๐ เซนติเมตร ยาว ๑๑๐ เซนติเมตร. แหล่งกำเนิดความร้อนได้จากหัวพันไฟขนาด ๓๕.๕-๗๑ กิโลวัตต์.

การทดสอบเบื้องต้นเป็นการศึกษาการกระจายลมในห้องอบแห้ง ใช้ผ้าชุบน้ำเป็นวัสดุอบแห้ง และติดตั้งใบปรับทิศทางลมจำนวน ๑-๓ ใบ ณ บริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง, อุณหภูมิไอน้ำอยู่ในช่วง ๑๕๐-๑๖๐ องศาเซลเซียส. สำหรับการอบแห้งผลิตภัณฑ์ได้ใช้ทุ้งกล้วยเพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมสำหรับเครื่องอบแห้งดังกล่าว, อุณหภูมิไอน้ำที่ใช้ในช่วง ๑๕๐-๑๖๐ องศาเซลเซียส, น้ำหนักเริ่มต้น ๕๐.๗ กิโลกรัม, การบันทึกค่าของอุณหภูมิใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อเข้ากับ data logger ความละเอียด ± ๑ องศาเซลเซียส และวัดกำลังไฟฟ้าของพัดลมโดยใช้ clip-on meter ที่ละเอียดถูกต้อง $\pm$ ร้อยละ ๑; บันทึก

ข้อมูลทุกๆ ๒ นาทีของช่วงเวลาอบแห้ง. การเก็บตัวอย่างมาหาความชื้นจะสุ่มเก็บจากทุกภาคของรถเข็น. ตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิของไอน้ำ, ตำแหน่งที่วัดความเร็วลมและตำแหน่งติดตั้งใบปรับทิศทางลม ได้แสดงไว้ในรูปที่ ๑. การวัดความเร็วของอากาศที่ช่องปรับลมก่อนทางเข้าห้องอบแห้งใช้เครื่องมือวัดความเร็วลมแบบขดลวดความร้อน. การวัดพลังงานไฟฟ้ารวมใช้มาตรไฟฟ้า. การหาความชื้นของผลิตภัณฑ์ทำได้โดยการเก็บตัวอย่างมาชั่งน้ำหนักแล้วหั่นเป็นชิ้นเล็กๆ ก่อนนำมาเข้าตู้อบที่อุณหภูมิ ๑๐๓ องศาเซลเซียส เป็นเวลา ๗๒ ชั่วโมง. เครื่องชั่งมีความละเอียด ± ๐.๐๑ กรัม.

ระบบการทำงานของเครื่องอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งได้แสดงไว้ในรูปที่ ๑. เริ่มแรกจะทำการอุ่นอากาศภายในเครื่องอบแห้งให้มีอุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิอบแห้งเล็กน้อยเพื่อป้องกันความชื้นของไอน้ำภายในระบบ. จากนั้นนำผลิตภัณฑ์ที่ทำการอบแห้งเข้าเครื่องอบแห้ง. ในช่วงเริ่มต้นได้ใช้อากาศร้อนในการอบแห้ง จากนั้นไอน้ำจะเริ่มระเหยออกจากผลิตภัณฑ์ผสมกับอากาศที่อยู่ภายในเครื่องอบแห้ง. ในขณะเดียวกันก็จะทำการไล่อากาศที่อยู่ภายในเครื่องอบแห้งออกโดยการเปิดลิ้นท้อไล่อากาศทำให้สัดส่วนของอากาศภายในเครื่องอบแห้งลดลงเมื่อเวลาผ่านไป. ส่วนไอน้ำที่ผ่านการอบแห้งแล้วจะนำกลับมาใช้ทั้งหมด โดยไอน้ำดังกล่าวจะมารับความร้อนจากอุปกรณ์ ให้ความ

ร้อนซึ่งใช้พัดลมหมุนเวียนไอน้ำภายในเครื่องอบแห้ง. การอบแห้งผลิตภัณฑ์จะดำเนินต่อไปจนกว่าจะได้รับความชื้นของผลิตภัณฑ์ตามที่ต้องการ.

ผลการทดลองและวิจารณ์

ผลของจำนวนใบและระยะติดตั้งใบปรับลมที่มีต่อการกระจายของไอน้ำในห้องอบแห้ง

ในการทดสอบการกระจายของไอน้ำในห้องอบแห้ง ทำได้โดยการวัดปริมาณความชื้นในแต่ละภาคและวัดอุณหภูมิของไอน้ำที่ตำแหน่งต่างๆ ภายในห้องอบแห้ง จากการทดลองวัดและเก็บข้อมูลของอุณหภูมิไอน้ำที่ทางเข้าและทางออกของภาค ณ ตำแหน่งของภาคที่ ๑, ๗ และ ๑๓ โดยเรียงลำดับจากภาคด้านบนลงล่าง ดังแสดงในรูปที่ ๑. ผลการทดสอบการกระจายของไอน้ำภายในห้องอบแห้งด้วยผ้าชุบน้ำแสดงในการทดลองที่ ๑-๔ (ดังตารางที่ ๑). ในการทดลองที่ ๑ ได้ติดตั้งใบปรับทิศทางลมจำนวน ๑ ใบ ขนาดกว้าง ๗ เซนติเมตร สูงจากพื้นห้องอบ ๖๐ เซนติเมตร โดยติดตั้งตรงกับภาคที่ ๕ พบว่าความแตกต่างของอุณหภูมิไอน้ำที่ทางเข้าของรถเข็นตามแนวความสูงของห้องอบแห้งมีค่าประมาณ ๑๐-๒๐ องศาเซลเซียส โดยที่อุณหภูมิทางเข้าของภาคที่ ๗ มีค่าสูงกว่าภาคที่ ๑๓ และภาคที่ ๑ ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ ๓ก. เหตุที่เป็นเช่นนี้เกิดจากกระแสหมุนวนบริเวณทางเข้าห้องอบแห้งทำให้ไอน้ำที่ไหลผ่านภาคเข้าไปในรถ



ตารางที่ ๑ ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของผ้าชุบน้ำในภาคต่างๆ ที่เงื่อนไขในการอบแห้งต่างกัน

ตำแหน่งของภาค	ปริมาณความชื้นเฉลี่ย (% w.b.)			
	ภาคทดลองที่			
	๑	๒	๓	๔
๑	๕๒.๒	๔๓.๓	๒๙.๐	๒๑.๔
๒	๕๐.๐	๔๓.๔	๓๔.๒	๒๐.๔
๓	๔๓.๓	๔๓.๔	๔๔.๒	๒๐.๓
๔	๓๔.๖	๔๔.๔	๓๖.๔	๑๘.๔
๕	๑๕.๔	๓๑.๓	๓๐.๔	๑๕.๑
๖	๖.๔	๒๓.๑	๑๖.๗	๑๕.๗
๗	๖.๐	๑๒.๗	๓๔.๔	๑๘.๕
๘	๕.๔	๒๖.๘	๔๐.๔	๒๑.๔
๙	๕.๒	๑๕.๗	๑๙.๗	๑๕.๑
๑๐	๖.๐	๘.๓	๒๘.๑	๒๐.๓
๑๑	๑๓.๔	๑๕.๔	๒๘.๖	๒๐.๔
๑๒	๓๒.๕	๑๖.๗	๓๗.๕	๒๑.๔
๑๓	๓.๕	๖.๘	๑๒.๗	๒๐.๔
CV*(%)	๓๓.๕	๒๐.๘	๔๐.๔	๘.๒
ปริมาณความชื้นเริ่มต้น (% w.b.)	๗๖.๑	๗๖.๑	๗๖.๑	๗๓.๒
ปริมาณความชื้นสุดท้าย (% w.b.)	๒๑.๔	๒๕.๕	๓๑.๐	๑๘.๔
น้ำหนักเริ่มต้น (กก.)	๕๙.๘	๕๙.๘	๕๙.๘	๕๓.๓
อุณหภูมิเฉลี่ย (°ซ.)	๑๕๒.๘	๑๕๕.๓	๑๕๑.๕	๑๖๐
เวลาอบแห้ง (นาท.)	๖๐	๖๐	๖๐	๕๐
Number of guide vanes	๑	๒	๓	๓**

* สัมประสิทธิ์การแปรผัน (coefficient of variation)

** ทำการติดตั้งแผ่นกันลมเพิ่มเติมด้านข้าง ๒ แผ่น และด้านล่าง ๑ แผ่นตรงบริเวณก่อนทางเข้าห้องอบแห้ง

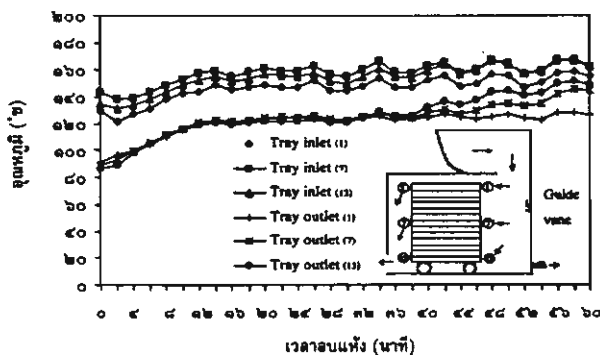
เข็นย้อนกลับออกมาผสมกับไอน้ำที่เพิ่งไหลออกจากพัดลม ณ บริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง จึงเป็นผลให้อุณหภูมิที่ตำแหน่งก่อนเข้าภาคต่างๆ มีความแตกต่างกัน และเป็นสาเหตุอันหนึ่งที่ทำให้ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของผ้าอบแห้งในแต่ละภาคไม่เท่ากัน จากผลความแตกต่างของความชื้น

สามารถคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การแปรผันของความชื้น สำหรับการทดลองนี้มีค่าเท่ากับร้อยละ ๓๓.๕ ซึ่งมีค่าสูงมาก แสดงถึงการกระจายของไอน้ำในห้องอบแห้งยังไม่ดีเท่าที่ควร จากผลความชื้นชี้ให้เห็นว่าไอน้ำไหลผ่านห้องอบแห้งในช่วงภาคที่ ๕-๑๓ มากกว่าในช่วงภาคที่ ๑-๔ โดยสังเกต

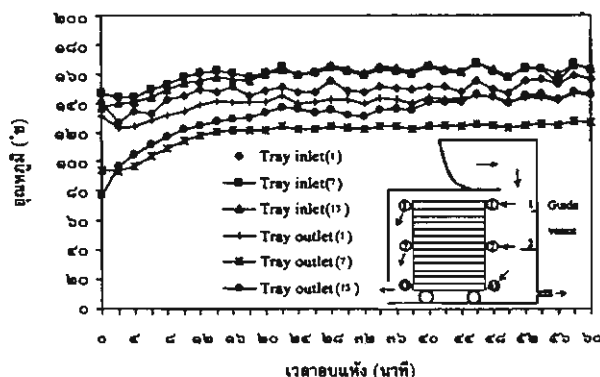
ได้จากความชื้นสุดท้ายในช่วงภาคที่ ๕-๑๓ มีค่าน้อยกว่าในช่วงภาคที่ ๑-๔ ดังแสดงในตารางที่ ๑ (การทดลองที่ ๑).

เมื่อเพิ่มจำนวนใบปรับทิศทางลมเป็น ๒ และ ๓ ใบ โดยที่ความกว้างและระยะห่างของแต่ละใบปรับลมไม่เท่ากัน. จากการทดลองที่ได้พบว่ามีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิภายในห้องอบแห้งดังแสดงในรูปที่ ๓ข และ ๓ค โดยความแตกต่างของอุณหภูมิที่บริเวณทางเข้าลดลงอย่างเห็นได้ชัดจนเมื่อเทียบกับรูปที่ ๓ก โดยเฉพาะอย่างยิ่งสำหรับการทดลองที่ติดตั้งใบปรับลมจำนวน ๓ ใบ สังเกตได้จากสัญลักษณ์ของอุณหภูมิที่แต่ละตำแหน่งของภาคมีค่าเกือบซ้อนทับกันตลอดช่วงที่ทำการทดสอบ, ซึ่งแสดงให้เห็นถึงความมีเสถียรภาพของการไหลของไอน้ำ และการติดตั้งใบปรับลมสามารถช่วยลดการเกิดกระแสหมุนวนที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งในระดับหนึ่ง. ผลความแตกต่างของอุณหภูมิที่ลดลงมีความสอดคล้องกับผลของความชื้นดังแสดงในตารางที่ ๑ (การทดลองที่ ๒ และ ๓). จากผลที่ได้จะเห็นว่าในการทดลองที่ ๓ ให้ค่าสัมประสิทธิ์การแปรผันต่ำกว่า (๘.๔) เมื่อเทียบกับการทดลองที่ ๑ และ ๒.

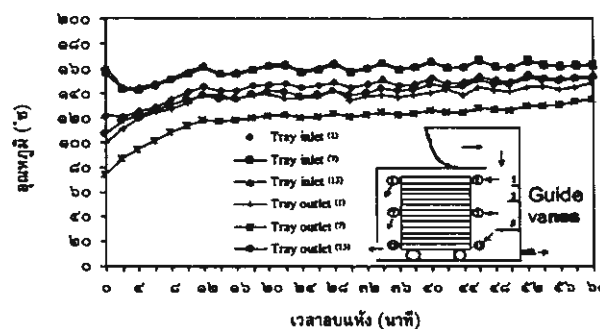
อย่างไรก็ตาม จากผลของความชื้นที่ได้จากการทดลองที่ ๓ ยังคงมีแนวโน้มที่ความชื้นบริเวณภาคด้านล่างต่ำกว่าบริเวณภาคด้านบน, โดยเฉพาะอย่างยิ่งภาคที่ ๑๓ มีความชื้นต่ำกว่าอย่างเห็นได้ชัดจนแสดงให้เห็น



ก. ใบปรับทิศทางลม ๑ ใบ มีขนาดกว้าง ๘ ซม. สูงจากพื้นห้องอบ ๖๐ ซม. (การทดลองที่ ๑)



ข. ใบปรับทิศทางลม ๒ ใบ ใบที่ ๑ มีขนาดกว้าง ๘ ซม. สูงจากพื้นห้องอบ ๘๐ ซม. และใบที่ ๒ มีขนาดกว้าง ๑๕ ซม. สูงจากพื้นห้องอบ ๕๕ ซม. (การทดลองที่ ๒)



ค. ใบปรับทิศทางลม ๓ ใบ ใบที่ ๑ มีขนาดกว้าง ๑๐ ซม. สูงจากพื้นห้องอบ ๘๐ ซม. ใบที่ ๒ มีขนาดกว้าง ๑๒.๕ ซม. สูงจากพื้นห้องอบ ๖๐ ซม. และใบที่ ๓ มีขนาดกว้าง ๒๐ ซม. สูงจากพื้นห้องอบ ๓๐ ซม. (การทดลองที่ ๓)

รูปที่ ๓

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิไอน้ำ ณ ตำแหน่งทางเข้าและทางออกของร่อนขึ้นกับเวลา (ปริมาณน้ำผักโขบแห้งเท่ากับ ๕๙.๘ กิโลกรัม)

เห็นว่าการไหลของไอน้ำส่วนใหญ่ไหลผ่านบริเวณด้านล่างของพื้นห้องอบแห้ง. นอกจากนี้ ขณะที่ทำการทดลองพบว่าไอน้ำส่วนหนึ่งไหลผ่านช่องว่างระหว่างผนังห้องอบแห้งกับรถเข็น ดังนั้นในการทดลองที่ ๔ จึงได้ลดช่องว่างดังกล่าวลงโดยทำการติดตั้งแผ่นกั้นลม. ผลที่ได้พบว่าสามารถลดความแตกต่างของความชื้นระหว่างถาดลง โดยการกระจายความชื้นอยู่ในช่วงแคบๆ ระหว่างร้อยละ ๑๔-๒๑ มาตรฐานเปียก. ผลดังกล่าวมีความสอดคล้องกับค่าสัมประสิทธิ์การแปรผันต่ำสุดซึ่งมีค่าเท่ากับร้อยละ ๘.๒.

อิทธิพลของมวลอบแห้งเริ่มต้นที่มีต่อการกระจายความชื้นและสีของกุ้งหลังการอบแห้ง

นอกจากปัจจัยการกระจายของลมที่กล่าวมาในหัวข้อ ๔.๑ ปัญหาที่สำคัญอีกประการหนึ่งสำหรับเครื่องอบแห้งชนิดนี้ก็คือ ปริมาณของมวลเริ่มต้นที่ใช้ในการอบแห้ง. ในกรณีที่มีปริมาณการบรรจุมากเกินไป อาจทำให้ความแตกต่างของอุณหภูมิระหว่างบริเวณทางเข้ากับทางออกจากห้องอบแห้งมีค่าสูง, ซึ่งเป็นผลให้ความชื้นแตกต่างของผลิตภัณฑ์ที่บริเวณด้านหน้าและด้านหลังของห้องอบแห้ง มีค่าสูง. ปัญหาดังกล่าวนี้น่าจะมีความสำคัญสำหรับผลิตภัณฑ์ไวต่อความร้อนโดยเฉพาะกุ้ง. จากผลการทดสอบอบแห้งกุ้งที่ปริมาณมวลเริ่มต้นระหว่าง ๓๑ ถึง ๕๐ กิโลกรัมพบว่าผลต่างของความชื้นระหว่าง



บริเวณด้านหน้าของห้องอบแห้งซึ่งสัมผัสกับไอน้ำร้อนยวดยิ่งที่อุณหภูมิสูงกับบริเวณด้านหลังห้องอบแห้งซึ่งสัมผัสกับไอน้ำที่มีอุณหภูมิต่ำกว่า, มีค่าเกือบคงที่สำหรับแต่ละปริมาณการอบแห้งดังแสดงในรูปที่ ๔. ค่าความแตกต่างของความชื้น (ΔM) อยู่ในช่วงร้อยละ ๑๑-๑๔ มาตรฐานเปียก. สำหรับการเปลี่ยนแปลงสีของกุ้งกุลาดำหลังสิ้นสุดการอบแห้งที่ปริมาณการบรรจุต่างๆ พบว่าที่บริเวณทางเข้าหรือออกจากถาดอบแห้ง ค่าของ L , a , b และ ΔE เปลี่ยนแปลงน้อยมาก ดังแสดงในรูปที่ ๕ก และ ๕ข. ค่าของ ΔE แสดงถึงการเปลี่ยนแปลงของสีรวม ซึ่งสามารถคำนวณได้จากสมการต่อไปนี้

$$\Delta E = [(L_o - L_f)^2 + (a_o - a_f)^2 + (b_o - b_f)^2]^{1/2} \quad (๗)$$

เมื่อ L_o , a_o และ b_o คือ ค่าความสว่าง, สีแดง และสีเหลือง ที่สภาวะเริ่มต้น ตามลำดับ

L_f , a_f และ b_f คือ ค่าความสว่าง, สีแดง และสีเหลือง ที่สภาวะสุดท้าย ตามลำดับ

ΔE คือ การเปลี่ยนแปลงสีรวม

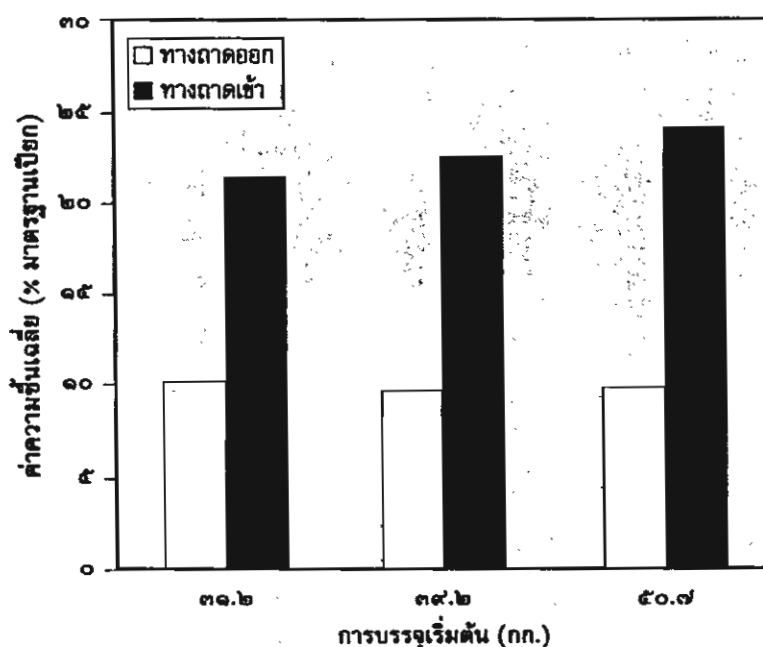
สีของกุ้งกุลาดำในตอนเริ่มต้นของการอบแห้งมีค่าความสว่าง, สีแดง และสีเหลืองเท่ากับ ๒๙.๐๒-๐.๘๕ และ ๒.๘๑ ตามลำดับ. เมื่อเทียบสีกุ้งตัวอย่างที่ได้จากบริเวณทางเข้าและออกจากถาดจะเห็นว่ามีความแตกต่างกันอย่างเห็นได้ชัดเจน โดยตัวอย่างกุ้งที่ได้จากบริเวณทางออกมีค่าความสว่าง, สีแดง และสีเหลืองสูงกว่าที่

บริเวณทางเข้า. จากผลดังกล่าวจึงทำให้การเปลี่ยนแปลงสีรวมของกุ้ง (ΔE) ที่บริเวณด้านหลังมีค่าเฉลี่ยโดยประมาณ ๕๗ ขณะที่ ΔE ที่บริเวณด้านหน้ามีค่าเฉลี่ยเท่ากับ ๑๖. จากผลการวัดสีที่ได้ดังกล่าวแสดงให้เห็นว่าตัวอย่างกุ้งอบแห้งที่บริเวณด้านหน้ามีสีค่อนข้างคล้ำ ซึ่งไม่สามารถยอมรับได้ในเชิงพาณิชย์. อุณหภูมิที่ใช้ในการทดลองสำหรับรูปที่ ๕ อยู่ในช่วง ๑๕๘-๑๖๐ องศาเซลเซียส.

เมื่อพิจารณาการกระจายความชื้นในถาดต่างๆ ดังแสดงในตารางที่ ๒ สำหรับที่ปริมาณการบรรจุในช่วงเดียวกันกับรูปที่ ๕ พบว่าผลของปริมาณกุ้งที่ใช้อบแห้งไม่ได้ส่งผลกระทบต่อลักษณะการไหลของไอน้ำภายในห้องอบแห้ง, สังเกตได้จากการที่ความชื้นในแต่ละถาดมีค่าไม่แตกต่างกันมากนัก, โดยค่าสัมประสิทธิ์การแปรผันที่ได้ในแต่ละกรณีมีค่าอยู่ในช่วงแคบๆ ระหว่างร้อยละ ๑๒.๔ ถึง ๑๖.๒.

อิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำที่ใช้ในการอบแห้ง

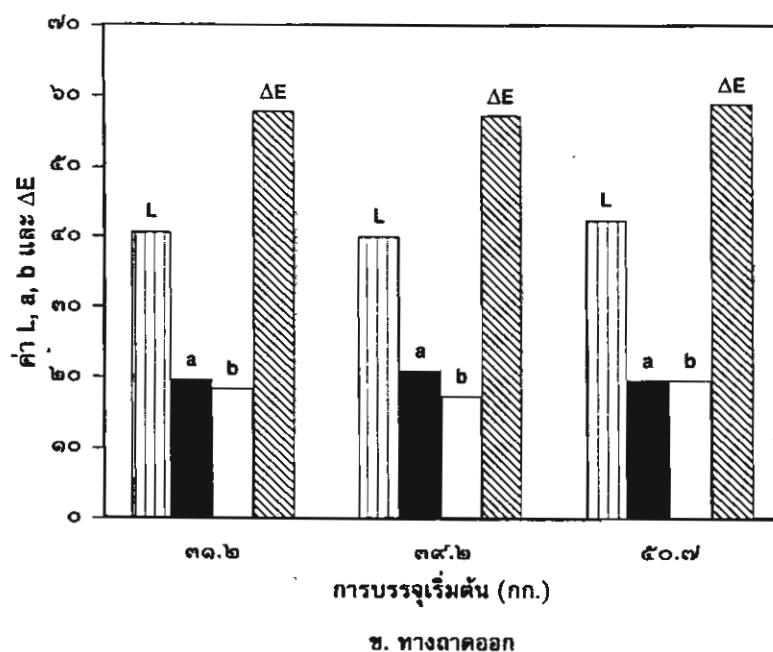
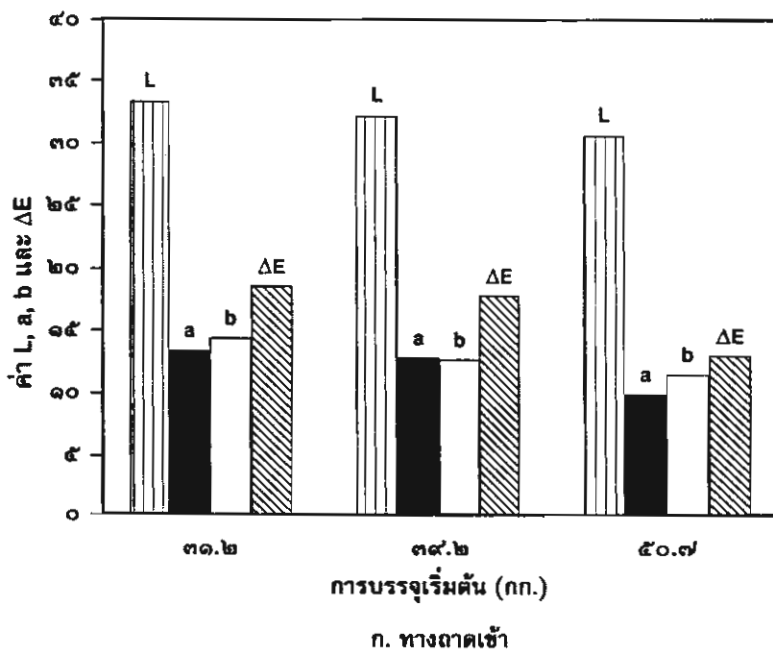
การศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อสีของกุ้งหลังการอบแห้ง โดยนำตัวอย่างของกุ้งที่บริเวณทางเข้าและ



รูปที่ ๔

ความชื้นของกุ้งหลังการอบแห้ง ณ บริเวณทางเข้าและทางออกของห้องอบแห้งที่ปริมาณการบรรจุต่างๆ





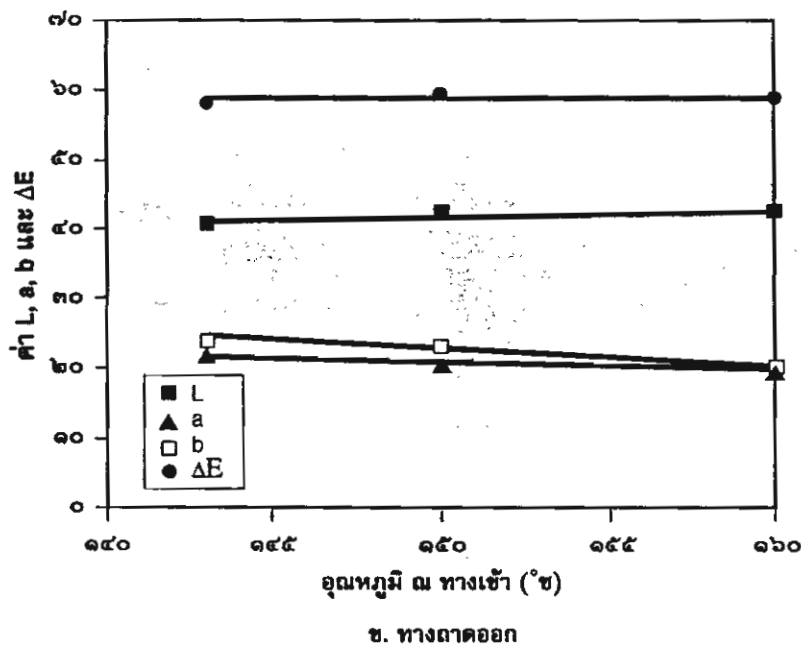
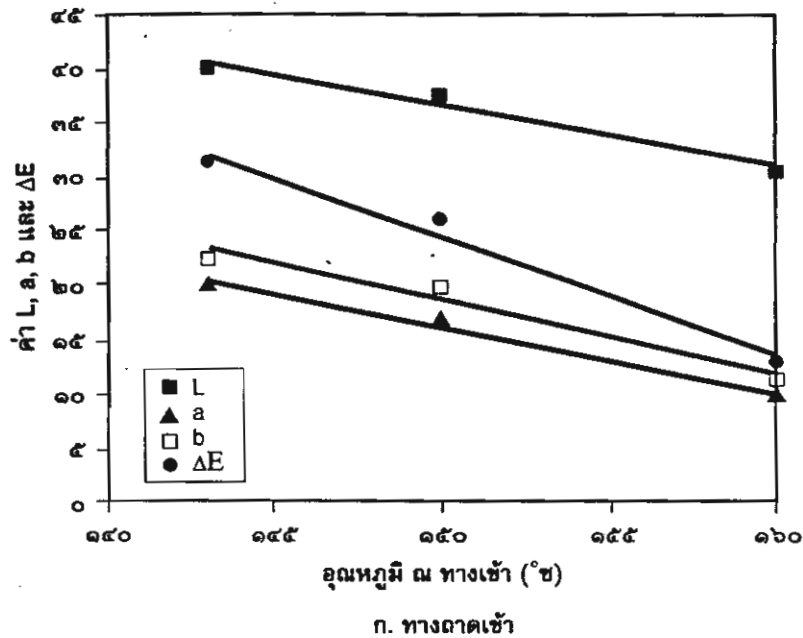
รูปที่ ๕
ลัทธิของกังหันลมน้ำร้อนที่ปริมาณการบรรจุต่าง ๆ (อุณหภูมิเฉลี่ย ๑๕๔-๑๖๐ องศาเซลเซียส)

ทางออกซึ่งมีความชื้นสุดท้ายประมาณร้อยละ ๑๗-๑๘ มาตรฐานเปียก มาทำการวัดสี, พบว่าค่า L, a และ b ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง ดังแสดงในรูปที่ ๖ก. สำหรับตัวอย่างกึ่งที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง โดยการเปลี่ยนแปลงของค่าดังกล่าวมีลักษณะแปรผกผันเชิงเส้นกับอุณหภูมิอบแห้ง โดยมีความสว่าง, สีแดง และเหลืองลดลงเมื่อใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้น ขณะที่กึ่ง ณ บริเวณด้านทางออกห้องอบแห้งมีการเปลี่ยนแปลงของสีต่างๆ กับอุณหภูมิอย่างมาก ดังแสดงในรูปที่ ๖ข. จากผลที่ได้จะเห็นว่าสีของกังหันหลังการอบแห้งมีสีส้ม-แดงเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งประมาณ ๑๕๒ องศาเซลเซียส. หากใช้อุณหภูมิสูงกว่านี้จะทำให้กังหันมีสีค่อนข้างคล้ำ.

สมรรถนะและค่าใช้จ่ายของเครื่องอบแห้ง

จากการทดลองอบแห้งกังหันลมน้ำร้อนที่ปริมาณต่างๆ พบว่าประสิทธิภาพของการอบแห้งอยู่ในช่วงระหว่างร้อยละ ๔๕-๕๕ โดยประสิทธิภาพสูงสุดเมื่อใช้ปริมาณกังหัน ๕๐ กิโลกรัม ขณะที่ใช้ปริมาณกังหัน ๓๑.๒ กิโลกรัม ให้ประสิทธิภาพของการอบแห้งต่ำสุดดังแสดงในรูปที่ ๗, ซึ่งที่ประสิทธิภาพของการอบแห้งสูงสุดดังกล่าวให้ความสิ้นเปลืองพลังงานป้อนสูงถึง ๔.๔๑ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งเป็นพลังงานไฟฟ้าร้อยละ ๖ และพลังงาน





รูปที่ ๒

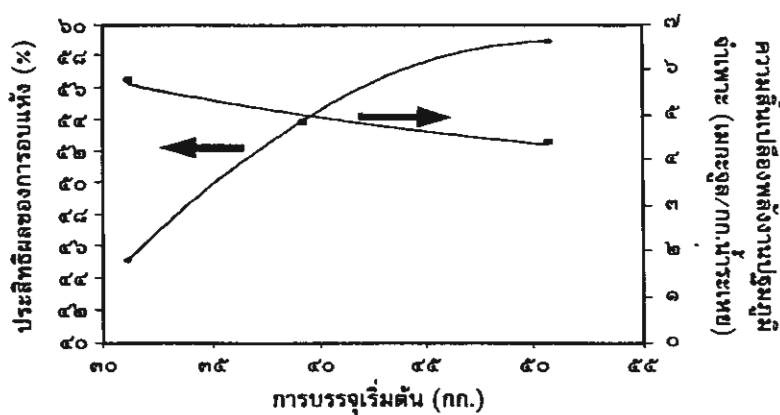
อิทธิพลของอุณหภูมิอบแห้งที่มีต่อสีของกุ้งหลังการอบแห้ง (ปริมาณกุ้งที่อบแห้ง ๕๐.๗ กิโลกรัม)

ความร้อนร้อยละ ๕๕ (ปริมาณความร้อนเปลี่ยนแปลงพลังงานปรมาณูเฉพาะได้มาจากการนำปริมาณพลังงานความร้อนรวมกับพลังงานไฟฟ้า เพื่อปรับให้อยู่ในฐานเดียวกันโดยนำแฟกเตอร์ ๒.๖ คูณกับพลังงานไฟฟ้า). สำหรับอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อประสิทธิภาพการอบแห้ง พบว่ามีผลกระทบน้อยมากเมื่อเทียบกับผลของปริมาณกุ้งที่ใช้อบแห้ง โดยประสิทธิภาพอยู่ในช่วงร้อยละ ๕๕-๖๒ สำหรับอุณหภูมิอบแห้งในช่วงระหว่าง ๑๔๐-๑๖๐ องศาเซลเซียส. จากผลดังกล่าวพร้อมด้วยผลทางด้านสีชี้ให้เห็นชัดเจนว่า ในการอบแห้งกุ้งนั้นไม่ควรใช้อุณหภูมิในการอบแห้งเกิน ๑๔๐ องศาเซลเซียส และปริมาณการบรรจุควรเท่ากับ ๕๐ กิโลกรัม. ภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งดังกล่าวเมื่อทำการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการอบแห้งพบว่า ค่าใช้จ่ายรวมต่อหน่วยผลผลิตเท่ากับ ๘.๖๕ บาทต่อกิโลกรัมผลผลิต และค่าใช้จ่ายรวมต่อกิโลกรัมน้ำระเหยเท่ากับ ๒.๘๑ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายน้ำมันดีเซล ๑.๔๐ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย, ค่าใช้จ่ายไฟฟ้า ๐.๑๕ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย, ค่าใช้จ่ายด้านบำรุงรักษา ๐.๒๒ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย และค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง ๑.๑๑ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย. อนึ่งในการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายนี้สมมุติว่ามีปริมาณการอบแห้งกุ้งต่อปีทั้งหมดเท่ากับ ๕๕ ตัน. ในกรณีที่ปริมาณการอบแห้งกุ้งเพิ่มขึ้นค่าใช้จ่ายในการอบแห้งดังกล่าวจะลดลง.



ตารางที่ ๒ ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของกุ้งในภาคต่าง ๆ ที่เงื่อนไขในการอบแห้งต่างกัน

ตำแหน่งของภาค	ปริมาณความชื้นเฉลี่ย (% w.b.)		
	การทดลองที่		
	๕	๖	๗
๑	๒๓.๒	๒๔.๙	๒๓.๖
๒	๒๑.๖	๒๔.๗	๒๖.๕
๓	๑๘.๑	๒๑.๔	๒๕.๒
๔	๑๗.๖	๑๕.๙	๒๓.๑
๕	๑๙.๘	๑๗.๔	๑๘.๕
๖	๒๑.๓	๑๖.๒	๒๐.๖
๗	๑๓.๗	๑๕.๗	๑๕.๙
๘	๑๗.๓	๑๙.๔	๑๙.๘
๙	๑๐.๘	๑๕.๕	๑๖.๙
๑๐	๑๒.๖	๑๓.๙	๑๗.๔
๑๑	๒๓.๗	๒๒.๔	๑๔.๐
๑๒	๒๐.๕	๒๐.๓	๒๐.๒
๑๓	๒๐.๒	๑๙.๒	๑๗.๓
CV(%)	๑๖.๒	๑๒.๔	๑๔.๓
ปริมาณความชื้นเริ่มต้น (% w.b.)	๘๐.๐	๘๐.๐	๘๐.๐
ปริมาณความชื้นสุดท้าย (% w.b.)	๑๘.๕	๑๘.๙	๑๙.๙
น้ำหนักเริ่มต้น (กก.)	๕๐.๗	๓๙.๒	๓๑.๒
อุณหภูมิเฉลี่ย (°ซ.)	๑๕๙.๙	๑๕๗.๔	๑๕๘.๓
เวลาอบแห้ง (นาท.)	๖๐	๕๐	๔๕

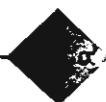


รูปที่ ๔

ผลของปริมาณการอบแห้งที่มีต่อประสิทธิภาพของการอบแห้งและความสิ้นเปลืองพลังงาน (อุณหภูมิเฉลี่ย ๑๕๗-๑๖๐ องศาเซลเซียส)

สรุป

การกระจายของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งเป็นปัญหาที่สำคัญสำหรับเครื่องอบแห้งแบบตู้ อันเป็นสาเหตุให้การกระจายตัวของความชื้นผลิตภัณฑ์ไม่สม่ำเสมอ. เมื่อได้ติดตั้งใบพัดทิศทางไหลของตัวกลางที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งช่วยให้การกระจายความชื้นของผลิตภัณฑ์มีความสม่ำเสมอขึ้น. เพื่อป้องกันการไหลของตัวกลางผ่านบริเวณช่องว่างระหว่างผนังของห้องอบแห้งกับรถเข็นทั้งด้านล่างและด้านข้างมากเกินไป ควรออกแบบรถเข็นให้มีขนาดพอดีกับห้องอบแห้ง. ในการอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งพบว่าปริมาณของกุ้งอบแห้งมีผลกระทบน้อยต่อความแตกต่างของค่าสี L, a, b และ ΔE และความชื้นระหว่างบริเวณด้านทางเข้าและด้านทางออกของห้องอบแห้ง, ขณะที่อุณหภูมิในการอบแห้งมีผลกระทบโดยตรงต่อค่าของสีกุ้งโดยอุณหภูมิที่ ๑๔๐ องศาเซลเซียสให้สีกุ้งหลังการอบแห้งเป็นสีส้ม-แดง ซึ่งเป็นสีที่ผู้บริโภคนิยม. เครื่องอบแห้งแบบตู้ที่ออกแบบให้ประสิทธิภาพอยู่ในช่วงร้อยละ ๕๔ ถึง ๖๒ และสิ้นเปลืองพลังงานอยู่ในช่วง ๔.๒-๔.๙ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย. ค่าใช้จ่ายรวมสำหรับการอบแห้งมีค่า ๒.๘๑ บาทต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องอบแห้ง ๑.๑๑ บาท, ค่าใช้จ่ายน้ำมันดีเซล ๑.๔๐ บาท ค่าใช้จ่ายไฟฟ้า ๐.๑๕ บาท, และค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาเครื่อง





๐.๒๒ บาท.

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุณ สำนักงาน
กองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุน
ทางการเงิน และบริษัทจักรวาล
เทคโนโลยีเกษตร จำกัด ที่ให้ความ
ร่วมมือในการทดลองเป็นอย่างดี.

เอกสารอ้างอิง

๑. วรากรณ์ โพสมบุรณ์. Processing effect on quality of dried shrimp. Master of Engineering Thesis. Agricultural Engineering Program, Asian Institute of Technology: 1998. p. 101.
๒. สมเกียรติ ประชัยวรากร, สมชาติ ไสภณ-รณฤทธิ์, สมบูรณ์ เวชกามา, Jaisut D. Desorption isotherms and drying characteristics of superheated steam and hot air. *Drying Technology* 2002; 25(3): 669-84.
๓. Schwartze J, Bröcker S. The evaporation of water into air of different air humidities and the inversion temperature phenomenon. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 2000; 43: 1791-800.
๔. Chow LC, Chung JN. Evaporation of water into a laminar stream of air and superheated steam. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 1983; 26: 373-80.
๕. Chow LC, Chung JN. Water evaporation into a turbulent stream of air, humid air or superheated steam, In: *Proceedings of the ASME National Heat Transfer Conference, ASME*. New York: 1983, (publication no.8 HT-2).
๖. Stubbing TJ. Airless drying : its invention, method and application *Transactions of Chemical Engineering* 1993; 71(A5): 488-95.
๗. Sakasita S, Takeya H. Heat recovery system for steam exhaust from cylinder dryers. *Kakou-Gijut* 1991; 26: 685-8.
๘. Terasawa M. Dehumidification dry of wood. *Mokuzai-Kogyo* 1983; 3: 118-25.
๙. Kiranoudis C, Markatos N. Computer analysis of industrial batch dryer aerodynamics, *Drying Technology* 1996; 16: 1283-303.
๑๐. สำราญ ชีช่วงทอง. การพัฒนาเครื่องดัดแบบของเครื่องอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อนขวดอิง, วิทยานิพนธ์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. ๒๕๔๔.

Abstract

Prototype of Superheated-Steam Cabinet Dryer

Somchart Soponronnarit*, Sumran Tichangtong*, Somkiat Prachayawarakorn*

*Fellow, the Academy of Science, the Royal Institute, Thailand, *School of Energy and Materials, *Faculty of Engineering, King Mongkut University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

One of the important problems experienced in cabinet dryers is the non-uniform flow characteristic of the drying medium at the entrance. This causes variations in the final moisture content of the product. Test results of flow characteristics using wetted thin cotton cloth indicates that implementation of three guide vanes, with appropriate locations in the drying chamber entrance, provides similar final moisture content at different tray inlets. The designed dryer can contain raw shrimp with a maximum capacity of 50 kg. The dryer uses steam generated from the evaporation of water existing in the product as drying medium. The volume flow rate used in the experiments was fixed at 1.04 m³/second. The assessment of dryer performance at loadings between 31 and 50 kg and at 160°C has shown that the different moisture contents between the tray inlet and tray outlet slightly change with the loadings. The color of shrimp represented by L, a, b and ΔE, becomes dark, in particular, the samples at the tray inlet, which is in intimate contact with the superheated steam at temperatures higher than 140°C. The drying efficiency is at the highest value at the designed drying capacity and it is independent of the temperatures, in between 140°C and 160°C. Such operating conditions show a drying efficiency of 59-62 per cent and energy consumption of 4.2-4.9 MJ/kg water evaporated for reducing moisture content from 78-80 per cent to 17-21 per cent wet basis. The red-orange colour of the shrimp is obtained at a temperature of 140°C. The cost per unit of product is 8.69 baht/kg of product and the drying cost is 2.81 baht/kg water evaporated.

Key words : drying, marine product, superheated steam





๐.๒๒ บาท.

กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุณ สำนักงาน
กองทุนสนับสนุนการวิจัยที่สนับสนุน
ทางการเงิน และบริษัทจักรวาล
เทคโนโลยีเกษตร จำกัด ที่ให้ความ
ร่วมมือในการทดลองเป็นอย่างดี.

เอกสารอ้างอิง

๑. วรากรณ์ โสมบุรณ์. Processing effect on quality of dried shrimp. Master of Engineering Thesis. Agricultural Engineering Program, Asian Institute of Technology; 1998. p. 101.

๒. สมเกียรติ ประชุมารกร, สมชาติ ไสภณ-รณฤทธิ์, สมบูรณ์ เวชกามา, Jaisut D. Desorption isotherms and drying characteristics of superheated steam and hot air. *Drying Technology* 2002; 25(3): 669-84.
๓. Schwartz J, Bröcker S. The evaporation of water into air of different air humidities and the inversion temperature phenomenon. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 2000; 43: 1791-800.
๔. Chow LC, Chung JN. Evaporation of water into a laminar stream of air and superheated steam. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 1983; 26: 373-80.
๕. Chow LC, Chung JN. Water evaporation into a turbulent stream of air, humid air or superheated steam, In: *Proceedings of the ASME National Heat Transfer Conference, ASME.*

New York: 1983, (publication no. HT-2).

๖. Stubbing TJ. Airless drying: Invention, method and application. *Transactions of Chemical Engineering* 1993; 71(A5): 488-95.
๗. Sakasita S, Takeya H. Heat recovery system for steam exhaust from cylinder dryers. *Kakou-Gijyuu* 1991; 26: 685-8.
๘. Terasawa M. Dehumidification of wood. *Mokuzai-Kogyo* 1983; 118-25.
๙. Kiranoudis C, Markatos N. Computer analysis of industrial batch drying aerodynamics, *Drying Technology* 1998; 16: 1283-303.
๑๐. ดำรงชัย ช้างทอง. การพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบต่อเนื่องด้วยไอน้ำจากเครื่องต้มยำ. วิทยานิพนธ์, มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. ๒๕๔๑

Abstract

Prototype of Superheated-Steam Cabinet Dryer

Somchart Soponronnarit^a, Sumran Tichangtong^b, Somkiat Prachayawarakorn^c

^aFellow, the Academy of Science, the Royal Institute, Thailand, ^bSchool of Energy and Materials, ^cFaculty of Engineering, King Mongkut University of Technology Thonburi, Bangkok 10140, Thailand

One of the important problems experienced in cabinet dryers is the non-uniform flow characteristic of the drying medium at the entrance. This causes variations in the final moisture content of the product. Test results of flow characteristics using wetted thin cotton cloth indicates that implementation of three guide vanes, with appropriate locations in the drying chamber entrance, provides similar final moisture content at different tray inlets. The designed dryer can contain raw shrimp with a maximum capacity of 50 kg. The dryer uses steam generated from the evaporation of water existing in the product as drying medium. The volume flow rate used in the experiments was fixed at 1.04 m³/second. The assessment of dryer performance at loadings between 31 and 50 kg and at 160°C has shown that the different moisture contents between the tray inlet and tray outlet slightly change with the loadings. The color of shrimp represented by L, a, b and ΔE, becomes dark, in particular, the samples at the tray inlet, which is in intimate contact with the superheated steam at temperatures higher than 140°C. The drying efficiency is at the highest value at the designed drying capacity and it is independent of the temperatures, in between 140°C and 160°C. Such operating conditions show a drying efficiency of 59-62 per cent and energy consumption of 4.2-4.9 MJ/kg water evaporated for reducing moisture content from 78-80 per cent to 17-21 per cent wet basis. The red-orange colour of the shrimp is obtained at a temperature of 140°C. The cost per unit of product is 8.69 baht/kg of product and the drying cost is 2.81 baht/kg water evaporated.

Key words : drying, marine product, superheated steam

การอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งและอากาศร้อน Drying of Fermented Fish using Superheated Steam and Hot Air

ณรงก์ อึ้งกิม้วน¹ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์¹ และ สมเกียรติ ปรัชญาวารการ²

Abstract

The objectives of this research were to study the drying kinetics and color change of fermented fish. The colors in terms of L^* , a^* and b^* were determined experimentally. The superheated steam and hot air were used as drying media. The experimental conditions were set up at temperatures of 120 140 and 160 °C, a flow rate of 0.071 m³/s for both drying media. The fermented fish was dried from initial moisture content of 2.4 dry basis to final moisture content of 0.04 dry basis. The experimental results showed that at temperatures of 120 and 140 °C, the drying rate of fermented fish using superheated steam was lower than that using hot air. The drying rate of both drying media was became equal at a temperature of 160 °C. The color of fermented fish dried using the superheated steam was more intense than that using the hot air.

Keywords: Dehydration / Fermented fish / Superheated steam.

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนศาสตร์การอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งและอากาศร้อน แล้วเปรียบเทียบสีของปลาร้าหลังการอบแห้งโดยวัดในรูปของ L^* , a^* และ b^* โดยมีเงื่อนไขการทดลองดังนี้ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดยิ่งและอากาศร้อน 120 140 และ 160 °C อัตราการไหลเชิงปริมาตร 0.071 m³/s ลดความชื้นจาก 2.4 dry basis ให้เหลือความชื้นสุดท้าย 0.04 dry basis จากการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งที่อุณหภูมิ 120 และ 140 °C ต่ำกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และอัตราการอบแห้งที่ได้จากการใช้ตัวกลางทั้งสองมีค่าใกล้เคียงกันที่อุณหภูมิ 160 °C สีของปลาร้าหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งจะเข้มกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

คำนำ

เนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมและผลผลิตทางการเกษตรส่วนใหญ่จะมีความชื้นสูงทำให้ไม่สามารถเก็บรักษาไว้ได้นาน อีกทั้งยังมีราคาตกต่ำเมื่อถึงฤดูเก็บเกี่ยว ดังนั้นวิธีการถนอมอาหารและการแปรรูปผลิตภัณฑ์จึงเป็นทางเลือกหนึ่งสำหรับการแก้ปัญหาดังกล่าวข้างต้น ซึ่งวิธีการหนึ่งที่ได้รับคามนิยมใช้กันเป็นเวลานานแล้วนอกจากการตากแห้งโดยธรรมชาติ ได้แก่ การอบแห้งโดยใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางสำหรับการถ่ายเทความร้อน แต่ปัจจุบันตัวกลางสำหรับการถ่ายเทความร้อนอีกชนิดหนึ่งที่น่าสนใจสำหรับการอบแห้ง คือ ไอน้ำร้อนขวดยิ่ง ซึ่งมีข้อดีหลายประการเมื่อเทียบกับการใช้อากาศร้อน เช่น อัตราการอบแห้งสูงกว่า เมื่ออุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดยิ่งมีค่าสูงกว่าค่า inversion temperature (อิศเรศ, 2543; Iyola *et al.*, 2001; Li *et al.*, 1999) สีของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งเข้มกว่าเมื่อใช้อากาศร้อน (อิศเรศ, 2543) การหดตัวของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งน้อย (Iyola *et al.*, 2001; Li *et al.*, 1999) และไม่เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันขณะทำการอบแห้ง

ปลาร้าเป็นผลิตภัณฑ์พื้นบ้านที่นิยมรับประทานกันอย่างแพร่หลายในหลายพื้นที่ นอกจากนี้ยังสามารถส่งจำหน่ายยังต่างประเทศ ทำรายได้เข้าประเทศได้หลายล้านบาท โดยปลาร้าที่ผลิตในปัจจุบันทำจากปลาหลายชนิด เช่น ปลากะตัก ปลาร่อน ปลานิล ปลาดุก เป็นต้น แต่ปลาร้าที่นิยมรับประทานส่วนใหญ่จะเป็นปลาร้าที่ทำจากปลากะตัก สำหรับงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาวิธีการเพิ่มมูลค่าของปลาร้าให้สูงขึ้นโดยการอบแห้ง

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งปลาร้าและคุณภาพของสีหลัง การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งและอากาศร้อน

อุปกรณ์และวิธีการ

1. อุปกรณ์

เครื่องอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยิ่งที่ใช้ในงานวิจัยนี้ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก ได้แก่ เครื่องกำเนิดไอน้ำ พัดลม อุปกรณ์ให้ความร้อน และห้องอบแห้งแบบจวน ดังรูปที่ 1 เครื่องกำเนิดไอน้ำจะผลิตไอน้ำป้อนเข้าสู่ระบบอบแห้งซึ่งใช้พัดลมช่วย

¹คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยบูรพา อ.เมือง จ.ชลบุรี 20131

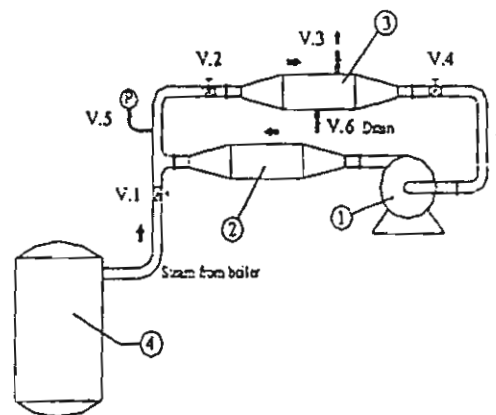
²คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประดิพัทธ์ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

³คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.ประดิพัทธ์ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

การไหลเวียนของไอน้ำร้อนผ่านอุปกรณ์ให้ความร้อน ทำให้ไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดมีอุณหภูมิสูงขึ้นตามต้องการ อุปกรณ์การเก็บข้อมูลในการทดลองได้แก่ เครื่องวัดอุณหภูมิใช้เทอร์โมคัปเปิลชนิด K ต่อกับเครื่องบันทึกข้อมูลที่มีความละเอียด $\pm 0.1^{\circ}\text{C}$ ทำการวัดอุณหภูมิ เข้าและออกจากห้องอบแห้ง และอุณหภูมิของปลาร้าขณะทำการอบแห้ง เครื่องชั่งน้ำหนักที่มีความละเอียด $\pm 0.01\text{ g}$ เครื่องวัดสีอาหาร (Color guide 45/0 ของ บริษัท BYK Gardner) ซึ่งวัดในเทอมของตัวแปร L^* , a^* และ b^* โดย L^* (lightness parameter) แสดงค่าความสว่าง a^* (redness parameter) แสดงค่าสีแดง ส่วน b^* (yellowness parameter) แสดงค่าสีเหลือง

2 วิธีการทดลอง

ในการทดลองอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนจะใช้เงื่อนไขการทดลองดังนี้ อุณหภูมิของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งคือ $120\ 140$ และ 160°C อัตราการไหลของตัวกลางคือ $0.071\text{ m}^3/\text{s}$ สำหรับปลาร้าที่ใช้ทำการทดลองคือปลาร้ากระดี่ มีความชื้นเริ่มต้นประมาณ 65-70% wet basis อบแห้งให้เหลือความชื้นสุดท้ายประมาณ 4% dry basis ในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดจะต้องทำการไล่อากาศออกจากระบบก่อน โดยปล่อยไอน้ำเข้าระบบและเปิดวาล์ว 3 และ 6 ไล่อากาศออกจนหมดจึงปิดวาล์ว 3 และ 6 หลังจากนั้นนำปลาร้าที่ผ่านการชั่งน้ำหนักเริ่มต้นเข้าห้องอบแห้ง และนำปลาร้าออกจากห้องอบแห้งทุกๆ 15 นาที เพื่อหาความชื้น ในขณะที่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะปิดเครื่องกำเนิดไอน้ำ (V.1) และใช้อากาศในระบบเป็นตัวกลางอบแห้ง แล้วทำการทดลองเหมือนการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด



(1) พัดลม; (2) ผลิตไอน้ำไอน้ำร้อน; (3) ห้องอบแห้งแบบพา; (4) เครื่องกำเนิดไอน้ำ; (V) วาล์ว; (P) มาตรวัดความดัน

ภาพที่ 1 ระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด (อิสเรศ, 2543; Moreira, 2001)

ผลและวิจารณ์

การลดลงของความชื้นแสดงในรูปของอัตราส่วนความชื้นไร้หน่วย (Moisture ratio, MR) โดยเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$MR = [M(t) - M_{eq}] / [M_0 - M_{eq}]$$

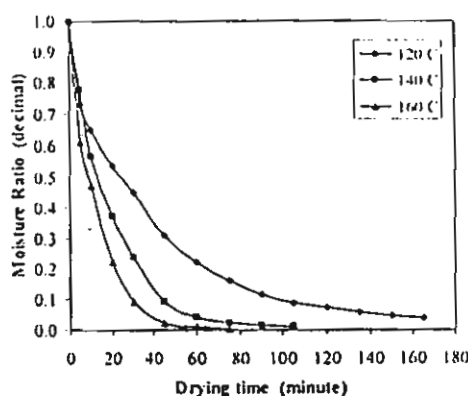
เมื่อ $M(t)$ คือ ความชื้นของปลาร้าที่เวลาใด ๆ, decimal dry basis

M_0 คือ ความชื้นเริ่มต้นของปลาร้า, decimal dry basis

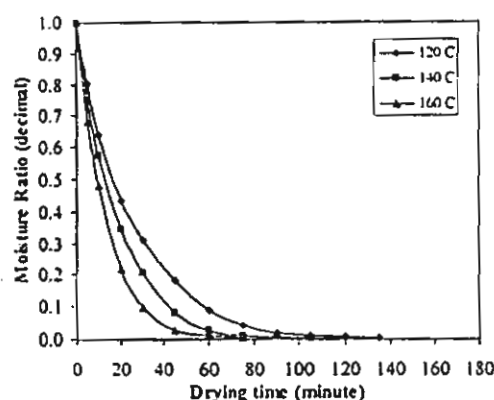
M_{eq} คือ ความชื้นสมดุล, decimal dry basis

เนื่องจากในการวิจัยนี้ใช้อุณหภูมิสูงกว่า 100°C ดังนั้นความชื้นสมดุลของผลิตภัณฑ์ที่ใช้ในการทดลองอาจสมมติได้ว่ามีค่าน้อยมากหรือประมาณเท่ากับศูนย์

1. อิทธิพลของอุณหภูมิของตัวกลางต่อการลดความชื้น



ภาพที่ 2 อิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดต่อการลดความชื้นของปลาร้า



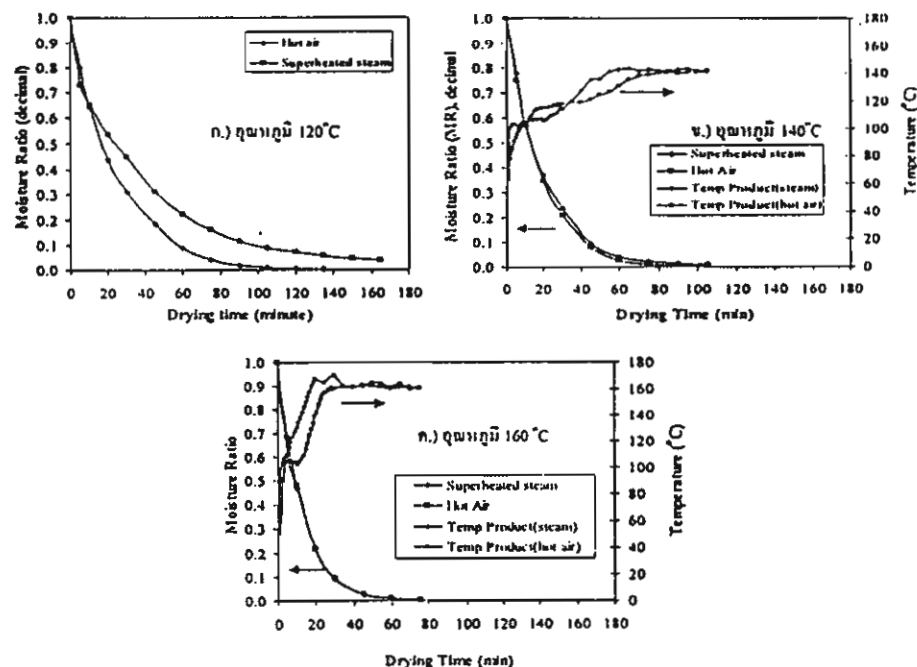
ภาพที่ 3 อิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศร้อนที่มีต่อการลดความชื้นของปลาร้า

จากผลการทดลองอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 120 °C 140 °C และ 160 °C ดังภาพที่ 2 และ 3 พบว่า การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนที่อุณหภูมิสูงสามารถลดความชื้นของปลาร้าได้เร็วกว่าการอบแห้งที่อุณหภูมิต่ำ

จากภาพที่ 2 จะเห็นว่าที่เวลาใดๆ ความแตกต่างของอัตราส่วนความชื้นของการอบแห้งที่อุณหภูมิระหว่าง 120 และ 140 °C จะมากกว่าระหว่าง 140 และ 160 °C เนื่องจากในการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดที่อุณหภูมิ 120 °C จะมีไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดบางส่วนควบแน่นที่ผิวของปลาร้า จึงต้องใช้เวลาในการระเหยน้ำส่วนเกินนี้ทำให้การลดลงของความชื้นของปลาร้าลดลงจึงมีความแตกต่างของอัตราส่วนความชื้นมากขึ้น ในขณะที่การอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะเห็นว่าความแตกต่างนี้มีค่าใกล้เคียงกัน

2. อิทธิพลของตัวกลางที่มีต่อการลดความชื้น

จากการเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 120 °C 140 °C และ 160 °C พบว่าที่อุณหภูมิ 120 °C การอบแห้งด้วยอากาศร้อนสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดมาก ดังภาพที่ 4 ก. และเนื่องจากการเก็บข้อมูลอุณหภูมิปลาร้าเกิดความผิดพลาด จึงไม่สามารถแสดงอุณหภูมิของปลาร้าได้ที่อุณหภูมิ 140 °C อัตราการอบแห้งด้วยอากาศร้อนมีค่าสูงกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดเล็กน้อย และอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนมีค่าเท่ากันที่อุณหภูมิ 160 °C แสดงว่า Inversion Temperature ของการอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนมีค่าประมาณ 160 °C



ภาพที่ 4 การเปรียบเทียบการลดลงของความชื้น เมื่ออบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่ง และอากาศร้อนที่อุณหภูมิต่างๆ

3 สีของปลาร้าหลังการอบแห้ง

ตารางที่ 1 สีของปลาร้าหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งและอากาศร้อน

อุณหภูมิ (°C)	ไอน้ำร้อนขนาดยิ่ง			อากาศร้อน		
	L*	a*	b*	L*	a*	b*
120	26.49	10.04	13.78	22.45	8.53	10.92
140	32.92	11.71	19.25	17.70	6.16	8.66
160	28.59	11.73	17.78	20.14	7.39	10.53

การวัดสีในเทอมของ L*, a* และ b* ของปลาร้าหลังการอบแห้ง จะใช้ปลาร้าที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่ง และอากาศร้อน ที่อุณหภูมิ 120 140 และ 160 °C จนความชื้นสุดท้ายประมาณ 0.04 dry basis จากตารางที่ 1 พบว่า ค่า L*, a* และ b* ของปลาร้าที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งจะสูงกว่าที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน โดยเฉพาะค่าสีแดง จึงทำให้ปลาร้าที่ผ่านการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งมีสีเข้มกว่าที่ผ่านการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และในการอบแห้งด้วยอากาศร้อนที่ทุกๆ อุณหภูมิ จะพบว่าปลาร้าเกิดการไหม้เป็นสีดำ ในขณะที่การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งจะไม่พบว่าการไหม้เลย เนื่องจากในระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งไม่มีออกซิเจนอยู่

สรุป

จากการเปรียบเทียบผลการทดลองอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งและอากาศร้อน พบว่าอัตราการอบแห้งจะสูงขึ้นเมื่ออุณหภูมิของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งสูงขึ้น และที่อุณหภูมิต่ำกว่า 160 °C อัตราการอบแห้งด้วยอากาศร้อนจะสูงกว่าอัตราการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งและมีค่าใกล้เคียงกันที่อุณหภูมิ 160 °C สีของปลาร้าหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งจะเข้มกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน โดยการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่งจะไม่เกิดการไหม้ของปลาร้าขณะอบแห้ง

เอกสารอ้างอิง

- อิทธิพร สุขกิตยา. 2543. การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคพลาสมาด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. สาขาเทคโนโลยีพลังงาน. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- Iyota, H., N. Nishimura, Onuma and T. Nomura. 2001. Drying of Sliced Raw Potatoes in Superheated Steam and Hot Air. *Drying Technology*. 19(7): 1411-1424.
- Li, Y.B., J. Seyed-Yagoobi, G.R. Moreira and R. Yamsaengsung. 1999. Superheated Steam Impingement Drying of Tortilla Chips. *Drying Technology*. 17(1&2): 191-213.
- Moreira, G.R. 2001. Impingement Drying of Foods using Hot Air and Superheated Steam. *Journal of Food Engineering*. 49: 291-295.

สมาคมวิทยาศาสตร์การเกษตรแห่งประเทศไทย
ในพระบรมราชูปถัมภ์

นายกสมาคม

ศาสตราจารย์ ดร.ธีระ ฐิตะบุตร

อุปนายก

ดร.ปราโมทย์ ไม้กลัด

ดร.พงษ์เทพ เจียรนวนนท์

เลขาธิการ

ศ.ดร.อังศุมาลย์ จันทราปัดย์

นางกรพินธุ์ ฤทธิบุตร

เหรัญญิก

นางยุพา มงคลสุข

นางจิราภรณ์ วัฒนะกุล

วารสารวิทยาศาสตร์เกษตร
Agricultural Science Journal

บรรณาธิการ

นิพนธ์ ทวีชัย

กองบรรณาธิการ

ดวงพร สุวรรณกุล

จรัสแท้ ศิริหานิช

ณรงค์ จีงสมานญาติ

วรวิทย์ สิริพลวัฒน์

สายชล เกตุษา

สุภาพร กลิ่นทอง

อนรดา ทองปาน

อำไพวรรณ ภราดรพันธุ์

เจ้าของ

สมาคมวิทยาศาสตร์การเกษตรแห่งประเทศไทยในพระบรมราชูปถัมภ์

ตู้ ปณ. 1070 ปทส. เกษตรศาสตร์ กรุงเทพมหานคร 10903

สำนักงานกองบรรณาธิการ

ภาควิชาโรคพืช ตึกจรัส ชุนทรสิงห์ ชั้น 5 คณะเกษตร

มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์ กรุงเทพฯ 10900

โทร. (02) 5790113 ต่อ 1296, 9428044, 9428349

โทรสาร. (02) 5791026



การพัฒนาเครื่องต้นแบบทำ ความเย็นข้าวเปลือก

เอกภูมิ บุญธรรม
อดิศักดิ์ นาดกรณกุล

คณะพลังงานและวัสดุ
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

สมชาติ ไสภกรณฤทธิ

ราชบัณฑิต สำนักวิทยาศาสตร์

ราชบัณฑิตยสถาน

งานวิจัยนี้เป็นการออกแบบ สร้าง และประเมินสมรรถนะเครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือก ซึ่งสามารถทำความเย็นข้าวเปลือกที่บรรจุในถังจำนวน ๒๕๐ ตัน. ส่วนประกอบหลักของเครื่องต้นแบบประกอบด้วยคอมเพรสเซอร์ขนาด ๑๐ กิโลวัตต์ (kW), เครื่องทำระเหยขนาด ๓๕.๒ กิโลวัตต์, เครื่องควบแน่นขนาด ๔๗ กิโลวัตต์, ขดลวดความร้อนขนาด ๓ กิโลวัตต์ และมอเตอร์พัดลมหลักขนาด ๒.๒๕ กิโลวัตต์, โดยแบ่งการทดลองเป็น ๒ ช่วง คือ ช่วงเริ่มต้นทำความเย็นและช่วงทำความเย็นช้า. ข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเริ่มต้น ๓๗-๓๘°C. และอุณหภูมิสุดท้าย ๒๐-๒๑°C. ทำความเย็นช้าเมื่อข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นถึง ๒๒°C. อัตราการไหลอากาศเย็น ๑,๔๒๘-๑,๔๕๕ ลบ.ม./ชม. อุณหภูมิของอากาศเย็น ๑๗-๑๘.๕°C. และความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๕๗-๖๑. จากการทดลองช่วงเริ่มต้นทำความเย็น พบว่าใช้เวลา ๑๒๐-๑๔๕ ชั่วโมง. ความสามารถในการทำความเย็น ๕๒-๕๐ ตันข้าวเปลือก/วัน ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ ๕.๖๗-๖.๔๖ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก และ COP มีค่าระหว่าง ๓.๖๐-๓.๗๗. จากนั้นเมื่อเวลาผ่านไป ๔๒ วัน อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ยเพิ่มถึง ๒๒°C. จึงทำความเย็นซ้ำอีกครั้งจากการทดลองช่วงทำความเย็นช้า พบว่าใช้เวลา ๓๖ ชั่วโมง ความสามารถในการทำความเย็น ๑๖๖.๗ ตันข้าวเปลือก/วัน ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ ๑.๖๓ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก และ COP มีค่า ๓.๖๖. จากการประเมินค่าใช้จ่ายในงานวิจัยนี้ พบว่ามีค่าใช้จ่ายรวมเท่ากับ ๔๓.๔ บาทต่อตันข้าวเปลือก โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานในการทำความเย็นและทำความเย็นช้า ๓๑.๒๑ บาทต่อตันข้าวเปลือก, ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา ๑.๒๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก และค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่อง ๑๐.๘๗ บาทต่อตันข้าวเปลือก".

คำสำคัญ : การทำความเย็น, การเก็บรักษา, ข้าวเปลือก

ประเทศไทยเป็นประเทศที่ประกอบอาชีพเกษตรกรรมมาเป็นเวลานาน. เกษตรกรส่วนใหญ่มักปลูกข้าวเป็นหลัก. การปลูกข้าวของเกษตรกรในปัจจุบันสามารถปลูกได้ ๒ ช่วงใน ๑ ปี โดยแบ่งการปลูกออกเป็นข้าวนาปี มีการปลูกในช่วงฤดูฝน เก็บเกี่ยวในฤดูแล้ง และข้าวนาปรังมีการปลูกในช่วงฤดูแล้ง เก็บเกี่ยวในฤดูฝน. ข้าวเปลือกที่เก็บเกี่ยวได้ในแต่ละปีมีประมาณ ๒๐ ล้านตัน ซึ่งผลผลิตเหล่านี้นอกจากจะบริโภคในประเทศแล้ว อีกส่วนหนึ่งยังได้ส่งออกทำรายได้ให้กับประเทศ. เนื่องจากผลผลิตข้าวจะมีออกมาตามฤดูเก็บเกี่ยว ในขณะที่การบริโภคและการส่งออกมีตลอดทั้งปี. ดังนั้น จึงจำเป็นต้องมีการเก็บรักษาที่ดีเพื่อรักษาทั้งคุณภาพและปริมาณสำหรับการบริโภคและส่งออก. สิ่งที่แสดงถึงคุณภาพของข้าวเปลือกในทางการค้าคือ ความเหลืองของเมล็ดข้าวหลังการสี ข้าวที่มีเมล็ดเหลืองน้อยหรือไม่มีเลยสามารถขายได้ราคาดีกว่าข้าวที่มีความเหลืองมาก. ตัวแปรที่มี



ผลต่อความเหลืองของเมล็ดข้าวคือ อุณหภูมิและกัมมันตภาพน้ำในอากาศ.

อรรถพร อภิวัฒนากุล^๑ ได้ศึกษาการชะลอความเสียหายของกองข้าวเปลือกขึ้นโดยวิธีการเป่าด้วยอากาศเย็นและอากาศแวดล้อม, ทำการเปรียบเทียบกับกองข้าวเปลือกที่ไม่มีการระบายอากาศ ทดสอบกับข้าวเปลือกความชื้นร้อยละ ๒๒.๒ และ ๒๖.๐ มาตรฐานเปียก, อัตราการไหลของอากาศ ๐.๓๕ ลูกบาศก์เมตร/นาทิลูกบาศก์เมตรข้าวเปลือก. จากการศึกษาพบว่า ถึงแม้ไม่มีการระบายอากาศ อุณหภูมิเฉลี่ยของกองข้าวเปลือกสูงถึง ๓๓ องศาเซลเซียส และ ๔๐ องศาเซลเซียส ตามลำดับ. การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็นทำให้อุณหภูมิเฉลี่ยของกองข้าวเปลือก ลดลงเหลือ ๒๐ องศาเซลเซียส ภายในเวลา ๑ วัน. การระบายอากาศโดยใช้อากาศแวดล้อมทำให้อุณหภูมิเฉลี่ยของกองข้าวเปลือกลดลงใกล้เคียงกับอากาศแวดล้อมภายในเวลา ๑ วัน และพบว่าที่ความชื้นเริ่มต้นร้อยละ ๒๒.๒ มาตรฐานเปียก การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็นให้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวสูงสุด และที่ความชื้นเริ่มต้นร้อยละ ๒๖.๐ มาตรฐานเปียก ทั้ง ๓ วิธีไม่ทำให้เปอร์เซ็นต์ต้นข้าวแตกต่างกัน. คุณภาพหลังการสีในแง่ของความขาว พบว่าการระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็นให้คุณภาพดีที่สุด.

Maier และคณะ^๒ ศึกษาการระบายอากาศในกองข้าวเปลือกโดยใช้อากาศ เย็นและอากาศแวดล้อม โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับข้าว

เปลือก ๑,๐๐๐ ตัน บรรจุในโรงเก็บรักษา (ยุ้ง) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๑๕ เมตร สูง ๑๐ เมตร, อุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือก ๒๗-๒๙ องศาเซลเซียส และร้อยละ ๑๓ มาตรฐานเปียก ตามลำดับ, อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ ๐.๐๕-๐.๕ ลูกบาศก์เมตร/นาทิตันข้าวเปลือก, อุณหภูมิอากาศเย็น ๑๔ องศาเซลเซียส ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๕ โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของ Michl^๓ (โดยสมมุติให้เมล็ดพืชสมดุลกับอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ) ทำนายการเปลี่ยนอุณหภูมิและความชื้นของข้าวเปลือก. จากการศึกษาพบว่า การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น โดยใช้อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ ๐.๑๕ ลูกบาศก์เมตร/นาทิตันข้าวเปลือก สามารถทำให้อุณหภูมิของข้าวเปลือก ลดลงเหลือ ๑๔ องศาเซลเซียส ภายในเวลา ๑๐-๑๔ ชั่วโมง ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงเล็กน้อย, พลังงานที่ใช้ ๗.๔ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก. ในการศึกษาการระบายอากาศโดยใช้อากาศแวดล้อม พบว่าไม่สามารถทำให้อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงถึง ๒๕ องศาเซลเซียส (ทั้งในฤดูฝนและฤดูร้อน). การวิเคราะห์การหดตัวของกองข้าวเปลือกพบว่า ในการระบายอากาศโดยใช้อากาศแวดล้อมในฤดูร้อนจะมีการหดตัวของกองข้าวเปลือกมากกว่าฤดูฝน. สำหรับการระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น พบว่ามีการหดตัวน้อยที่สุด ซึ่งมีค่าเท่ากับร้อยละ ๐.๐๕. การระบายอากาศแวดล้อม

อย่างต่อเนื่องทำให้ข้าวเปลือกหดตัวเท่ากับร้อยละ ๐.๕-๑.๕ และการใช้อากาศแวดล้อมโดยการควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ไม่เกินร้อยละ ๗๕ ทำให้ข้าวเปลือกมีการหดตัวเท่ากับร้อยละ ๑.๒-๒.๑.

Maier^๔ ได้ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการระบายอากาศในกองข้าวเปลือกโดยใช้อากาศเย็นและอากาศแวดล้อม โดยศึกษากับข้าวเปลือกที่บรรจุในยุ้งคอนกรีต จำนวน ๖๐ ยุ้ง แต่ละยุ้งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ๓.๗ เมตร สูง ๑๕.๓ เมตร และยังบรรจุข้าวเปลือกจำนวน ๙๑ ตัน ข้าวเปลือกมีอุณหภูมิและความชื้นเริ่มต้น ๓๘ องศาเซลเซียส และร้อยละ ๑๓ มาตรฐานเปียก ตามลำดับ, อัตราการไหลจำเพาะของอากาศเย็นและอากาศแวดล้อมเท่ากับ ๐.๑ ลูกบาศก์เมตร/นาทิตันข้าวเปลือก. การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น อากาศมีอุณหภูมิ ๑๕ องศาเซลเซียส ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๓. จากการศึกษาพบว่า การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น ทำให้อุณหภูมิลดลงต่ำกว่า ๒๕ องศาเซลเซียส ใช้เวลา ๕๔ ชั่วโมง และอุณหภูมิลดลงถึงประมาณ ๑๔ องศาเซลเซียส ใช้เวลา ๑๒๔ ชั่วโมง นอกจากนี้ ยังพบว่าความแตกต่างของความชื้นและอุณหภูมิของข้าวเปลือกระหว่างชั้นบนกับชั้นล่างแตกต่างกันน้อยมาก และเนื่องจากผลของการทำความเย็นโดยวิธีระเหย (evaporative cooling) ความชื้นเริ่มต้นของข้าวเปลือกสูงได้ถึงร้อยละ ๑๓.๘ มาตรฐานเปียก เพื่อที่จะได้ข้าวเปลือกหลังการ





หาความเย็นมีความชื้นเท่ากับร้อยละ ๑๓.๐ มาตรฐานเปียก.

Chek^๔ ได้ทำการทดลองเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยการระบายอากาศด้วยอากาศเย็น โดยตัวแปรที่ศึกษา คือ อุณหภูมิของกองข้าวเปลือก, คุณภาพหลังการสี และความชื้นเปลี่ยนแปลง. การศึกษาแบ่งออกเป็น ๓ กรณี ดังนี้

๑. ข้าวเปลือกความชื้นร้อยละ ๑๔-๒๐ มาตรฐานเปียก จำนวน ๗๓๐.๐๓ ตัน บรรจุในถัง.

๒. ข้าวเปลือกความชื้นร้อยละ ๑๖-๑๗ มาตรฐานเปียก จำนวน ๒๔๘.๖ ตัน บรรจุในถัง.

๓. ข้าวเปลือกความชื้นร้อยละ ๑๖-๑๗ มาตรฐานเปียก จำนวน ๑๑๒.๔๒ ตัน บรรจุในฉางไม้.

โดยข้าวเปลือกจะถูกเก็บไว้นานประมาณ ๒ เดือน. จากการศึกษาพบว่า ลักษณะการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิภายในกองข้าวเปลือกมีลักษณะคล้ายกันทั้ง ๓ กรณี. ในส่วนของคุณภาพหลังการสี พบว่าทั้ง ๓ กรณีไม่เกิดการเปลี่ยนสีของเมล็ดข้าว. จากการศึกษาวิเคราะห์การเปลี่ยนแปลงพลังงานพบว่า กรณีที่ ๒ สิ้นเปลืองพลังงานน้อยที่สุดเท่ากับ ๑๑.๖ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก. กรณีที่ ๑ สิ้นเปลืองพลังงานเท่ากับ ๒๖.๖ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก. กรณีที่ ๓ สิ้นเปลืองพลังงานมากที่สุดเท่ากับ ๓๑.๕๕ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก และพบว่าการใช้เทคนิคการทำความเย็นร่วมกับการอบแห้ง ช่วยเพิ่มขีดความสามารถในการจัดการการอบแห้งและ

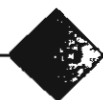
การเก็บรักษาข้าวเปลือกได้.

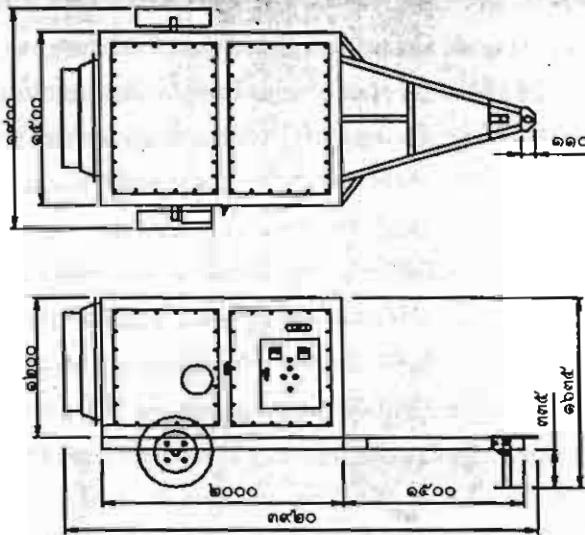
จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา พบว่าการเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยใช้อากาศเย็นมีข้อดีมากกว่าการเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยใช้อากาศแวดล้อม. การเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยใช้อากาศเย็นช่วยให้สามารถเก็บข้าวเปลือกได้เป็นระยะเวลานานโดยไม่ทำให้เกิดการเสื่อมคุณภาพ รวมทั้งมีการสูญเสียมวลแห้งเนื่องจากแมลงและการหายใจน้อย. อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการทำเย็นข้าวเปลือกมีค่าระหว่าง ๑๕-๒๐ องศาเซลเซียส. อุณหภูมิการเก็บรักษาที่ต่ำเกินไปจะทำให้มีค่าใช้จ่ายสูง. ส่วนอุณหภูมิการเก็บรักษาที่สูงเกินไปจะทำให้เกิดความเสียหายต่อการสูญเสียคุณภาพของข้าวเปลือก. จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา พบว่าในประเทศไทยมีการศึกษาการใช้ความเย็นในการเก็บรักษาข้าวเปลือกน้อยมาก. ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบสร้างเครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือกสำหรับศึกษาการทำความเย็นข้าวเปลือก โดยศึกษาระยะเวลาที่ใช้ในการทำความเย็น. นอกจากนี้ ยังได้มีการประเมินสมรรถนะของเครื่องต้นแบบและค่าใช้จ่ายที่ใช้ในการทำความเย็น. เครื่องต้นแบบนี้ออกแบบนี้สามารถทำความเย็นข้าวเปลือกที่บรรจุในถังขนาด ๒๕๐ ตัน และสามารถเคลื่อนย้ายได้โดยง่าย.

อุปกรณ์และวิธีการ

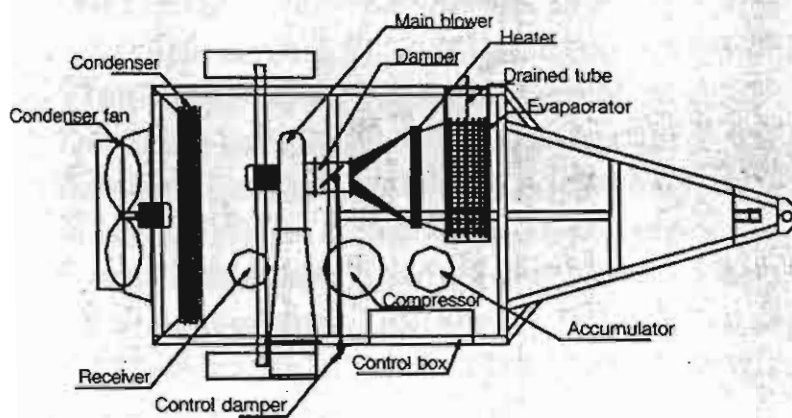
เครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าว

เปลือกที่ออกแบบสร้างประกอบด้วยคอมเพรสเซอร์ขนาด ๑๐ กิโลวัตต์, เครื่องทำระเหยขนาด ๓๕.๒ กิโลวัตต์, เครื่องควบแน่นขนาด ๔๗ กิโลวัตต์, ขดลวดความร้อนขนาด ๓ กิโลวัตต์, พัดลมระบายความร้อนเครื่องควบแน่นขนาด ๗๕๐ วัตต์, พัดลมหลักแบบใบพัดลมโค้งหลังขนาด ๒.๒๔ กิโลวัตต์ (๓ กาลังม้า) ทำความดันสูงสุด ๒.๓๕ kPa, อัตราการไหลสูงสุด ๔๑ CMM โดยมีขนาดภายนอก (รวมรถลาก) ๑.๙ เมตร (กว้าง) × ๓.๙ เมตร (ยาว) × ๑.๖ เมตร (สูง). รายละเอียดดังแสดงในรูปที่ ๑. ในการออกแบบติดตั้งตำแหน่งของพัดลมหลัก จะทำการติดตั้งไว้ในตำแหน่งต่อจากเครื่องทำระเหยและขดลวดความร้อน. เนื่องจากอากาศเมื่อผ่านเครื่องทำระเหยจะมีอุณหภูมิและความชื้นลดลงแต่จะมีผลให้ความชื้นสัมพัทธ์มีค่าสูงขึ้น (~๑๐๐%) ดังนั้น จึงจำเป็นต้องลดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศลงมาให้เท่ากับความชื้นสมดุลของข้าวเปลือกที่จะทำการเป่าเย็น. วิธีการลดความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศเย็นที่ใช้คือ การเพิ่มอุณหภูมิให้แก่อากาศเย็นที่ออกจากเครื่องทำระเหย ซึ่งในการออกแบบต้องการนำความร้อนที่เกิดขึ้นจากพัดลมหลักมาใช้ประโยชน์ในส่วน of ขดลวดความร้อนติดตั้งไว้เพื่อเป็นแหล่งความร้อนเสริมในกรณีที่ความร้อนจากพัดลมไม่เพียงพอต่อการปรับลดความชื้นสัมพัทธ์ของลมเย็นเช่นในเวลากลางคืน ซึ่งในการออกแบบจะควบคุมอุณหภูมิของอากาศเย็นไว้ที่ ๑๗ องศาเซลเซียส ความชื้น





รูปที่ ๑
เครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือก



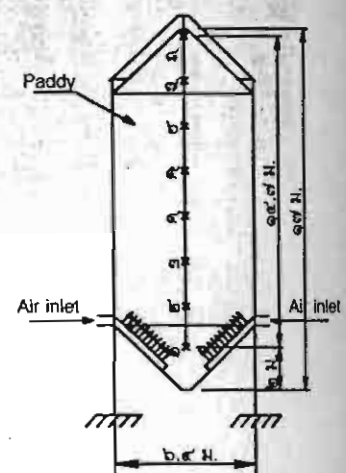
รูปที่ ๒
ตำแหน่งการติดตั้งอุปกรณ์ต่างๆ ของเครื่องทำความเย็น

สัมพัทธ์ร้อยละ ๗๐ รายละเอียดในการติดตั้งตำแหน่งของอุปกรณ์ต่างๆ แสดงในรูปที่ ๒.

ในงานวิจัยนี้ได้ดำเนินการทดลองที่สหกรณ์การเกษตรเมือง

เพชรบุรี จำกัด, ทำการทดลองทำความเย็นข้าวเปลือกจำนวน ๓ การทดลอง โดยทดลองกับข้าวเปลือกความชื้นร้อยละ ๑๔ มาตรฐานเปียกบรรจุในถุงเหล็กจำนวน ๒ ถุง แต่ละ

ถุงบรรจุข้าวเปลือกจำนวน ๒๕๐ ตัน ซึ่งใน ๒ การทดลองแรกเป็นการทดลองการทำความเย็นข้าวเปลือกในถุง ๑ และ ๒ เพื่อหาระยะเวลาที่ใช้ในการทำความเย็นข้าวเปลือกจากอุณหภูมิเฉลี่ยเริ่มต้น ๓๗-๓๘ องศาเซลเซียส จนมีอุณหภูมิสุดท้ายเฉลี่ย ๒๐-๒๑ องศาเซลเซียส. ในการทดลองสุดท้ายเป็นการทดลองการทำความเย็นข้าวเปลือก ๒ เพื่อหาระยะเวลาที่ใช้ในการทำความเย็นข้าวเปลือกโดยเมื่อข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเฉลี่ยเพิ่มขึ้นถึง ๒๒ องศาเซลเซียส จึงทำความเย็นข้าวเปลือกมีอุณหภูมิตดลงเหลือเท่ากับการทำความเย็นในครั้งแรก. นอกจากนี้ ยังได้ทำการทดลองหาอัตราความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในการทำความเย็นและระยะเวลาในการเพิ่มอุณหภูมิข้าวเปลือกจากอุณหภูมิเริ่มต้นเฉลี่ย ๒๐ องศาเซล-



รูปที่ ๓
ตำแหน่งการวัดอุณหภูมิข้าวเปลือกในถุง



ตารางที่ ๑ ผลการทดลองทำความเย็นข้าวเปลือก

รายละเอียด	ยั้ง ๑	ยั้ง ๒	ทำความเย็นซ้ำ ยั้ง ๒
เงื่อนไขของข้าวเปลือก			
ปริมาณข้าวเปลือก (ตัน)	๒๕๒	๒๕๐	๒๕๐
อุณหภูมิเฉลี่ยก่อนการทำความเย็น (°ซ.)	๓๘	๓๗	๒๒
อุณหภูมิเฉลี่ยหลังการทำความเย็น (°ซ.)	๒๑	๒๐	๒๐
เงื่อนไขอากาศเย็น			
อัตราการใช้ไอล (ลบ.ม./ชม.)	๑๕๕๕	๑๕๕๒	๑๕๒๘
อุณหภูมิเฉลี่ย (°ซ.)	๑๘.๕	๑๘.๐	๑๗.๐
ความชื้นสัมพัทธ์เฉลี่ย (%)	๖๑	๖๑	๕๗
เวลาในการทำความเย็น (ชั่วโมง)	๑๕๕	๑๒๐	๓๖
กำลังไฟฟ้าเฉลี่ยที่ให้กับคอมเพรสเซอร์ (กิโลวัตต์)	๑๐.๐๘	๙.๓๕	๘.๕๑
กำลังไฟฟ้าเฉลี่ยทั้งหมด (กิโลวัตต์)	๑๒.๐๗	๑๑.๗๑	๑๑.๒๘
ความสิ้นเปลืองพลังงาน (กิโลวัตต์-ชั่วโมง)	๑๗๕๕.๘	๑๔๑๘.๖	๕๐๖.๓
สมรรถนะเครื่องทำความเย็นข้าวเปลือก			
ความสามารถในการทำความเย็น (ตันข้าวเปลือก/วัน)	๕๒	๕๐	๑๖๖.๗
SEC (กิโลวัตต์-ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก)	๖.๕๖	๕.๖๗	๑.๖๓
COP _r	๓.๖๐	๓.๗๗	๓.๖๖
EER (Btu/hW)	๘.๒๐	๘.๒๐	๗.๙๑
EER (W/W)	๒.๕๐	๒.๕๐	๒.๓๒

เสีย จนมีอุณหภูมิเฉลี่ยเพิ่มขึ้นถึงประมาณ ๒๒ องศาเซลเซียส. ในการอ่านค่าอุณหภูมิข้าวเปลือกในถังจะอ่านจากเครื่องวัดอุณหภูมิที่ติดตั้งมาพร้อมกับถัง โดยจุดวัดอุณหภูมิแต่ละจุดอยู่ห่างกันประมาณ ๒.๑ เมตร รายละเอียดตำแหน่งการวัดอุณหภูมิข้าวเปลือกในถังแสดงดังรูปที่ ๓.

ในการทำงาน อากาศแวดล้อมไหลผ่านเครื่องทำระเหยเพื่อลดอุณหภูมิลง อากาศเย็นหลังเครื่องทำระเหยจะไหลผ่านชุดลดความร้อนเพื่อปรับอุณหภูมิให้ใกล้เคียงกับเงื่อนไขที่ออกแบบ ก่อนที่จะไหลผ่านพัดลมเข้าสู่ถัง.

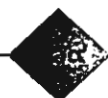
ผลการทดลองและวิจารณ์

เงื่อนไขการทำความเย็น และทำความเย็นซ้ำข้าวเปลือกจำนวน ๒ ถัง และผลจากการทดลอง สรุปไว้ในตารางที่ ๑ และ ๒.

ตารางที่ ๒ สัดส่วนการใช้พลังงานในอุปกรณ์ต่างๆ ของเครื่องทำความเย็นข้าวเปลือก

รายละเอียด	ยั้ง ๑				ยั้ง ๒				ทำความเย็นซ้ำ ยั้ง ๒			
	Power (kW)	Time (h)	Energy (kWh)	%	Power (kW)	Time (h)	Energy (kWh)	%	Power (kW)	Time (h)	Energy (kWh)	%
คอมเพรสเซอร์	๑๐.๐๘	๑๕๕	๑๕๕๕.๕	๘๒.๗	๙.๓๕	๑๒๐	๑๑๒๐.๘	๗๙.๐	๘.๕๑	๓๖	๓๒๐.๘	๗๙.๐
พัดลมหลัก	๑.๓๕	๑๕๕	๑๙๓.๐	๑๑.๐	๑.๗๒	๑๒๐	๒๐๖.๔	๑๕.๕	๑.๗๕	๓๖	๖๒.๖	๑๕.๕
พัดลมคอนเดนเซอร์	๐.๖๕	๑๕๕	๙๓.๖	๕.๓	๐.๖๕	๑๒๐	๗๘	๕.๕	๐.๖๓	๓๖	๒๒.๗	๕.๕
ชุดลดความร้อน*	๓.๐	-	๑๖.๗	๑.๐	๓.๐	-	๑๓.๕	๑.๐	๓.๐	-	๐.๒	๐.๑

* เนื่องจากในระหว่างทำความเย็น ชุดลดความร้อนมีการติด-ต่อ ตลอดเวลา จึงไม่ทราบเวลาทำงานที่แน่นอน. ดังนั้น การหาค่าพลังงานที่ใช้กับชุดลดความร้อน สามารถทำได้โดยนำค่าพลังงานที่อ่านจากมาตรกิโลวัตต์-ชั่วโมง ลบด้วยพลังงานที่ให้กับ คอมเพรสเซอร์, พัดลมหลัก และพัดลมเครื่องควบแน่น





การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกในขณะทำความเย็น

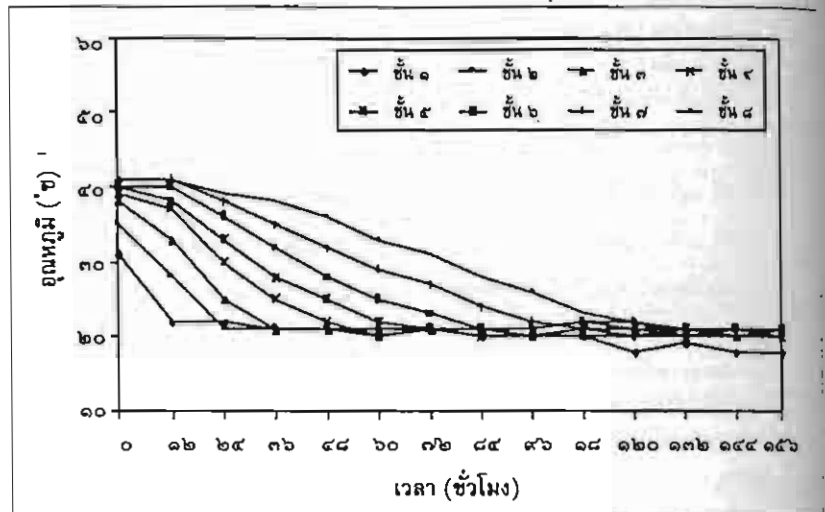
จากการทำความเย็นข้าวเปลือกในถัง ๑ และ ๒ พบว่าอุณหภูมิเริ่มต้นของข้าวเปลือกระหว่างชั้นบนกับชั้นล่างแตกต่างกันประมาณ ๑๐ องศาเซลเซียส และเมื่อทำความเย็นผ่านไป ๑๔๔ ชั่วโมงและ ๑๒๐ ชั่วโมง ตามลำดับ อุณหภูมิข้าวเปลือกระหว่างชั้นบนกับชั้นล่างแตกต่างกันประมาณ ๒-๓ องศาเซลเซียส. จากการทำความเย็นซ้ำถัง ๒ พบว่าขณะเริ่มต้นอุณหภูมิข้าวเปลือกด้านบนสุดมีอุณหภูมิประมาณ ๓๒ องศาเซลเซียส ซึ่งมีอุณหภูมิสูงกว่าชั้นอื่นๆ มาก. จากนั้นเมื่อใช้เวลาในการทำความเย็นผ่านไปประมาณ ๓๖ ชั่วโมง ข้าวเปลือกด้านบนสุดมีอุณหภูมิลดลงใกล้เคียงกับอุณหภูมิข้าวเปลือกในชั้นอื่นๆ. เมื่อทำความเย็นต่อไป พบว่าอุณหภูมิของข้าวเปลือกไม่แตกต่างจากเดิมมากนัก. ดังนั้น จะเห็นว่าในการทำความเย็นซ้ำถ้าใช้เวลานานเกินไปจะไม่มีผลทำให้อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงมากไปกว่าเดิม แต่จะทำให้สิ้นเปลืองพลังงานโดยไม่จำเป็น. และจากทั้ง ๓ การทดลอง พบว่าในขณะเริ่มต้นทำความเย็นข้าวเปลือกจะมีอุณหภูมิต่ำๆ ลดลง โดยชั้นที่มีอุณหภูมิลดลงก่อนคือชั้นล่างสุด. จากนั้นชั้นถัดไปจะมีอุณหภูมิลดลงตามลำดับ เนื่องจากข้าวเปลือกชั้นล่างๆ อยู่ใกล้ทางเข้าของลมเย็นมากกว่าชั้นที่อยู่ด้านบน จึงทำให้อุณหภูมิข้าวเปลือกในชั้นที่อยู่ใกล้ทางเข้าของลมเย็นมีอุณหภูมิลดลงเรื่อยๆ จนสมดุลกับอุณหภูมิ

ของลมเย็นเข้า ส่งผลให้อุณหภูมิของลมเย็นขาออกมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิของลมเย็นขาเข้าชั้นนั้นๆ. จากนั้นลมเย็นที่ออกจากชั้นข้าวเปลือกชั้นล่างจะผ่านไปยังชั้นข้าวเปลือกชั้นถัดไป และจะเกิดปรากฏการณ์เช่นเดิมต่อไปจนถึงชั้นบนสุด ดังแสดงไว้ในรูปที่ ๔, ๕ และ ๖.

ในรูปที่ ๔, ๕ และ ๖.

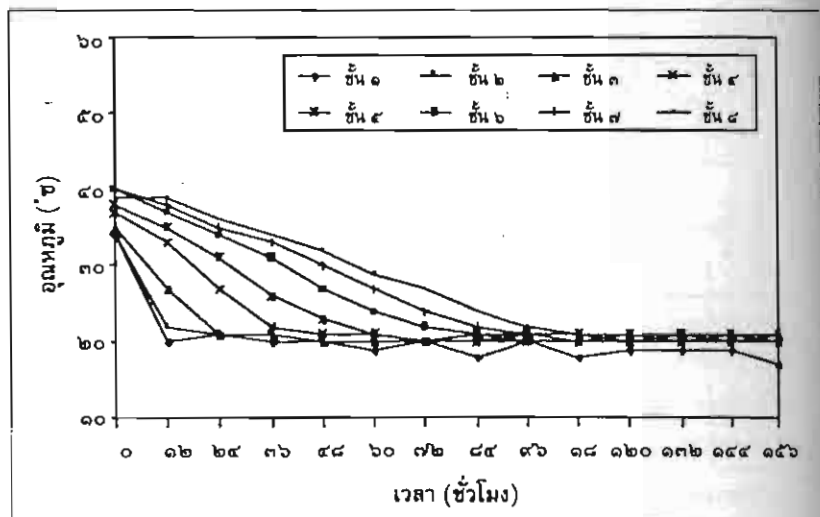
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะหยุดทำความเย็น

หลังจากทำความเย็นข้าวเปลือกจนมีอุณหภูมิตามต้องการแล้วหยุด



รูปที่ ๔

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะทำความเย็นถัง ๑



รูปที่ ๕

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะทำความเย็นถัง ๒



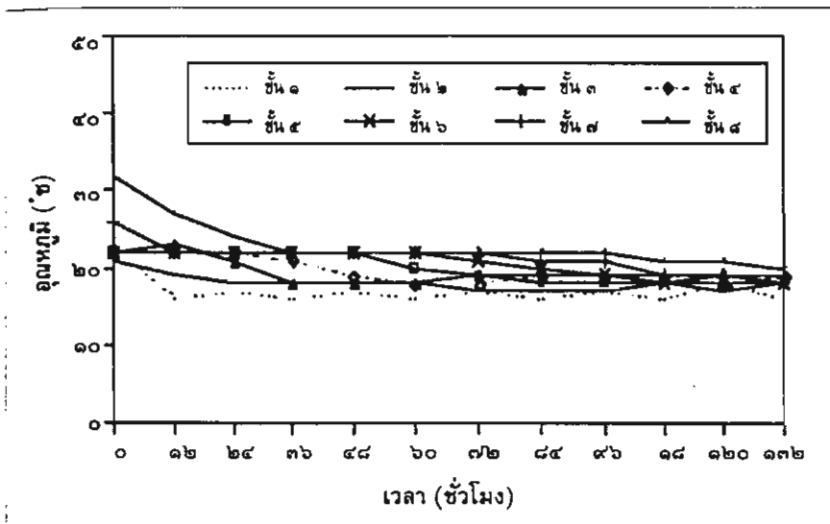
เครื่องทำความเย็นและทิ้งข้าวเปลือกไว้ในถังโดยไม่ต้องมีการระบายอากาศ. จากการบันทึกอุณหภูมิข้าวเปลือกในถังที่เพิ่มขึ้น จากข้อมูลอุณหภูมิข้าวเปลือกที่เพิ่มขึ้นแสดงในรูปที่ ๗ และ ๘ พบว่าเมื่อเวลาผ่านไป ๔๒ วัน อุณหภูมิของข้าวเปลือกชั้นที่ ๑ ถึงชั้นที่ ๗

ของทั้ง ๒ ยังมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นเล็กน้อย แต่ข้าวเปลือกในชั้นบนสุดมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วง ๗-๑๐ วันแรกนับจากหยุดทำความเย็น. จากนั้นอุณหภูมิจะคงที่ประมาณ ๓๒

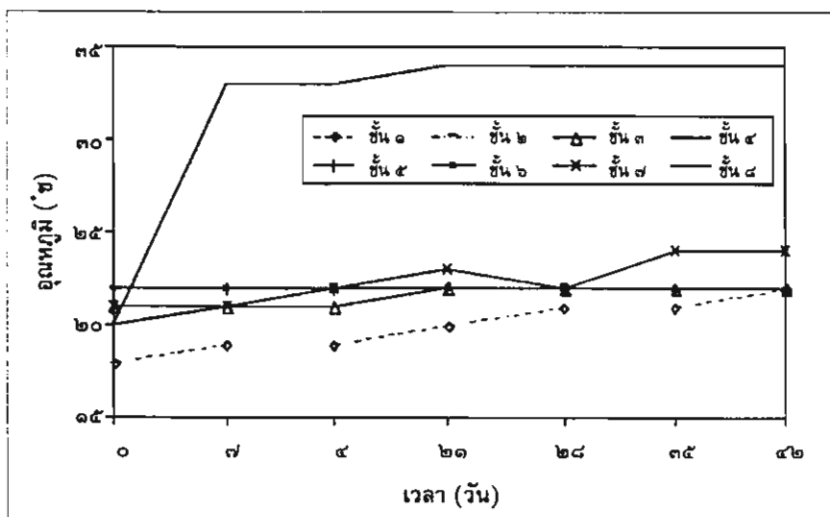
องศาเซลเซียส. เนื่องจากข้าวเปลือกบริเวณด้านบนสุดจะได้รับความร้อนจากการแผ่รังสีของดวงอาทิตย์ที่หลังคาและผนังของถังซึ่งเป็นโลหะดูดกลืนไว้และถ่ายเทความร้อนมาให้แก่ข้าวเปลือก ประกอบกับลักษณะของกองข้าวเปลือกในถังด้านบนมีลักษณะเป็นรูปกรวยคว่ำมีจุดวัดอุณหภูมิฝังอยู่บริเวณยอดแหลมของกอง (จุดที่ ๘) ซึ่งเป็นตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่ไม่เหมาะสม.

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศขณะทำความเย็น

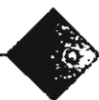
จากการทำความเย็นข้าวเปลือกในถัง ๑ และ ๒ พบว่าอุณหภูมิของลมเย็นที่ออกจากเครื่องทำระเหยต่ำกว่าอุณหภูมิแวดล้อมประมาณ ๒๐ องศาเซลเซียส, อุณหภูมิลมเย็นออกจากเครื่องมีอุณหภูมิประมาณ ๑๕-๑๗ องศาเซลเซียส, ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๕-๗๕ และลมเย็นก่อนเข้าถังมีอุณหภูมิประมาณ ๑๘-๒๐ องศาเซลเซียส, ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๐-๗๐ อุณหภูมิของลมเย็นก่อนเข้าไซโลมีอุณหภูมิสูงกว่าที่ออกแบบไว้ เนื่องจากการทำความเย็นข้าวเปลือกในถัง ๑ และ ๒ ได้ทำการปรับอุณหภูมิของลมเย็นที่ออกจากเครื่องไว้ที่ ๑๖ องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับที่ออกแบบไว้ เมื่อลมเย็นไหลไปตามท่อลมในตอนกลางวันอุณหภูมิอากาศแวดล้อมมีค่าสูงกว่าลมเย็นในท่อมักทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนสู่ลมเย็นส่งผลให้อุณหภูมิของลมเย็นเพิ่มสูง



รูปที่ ๒
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะทำความเย็นถัง ๒



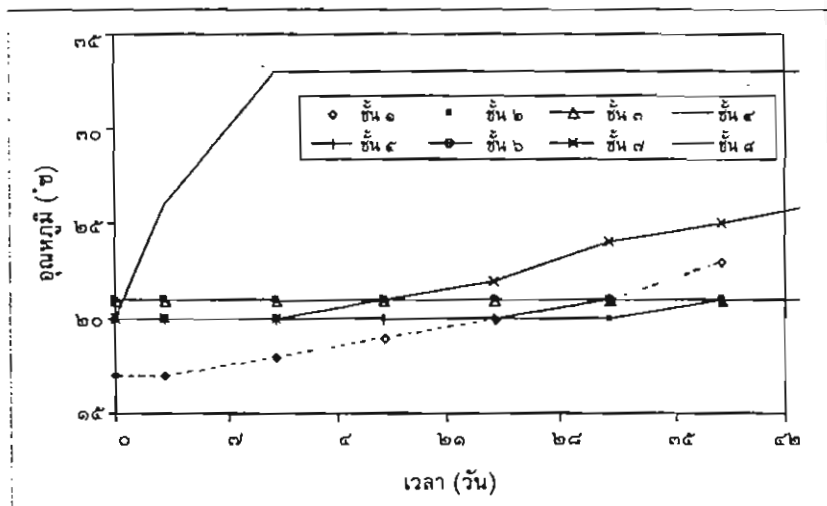
รูปที่ ๓
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิข้าวเปลือกในถัง ๑ ขณะหยุดทำความเย็น





ขึ้นมาก. ด้วยเหตุนี้ในการทำความเย็น
เข้ายัง ๒ ได้ทำการปรับลดอุณหภูมิ
ของลมเย็นที่ออกจากเครื่องลงเหลือ
๑๔ องศาเซลเซียส พบว่าอุณหภูมิ
ของลมเย็นที่ออกจากเครื่องมีอุณหภูมิ
ประมาณ ๑๓-๑๕ องศาเซลเซียส.

ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๕-๗๐ และ
อุณหภูมิของลมเย็นก่อนเข้ายังมีอุณหภูมิ
ประมาณ ๑๖-๑๘ องศาเซลเซียส,
ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๕๕-๖๐ ซึ่ง
มีอุณหภูมิที่ใกล้เคียงกับความต้องการ
ดังแสดงในรูปที่ ๙, ๑๐ และ ๑๑.

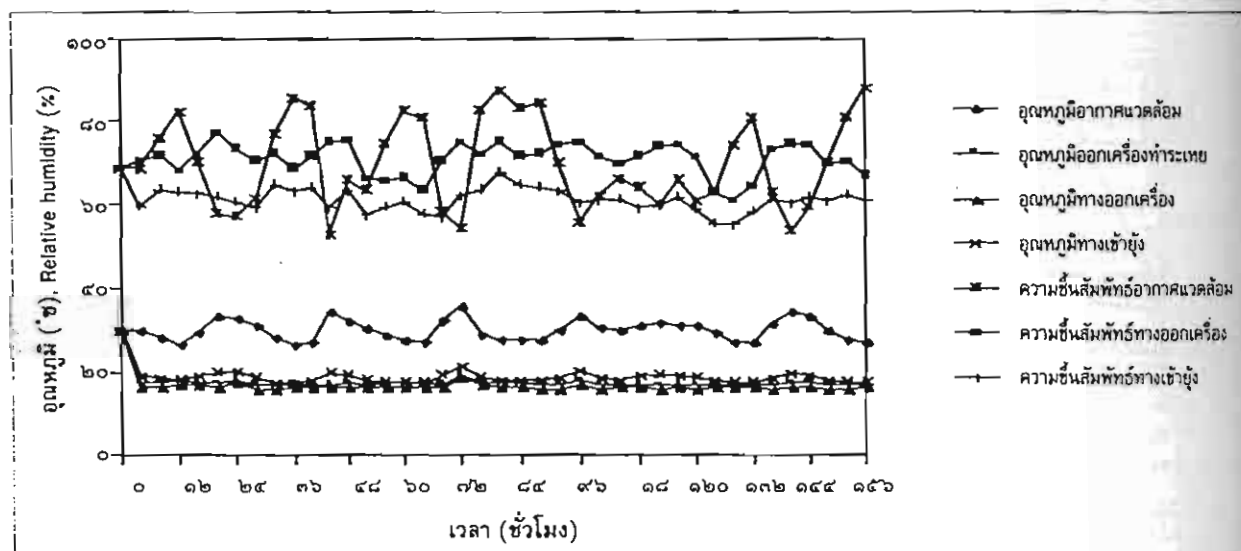


รูปที่ ๙

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศเป่าในยัง ๒ ขณะหยุดทำความเย็น

การเปลี่ยนแปลงความชื้นของ ข้าวเปลือก

จากทั้ง ๓ การทดลองพบว่า
ความชื้นสมดุลของลมเย็นกับข้าว
เปลือกมีค่าประมาณร้อยละ ๑๒-๑๒.๕
มาตรฐานเปียก แสดงให้เห็นว่า สภาพ
ของลมเย็นที่เข้ายังอาจจะมิส่งผลให้
ความชื้นของข้าวเปลือกหลังจากทำ
ความเย็นมีค่าลดลง ดังแสดงในรูปที่
๑๒ และจากการเก็บตัวอย่างข้าว
เปลือกจากยังในระดับความลึกต่างๆ
เพื่อนำมาหาค่าความชื้น พบว่า ความ
ชื้นเฉลี่ยของข้าวเปลือกในยังมีค่า
ประมาณร้อยละ ๑๒.๘ มาตรฐาน
เปียก ซึ่งต่ำกว่าร้อยละ ๑๔ มาตรฐาน
เปียก, แต่ไม่สามารถระบุได้ว่าเกิด
จากผลของการทำความเย็นหรือไม่
เนื่องจากในการทดลองไม่สามารถ
เก็บตัวอย่างข้าวเปลือกก่อนทำความ
เย็นได้.



รูปที่ ๑๐

อุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศขณะทำความเย็นยัง ๑

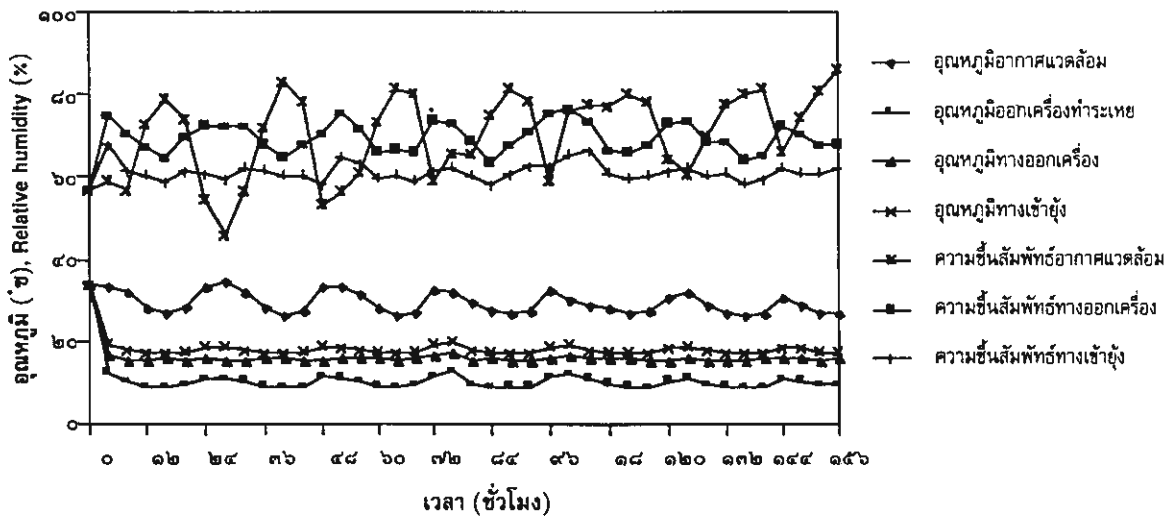


สมรรถนะของเครื่องทำความเย็น

จากตารางที ๑ แสดงข้อมูลผลการทดลองทำความเย็นข้าวเปลือกพบว่าในการทำความเย็นข้าวเปลือก

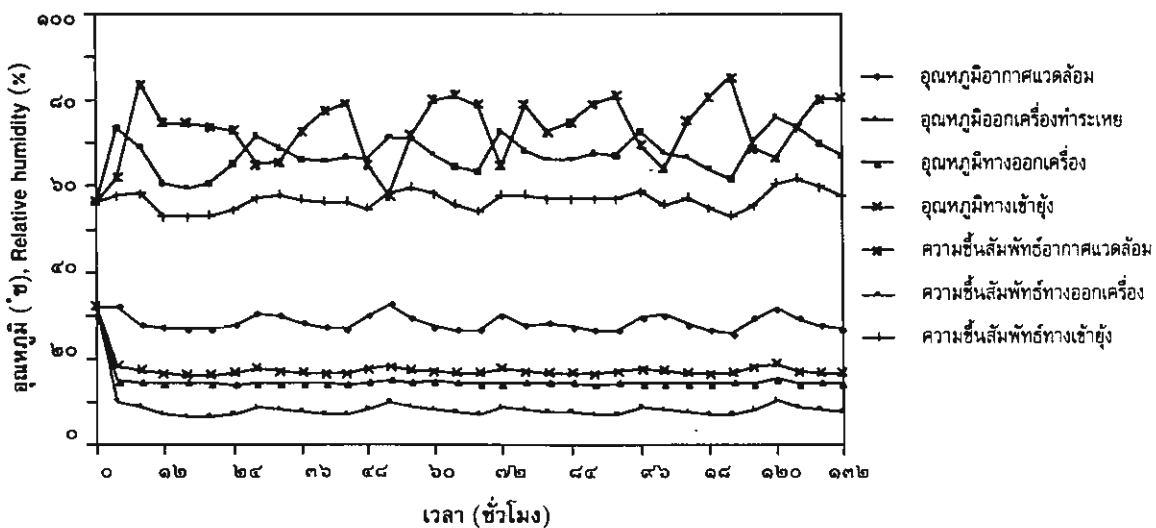
๑ มีค่าต่ำกว่าอีก ๒ การทดลอง เนื่องจากการทำความเย็นข้าวเปลือกยัง ๑ มีลมจากภายนอกมาปะทะกับลมที่ระบายความร้อนเครื่องควบแน่น จึงทำให้ความร้อนที่เครื่องควบแน่น

ระบายออกไม่ดีพอ, ทำให้อุณหภูมิและความดันของสารทำความเย็นในเครื่องควบแน่นเพิ่มสูงขึ้น, ส่งผลให้พลังงานที่ใช้ในเครื่องอัดไอเพิ่มสูงขึ้น. ดังนั้น ในการทดลองทำความเย็นข้าว



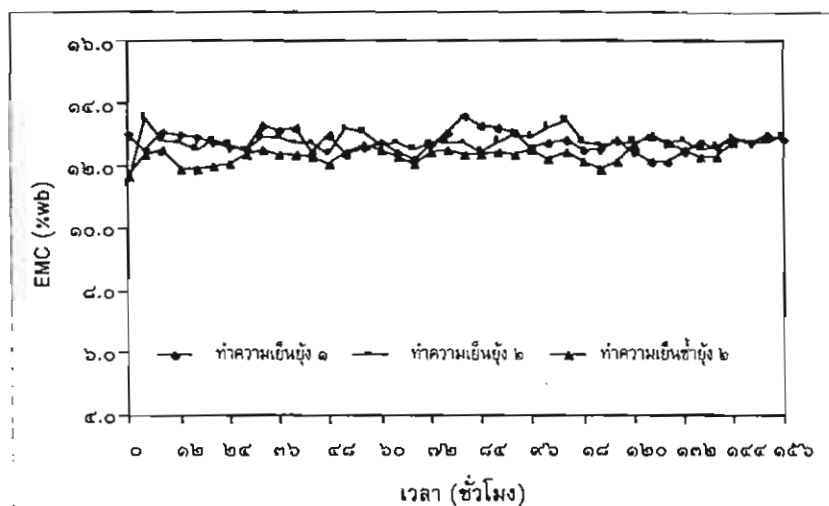
รูปที ๑๐

อุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศขณะทำความเย็นยัง ๒



รูปที ๑๑

อุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศขณะทำความเย็นข้าวยัง ๒



รูปที่ ๑๒

การเปลี่ยนแปลงความชื้นสัมพัทธ์ของข้าวเปลือกขณะทำความเย็น

เปลือกยั้ง ๒ และการทำความเย็นข้าวยั้ง ๒ จึงได้ติดตั้งที่บังลมเพื่อป้องกันลมภายนอกมาปะทะกับลมที่ระบายความร้อนออกจากเครื่องควบแน่นพบว่ามีความสูงขึ้น, และจากทั้ง ๓ การทดลอง พบว่าค่า EER เครื่องทำความเย็นข้าวเปลือกมีค่าต่ำกว่าเครื่องทำความเย็นโดยทั่วไป (EER - ๑๐ Btu/h/W) เนื่องจากในการทำความเย็นข้าวเปลือกมีความดันสูญเสียมากกว่าเครื่องทำความเย็นโดยทั่วไปมาก ส่งผลให้เครื่องทำความเย็นข้าวเปลือกต้องใช้พลังงานในพัดลมหลักมากกว่าเครื่องทำความเย็นโดยทั่วไปมาก และยังพบว่าสัดส่วนพลังงานที่ใช้ในขดลวดความร้อนมีค่าน้อยมากเมื่อเทียบกับพลังงานที่ใช้ในอุปกรณ์อื่น เนื่องจากในขณะเครื่องทำความเย็นทำงานขดลวดความร้อนจะทำงานติด-ต่อเป็นช่วง ๆ โดย

เฉพาะในช่วงเวลากลางวันขดลวดความร้อนแทบจะไม่มีการทำงานแต่อุปกรณ์อื่นจะทำงานตลอดเวลา. สัดส่วนการใช้พลังงานในอุปกรณ์ต่างๆ ของเครื่องทำความเย็นข้าวเปลือก (ตารางที่ ๒) ส่วนใหญ่จะอยู่ที่คอมเพรสเซอร์, รองลงมาคือ พัดลมหลัก, พัดลมเครื่องควบแน่น และขดลวดความร้อนตามลำดับ. พลังงานที่จ่ายให้กับขดลวดความร้อนมีค่าน้อยที่สุดประมาณร้อยละ ๑ ของพลังงานที่จ่ายให้กับอุปกรณ์ทั้งหมด.

การประเมินค่าใช้จ่าย

สำหรับเงื่อนไขในการประเมินค่าใช้จ่ายในการทำความเย็นรายละเอียดแสดงในตารางที่ ๓. จากการประเมินค่าใช้จ่ายในการทำความเย็นและทำความเย็นข้าวจึง พบว่าค่าใช้จ่ายรวมในการทำความเย็นเท่ากับ ๔๓.๔

บาทต่อตันข้าวเปลือก โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานในการทำความเย็นและทำความเย็นข้าวก่อนเก็บ ๓๑.๒๑ บาทต่อตันข้าวเปลือก ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาเท่ากับ ๑.๒๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก และค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องเท่ากับ ๑๐.๘๘ บาทต่อตันข้าวเปลือก.

สรุปผลการทดลอง

เครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือกที่ได้ออกแบบสามารถทำความเย็นข้าวเปลือกได้จำนวน ๒๕๐ ตัน และสามารถเคลื่อนย้ายได้. จากการทดสอบเครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือก พบว่า

๑. ช่วงการทำความเย็นเริ่มต้นใช้เวลา ๑๒๐-๑๔๔ ชั่วโมง โดยใช้อัตราการไหลของอากาศ ๑,๕๔๕-๑,๕๕๒ ลูกบาศก์เมตร/ชั่วโมง, อุณหภูมิอากาศเย็นที่ให้อยู่ในช่วง ๑๘-๑๘.๕ องศาเซลเซียส, ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๑, อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ยเริ่มต้น ๓๗-๓๘ องศาเซลเซียส, อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ยสุดท้าย ๒๐-๒๑ องศาเซลเซียส.

๒. หลังจากข้าวเปลือกเย็นแล้วสามารถเก็บไว้ได้นาน ๔๒ วัน โดยไม่ต้องมีการระบายอากาศ โดยข้าวเปลือกจะมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นประมาณ ๒ องศาเซลเซียส.

๓. ช่วงการทำความเย็นข้าวก่อนเก็บใช้เวลา ๓๖ ชั่วโมง โดยใช้อัตราการไหลของอากาศ ๑,๕๒๘ ลูกบาศก์เมตร/ชั่วโมง, อุณหภูมิอากาศเย็นที่ให้อยู่



ตารางที่ ๓ เงื่อนไขในการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายการทำความเย็น

เงื่อนไข	ปริมาณ
ค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องทำความเย็น	๑๖๖,๐๕๓ บาท
ไซโลบรรจุข้าวเปลือก ๒๕๐ ตัน	จำนวน ๘ ไซโล
ความชื้นข้าวเปลือก	ร้อยละ ๑๔ มาตรฐานเปียก
อุณหภูมิข้าวเปลือกเริ่มต้น	๓๕ องศาเซลเซียส
อุณหภูมิข้าวเปลือกสุดท้าย	๒๐ องศาเซลเซียส
ทำความเย็นครั้งละ	๑ ไซโล
สภาวะอากาศที่ใช้ทำความเย็น	
อุณหภูมิ	๑๗ องศาเซลเซียส
ความชื้นสัมพัทธ์	ร้อยละ ๗๐
ระยะเวลาในการทำทำความเย็น	๑๒๐ ชั่วโมงต่อไซโลต่อครั้ง
ระยะเวลาหยุดเครื่องก่อนทำความเย็นซ้ำ	ใช้เวลา ๕๒ วัน
ทำความเย็นซ้ำเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นถึง	๒๒ องศาเซลเซียส
ระยะเวลาในการทำทำความเย็นซ้ำ	๓๖ ชั่วโมงต่อไซโลต่อครั้ง
ระยะเวลาในการเก็บข้าวเปลือกครั้งละ	๖ เดือน
ใน ๑ ปีเก็บข้าวจำนวน	๒ ครั้ง
อัตราการใช้ไฟฟ้าชั่วโมงละ	๑๑.๘๒ กิโลวัตต์-ชั่วโมง
อัตราดอกเบี้ยเงินกู้	ร้อยละ ๑๒
ค่าบำรุงรักษาเครื่องทำความเย็น	ร้อยละ ๓ ของต้นทุนสร้างเครื่อง
อายุการใช้งานของเครื่อง	๕ ปี
มูลค่าซากของเครื่องทำความเย็น	ร้อยละ ๑๐ ของต้นทุนสร้างเครื่อง
ค่าพลังงานไฟฟ้า	๒.๕ บาทต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง

มีค่าใช้จ่ายรวมในการทำทำความเย็นเท่ากับ ๕๓.๔ บาทต่อตันข้าวเปลือก โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานเท่ากับ ๓๑.๒๑ บาทต่อตันข้าวเปลือก, ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาเท่ากับ ๑.๒๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก และค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องเท่ากับ ๑๐.๘๗ บาทต่อตันข้าวเปลือก.

กิตติกรรมประกาศ

สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยสนับสนุนด้านการเงิน, บริษัท ไรซ์ เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ให้ความร่วมมือในการดำเนินการสร้างและติดตั้งเครื่องทำความเย็น, และสหกรณ์การเกษตรเมืองเพชรบุรี จำกัด ได้ให้ความอนุเคราะห์ใช้สถานที่ในการติดตั้งและทดสอบเครื่องทำความเย็น.

องศาเซลเซียส, ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๕๗, อุณหภูมิข้าวเปลือกเริ่มต้น ๒๒ องศาเซลเซียส, อุณหภูมิข้าวเปลือกเฉลี่ยสุดท้าย ๒๐ องศาเซลเซียส.

๔. การวิเคราะห์สมรรถนะของเครื่องทำความเย็น

๔.๑ ช่วงการทำความเย็นเริ่มต้น พบว่ามีความสามารถในการทำความเย็น ๔๒-๕๐ ตันข้าวเปลือก/วัน, ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ ๕.๖๗-๖.๘๖ กิโลวัตต์-ชั่วโมง/ตันข้าว

เปลือก, สัมประสิทธิ์สมรรถนะ ๓.๖๐-๓.๗๗ และค่า EER ๘.๒๐ Btu/h/W (๒.๔๐ W/W).

๔.๒ ช่วงการทำความเย็นซ้ำ พบว่ามีความสามารถในการทำความเย็น ๑๖๗ ตันข้าวเปลือก/วัน, ความสิ้นเปลืองพลังงานจำเพาะ ๑.๖๓ กิโลวัตต์-ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก, สัมประสิทธิ์สมรรถนะ ๓.๖๖ และค่า EER ๗.๘๑ Btu/h/W (๒.๓๒ W/W).

๕. การวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายพบว่า

เอกสารอ้างอิง

๑. อรรถพร อภิวัฒนากุล. การชะลอความเสียหายของกองข้าวเปลือกชื้นโดยการระบายอากาศ, วิทยานิพนธ์ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมอาหาร มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, ๒๕๓๘: ๗๒-๘.
๒. Maier DE, Bakker-Arkema FW, Ilangatilake SG. Ambient and chilled paddy aeration under Thai condition, Agricultural Engineering J 1993; 2(1&2): 15-33.

FLUIDISED BED GRAIN DRYING

Somchart Soponronnarit

1. INTRODUCTION

The fluidised bed grain dryer is now fully commercialized in several countries. Its potential is great especially for high moisture grains such as paddy, parboiled rice, maize and soybean. Its energy consumption is relatively low while grain quality is maintained. In this chapter, the research and development effort on fluidised bed grain drying in Thailand is described, starting with an experimental batch dryer and culminating with a commercial continuous-flow dryer. A mathematical model of the fluidised bed grain drying system is also described.

It has been suggested that high moisture paddy should be dried quickly to approximately 23% moisture content (dry basis¹) then subjected to ambient air drying in storage (Soponronnarit et al 1994; Driscoll and Srzednicki 1991). Following two-stage drying, cost and product quality appear to be optimised. During the first stage, fluidised bed drying is an alternative to conventional hot-air drying. Its advantages are: (1) uniform product moisture content, and thus high drying air temperature can be employed but with less overdried grain; (2) high drying capacity due to better heat and mass transfer; (3) a much smaller drying chamber and thus a significantly lower initial cost; and (4) significant spin-off in terms of increasing head rice yield and potential for producing aging rice.

Sutherland and Ghaly (1992) were probably the first to investigate the feasibility of using fluidisation technique for paddy drying. Experimental results showed that the head yield was 58-61% when paddy was dried from 28.2 to 20.5% but was 15-24% when the

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

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

Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) have reviewed the research and development work on fluidised bed drying of grain, and conducted both experimental and simulation studies on batch fluidised bed drying of paddy. Soponronnarit et al. (1996a) described the development of a cross-flow fluidised bed paddy dryer with a capacity of 200 kg/hour (Fig. 1). Experimental results showed that final moisture content of paddy should not be lower than 23% if quality in terms of both whiteness and head yield were to be maintained. Drying air temperature was 115°C. Simulation results indicated that the appropriate operating parameters should be as follows: air speed, 2.3 m/s; bed thickness, 10 cm; and fraction of air recycled of 0.8. With these conditions, energy consumption was close to the minimum, while drying capacity was near maximal. In this study, moisture of paddy was reduced from 30 to 24%. Following the success of the development of the cross-flow fluidised bed paddy dryer, Rice Engineering Supply Co. Ltd., a private company in Thailand, showed interest in collaborating in the development of a prototype with a capacity of approximately 1 t/h (Soponronnarit et al. 1995). The prototype is shown diagrammatically in Figure 2. It comprises a drying section, a 7.5 kW backward curved blade centrifugal fan, a diesel fuel-oil burner, and a cyclone. The bed length, width and height of the drying section are 1.7, 0.3 and 1.2 m, respectively. The depth of the paddy bed is controlled by a weir. Paddy is fed in and out by rotary feeders. In operation, hot air (temperature controlled by thermostat) is blown into the drying section through a perforated steel sheet floor. The air and grain flows are perpendicular to each other. A small portion of the air leaving the drying chamber is vented to the atmosphere, while the remainder, after cleaning in a cyclone, is recycled to the dryer, mixed with ambient air and reheating to the desired temperature, respectively. The feed rate of paddy can be varied from less than 1 t/hour to more than 1.5 t/hour. More detail is given in Yapha (1994). Experimental results showed that the unit operated efficiently and yielded high product quality in terms of head yield and whiteness. In reducing the moisture content from 45 to 24% using air temperature of 100-120°C, fraction of air recycled of 0.66, specific airflow rate of 0.05 kg/s/kg dry matter, superficial air velocity of 3.2 m/s, and bed depth of 0.1 m, total primary energy consumption was 2.32 MJ/kg of water evaporated, of which 0.35 was primary energy from electricity (electrical energy multiplied by 2.6) and 1.79 was primary energy in terms of heat energy.

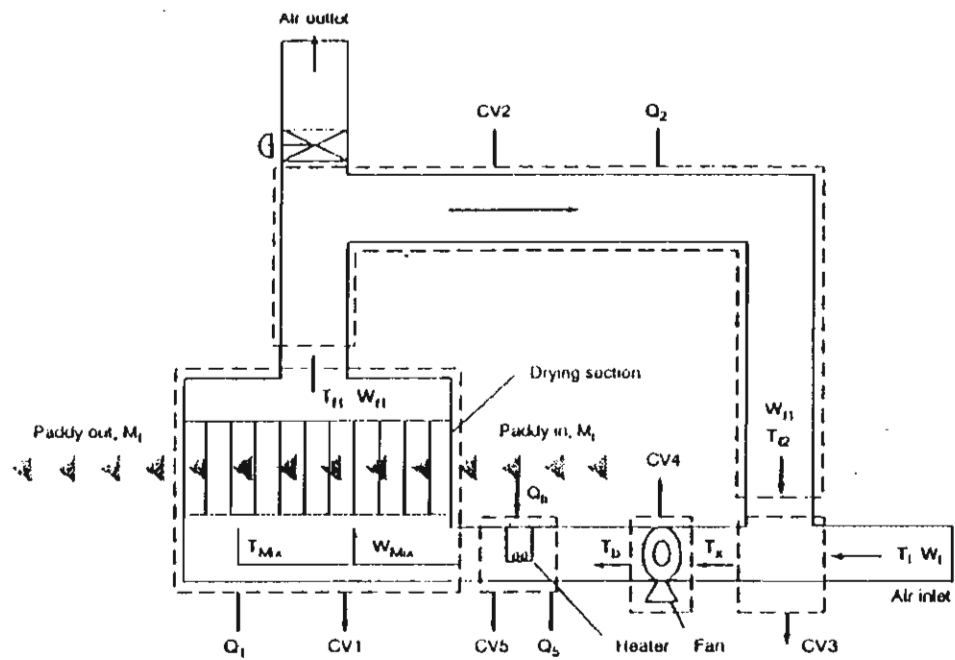


Figure 1 Control volumes of continuous cross-flow fluidised bed drying system:
 ← air flow; T, temperature; W, humidity ratio; M, grain moisture content;
 Q, heat; CV, control volume

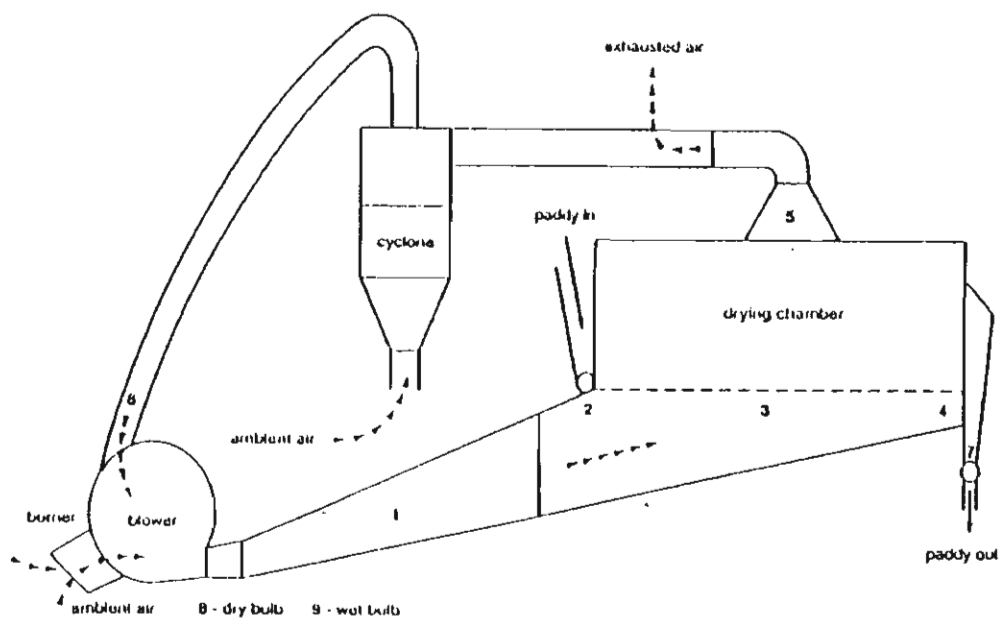


Figure 2 Schematic of the fluidised bed paddy dryer

As a result of the success of the prototype, commercial fluidised bed paddy dryers with capacities of 5 and 10 t/h as shown in Figure 3 are now available. More than 90 such units have been sold since the beginning of 1995. The fluidised bed dryer is mainly composed of a drying chamber, a backward curved blade centrifugal fan, a burner using diesel oil or fuel oil for heating air, and a cyclone. A cyclonic rice husk furnace is now available commercially.

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

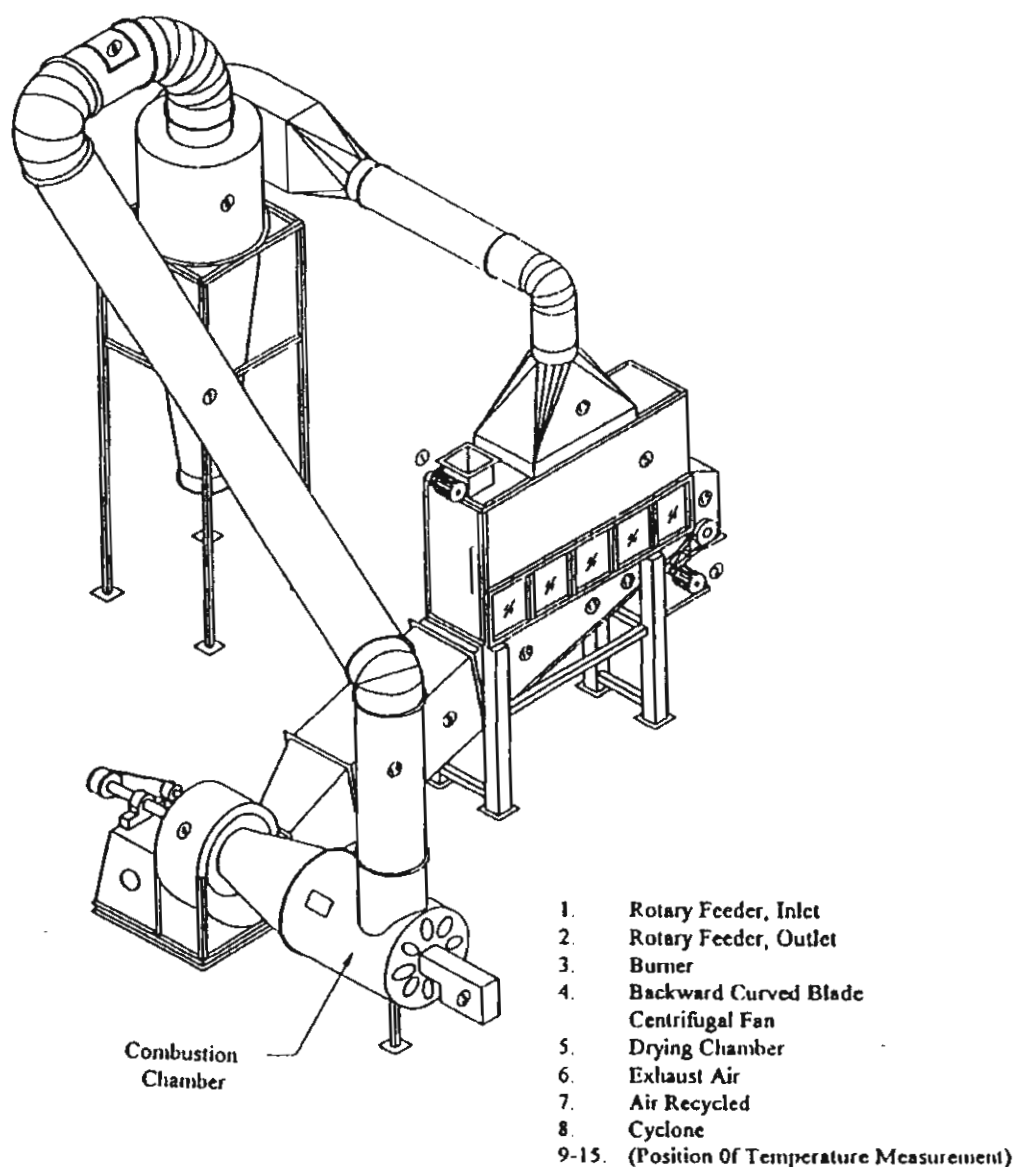


Figure 3 Commercial fluidised bed paddy dryer

2. DEVELOPMENT OF A MATHEMATICAL MODEL

It was assumed that there is thermal equilibrium between the drying air and the product, and that the air and grain were in plug flow. Experimental results reported by Sripawatakul (1994) indicated that the flow regime of paddy was between near plug flow and high dispersion flow. Though dispersion was a known factor in the fluidised bed, the mathematical model assumed plug flow in order to simplify calculation. The model is similar to that presented by Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994). Figure 1 shows control volumes (CVs) for the derivation of energy and mass balance equations.

2.1 Equation of mean residence time

The empirical equation of mean residence time of paddy developed by Sripawatakul (1994) was used. It is written as follows:

$$\tau = hu/F \quad (1)$$

where τ = mean residence time, second (s)

hu = hold up, kg

F = feed rate, kg/s

$$\text{and } hu = \{ \{-0.0095000 + 0.59870 F - (0.00020000 + 0.17360 F) V \} \\ + \{ 1.1728 - 0.082300 V + (2.2093 - 0.15050 V) F \} h \} \rho_p A$$

where A = paddy bed area, m²

V = air velocity, m/s

ρ_p = average product density, kg/m³

h = weir height, m

It is valid for weir heights in the range 0.04 - 0.10 m, air velocities in the range 1.7 - 2.3 m/s, and paddy feed rates in the range 0.025 - 0.058 kg/s. For a rough calculation, hu is approximately equal to $hA\rho_p$ and can be applied to other grains.

Dividing the paddy bulk into n layers, changes in moisture content of paddy, temperature, and the humidity ratio of air were calculated for each layer. The following basic equations were employed.

2.2 Equation for the drying rate

The empirical equation for fluidised bed paddy drying in the form of the equation of Page (1949), developed by Sripawatakul (1994), was used. It is written as follows:

$$MR = \exp(-xt^x) \quad (2)$$

where $MR = (M - M_{eq})/(M_m - M_{eq})$

t = drying time, min

$$x = 0.00163100 T_{mix} - 1.16202 (m_{mix}/hu) + 0.00415300 (m_{mix}/hu) T_{mix} \\ + 0.147383 \ln (m_{mix}/hu) + 0.474743$$

$$y = -0.00322000 T_{\text{mix}} - 0.835960 (m_{\text{mix}}/\text{hu}) + 0.0203190 (m_{\text{mix}}/\text{hu}) T_{\text{mix}} \\ - 0.143150 \ln (m_{\text{mix}}/\text{hu}) + 0.548493$$

Equation (2) is similar to that developed by Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) for higher specific airflow rate (m_{mix}/hu). It is valid for temperatures of 90 - 140°C and specific airflow rates of 0.03 - 0.16 kg/s/kg dry matter of paddy. The symbols are defined as follows:

- M = moisture content of paddy at time t , decimal dry basis
- M_{in} = moisture content of paddy at the inlet of drying section, decimal dry basis
- M_{eq} = equilibrium moisture content, decimal dry basis
- T_{mix} = air temperature at the inlet of drying section, °C
- m_{mix} = airflow rate at the inlet of drying section, kg/s

During calculation, Equation (2) was differentiated with time, and finite difference was employed to obtain the solution. Equilibrium moisture content was determined using the equation developed by Laithong (1987).

For the drying rates of maize and soybean, they are available in Soponronnarit et al. (1997a) and Soponronnarit et al. (2000), respectively.

2.3 Equation of mass conservation

$$W_{\text{fl},i} = R(M_i - M_f) + W_{\text{mix}} \quad (3)$$

- where $W_{\text{fl},i}$ = humidity ratio of outlet air at the i^{th} layer, kg water/kg dry air
- W_{mix} = humidity ratio of inlet air at the i^{th} layer, kg water/kg dry air
- M_i = moisture content of paddy at the inlet of i^{th} layer, decimal dry basis
- M_f = moisture content of paddy at the outlet of i^{th} layer, decimal dry basis
- R = ratio of dry mass of paddy to mass of dry air.

2.4 Equation of energy conservation

$$T_{\text{fl},i} = [Q_i/m_{\text{mix}} + C_a T_{\text{mix}} + W_{\text{mix}}(h_{\text{fg}} + C_v T_{\text{mix}}) - W_{\text{fl},i} h_{\text{fg}} + R C_{\text{pw}} T_{\text{mix}}] / (C_a + W_{\text{fl},i} C_v + C_{\text{pw}}) \quad (4)$$

- where $T_{\text{fl},i}$ = temperature of outlet air at the i^{th} layer, °C
- Q_i = heat loss, kW
- C_a = specific heat of dry air, kJ/kg °C
- C_v = specific heat of vapour, kJ/kg °C
- C_{pw} = specific heat of moist paddy, kJ/kg °C
- h_{fg} = latent heat of moisture vaporisation, kJ/kg

Average temperature and humidity ratio of the outlet air from n layers were determined by arithmetic mean.

For other calculations such as mixing of air streams, and consumption of energy at the fan and the heater, solutions can be achieved by the application of first law of thermodynamics [see Soponronnarit and Prachayawarakorn (1994) for details].

The equations were solved by iteration. Firstly, the value of exit humidity ratio of air was assumed. The equations presented by Wilhelm (1976) were used to determine properties of moist air.

The accuracy of the mathematical model was tested and found to be in good agreement with the experimental results. The model was employed to investigate optimum operating parameters such as air temperature, specific airflow rate, and fraction of air recycled. Details for paddy drying and maize drying are available in Soponronnarit et al. (1996a) and Soponronnarit et al. (1997a), respectively.

3. PERFORMANCE OF FLUIDISED-BED PADDY DRYER

3.1 Minimum fluidised bed velocity

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

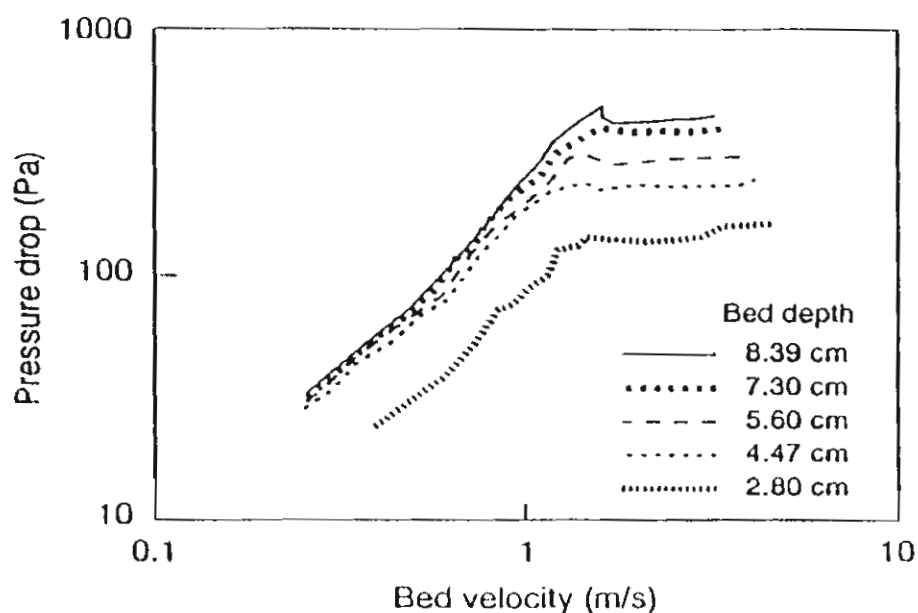


Figure 4 Relationship between bed pressure drop and bed velocity at different bed depths in fluidised bed paddy dryer

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

3.2 Experimental results from commercial fluidised bed grain dryers

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

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

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

Table 1 Performance test results for commercial fluidised bed paddy dryers

Test nos.	1	2	3	4	5
Testing results					
Drying air temperature (°C)	115	116	120	130	150
Drying air recycled (%)	69	69	69	69	53
Inlet moisture content of paddy (% dry basis)	22.0	26.0	28.7	30.6	27.0
Outlet moisture content of paddy (% dry basis)	20.1	22.5	22.5	23.0	21.0
Outlet paddy temperature (°C)	54.0	52.0	54.0	57.0	63.0
Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	0.83	0.43	0.26	0.21	0.15
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	7.80	3.13	2.57	2.21	3.90
Head rice yield (%)					
- dried in fluidised bed dryer	53.2	54.3	53.9	57.0	48.1
- dried by ambient air (reference)	57.4	57.2	53.9	57.0	56.2
Rice whiteness					
- dried in fluidised bed dryer	40.3	40.7	40.0	43.7	36.8
- dried by ambient air (reference)	44.4	44.2	40.1	43.8	42.6
Testing hours	5.0	35.0	46.0	51.0	29.0
Drying capacity (tons/h)	9.5 ^b	9.5 ^b	9.5 ^b	9.5 ^b	4.8 ^a

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

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

Table 2 Performance test results for a commercial fluidised bed maize dryer

Test nos.	1	2	3	4	5	6	7	8
Testing results								
Drying air temperature (°C)	130 ^a	130 ^a	140 ^b	150 ^a	150 ^a	160 ^a	170 ^c	175 ^a
Drying air recycled (%)	84	78	78	78	84	78	84	84
Inlet moisture content of maize (% dry basis)	22.2	38.3	32.7	28.2	18.6	40.3	21.1	22.8
Outlet moisture content of maize (% dry basis)	19.1	30.8	27.2	19.2	16.7	26.3	14.2	18.2
Outlet maize temperature (°C)	68	68	74	-	74	-	97	96
Electrical energy consumed (MJ/kg-water evap.)	1.25	0.60	0.49	0.41	2.05	0.32	-	0.88
Thermal energy consumed (MJ/kg-water evap.)	15.21	6.67	6.48	5.50	27.83	4.72	-	15.68
Breakage (% by mass)								
- dried in FBD	1.91	-	-	-	1.81	-	2.82	1.34
- dried by ambient air (reference)	1.04	-	-	-	1.72	-	2.44	1.55
Stress cracks (% by mass)								
- dried in FBD	0.59	-	-	-	1.03	-	32.69	3.34
- dried by ambient air (reference)	0.19	-	-	-	0.59	-	0.62	0.79
'a' Hunter value								
- dried in FBD	11.42	11.26	14.56	11.74	11.13	12.09	8.10	6.93
- dried by ambient air (reference)	10.24	10.85	12.85	10.63	8.84	10.80	7.66	7.69
'b' Hunter value								
- dried in FBD	24.52	23.85	27.21	26.55	23.91	25.93	21.61	20.23
- dried by ambient air (reference)	22.84	22.88	28.27	25.46	22.10	28.85	19.86	19.52
Testing hours	2	6	10	7	2	4	5	7
Drying capacity (tons/h)	1.8	2.0	3.0	2.0	1.8	1.8	1.6	1.8

Remarks: FBD = Fluidised bed dryer

a = 17 cm bed depth

b = 19 cm bed depth

c = 22 cm bed depth

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

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

Remarks: T = Temperature, (°C)

M_i = Initial moisture content, % dry basis

M_f = Final moisture content, % dry basis

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

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

4. SPIN-OFF FROM FLUIDISED BED PADDY DRYING

Soponronnarit et al. (1998) conducted paddy drying using fluidisation technique and paddy tempering following drying in a laboratory and found a significant spin-off. Head yield increases higher than 50% when paddy is dried by fluidisation technique with inlet drying air temperature of 140-150°C and initial moisture content of paddy of 29.9 - 44.9%. As initial moisture content increases, head rice yield increases. Final moisture contents of paddy that can increase head yield to a maximum value are in a range of 23.4 - 28.2%. It is believed that gelatinization especially at the surface of rice kernel is the main factor for increasing head yield. Tempering of paddy after drying can maintain head yield as compared to that without tempering. Rice whiteness of dried paddy is mostly accepted

provided that tempering temperature is not higher than 60°C. For consumer acceptance, tested rice without tempering is not significantly different from that dried by ambient air, while tested rice with tempering, after being cooked, has higher bad smell and lower whiteness. However, this may be solved by reducing tempering time down to 30 minutes.

CLOSING REMARKS

Fluidised bed grain drying has been developed for almost 7 years in Thailand. The first fluidised bed paddy dryer was first commercialized in Thailand in 1995. It is probably the first commercial continuous fluidised bed dryer for paddy drying. Since then, more than 90 commercial units with capacities of 5t/hour and 10 t/hour have been sold in Thailand, the Philippines, Indonesia, Malaysia and Taiwan.

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

In conclusion, the fluidised bed paddy dryer can be competitive with conventional hot air dryers especially at high moisture level, i.e. low energy consumption, low cost and acceptable paddy quality. Important operating parameters are : drying air temperature of 140 - 150°C, fraction of air recycled of 0.8, air velocity around 2.0 - 2.3 m/s and bed thickness of 10 - 15 cm. Under proper conditions such as high initial moisture content of paddy (higher than 29.9%) and high air temperature (140 - 150°C), head yield can be increased up to 50% compared to ambient air drying. For consumer acceptance, tested rice with fluidised bed drying is not significantly different from that dried by ambient air.

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

ACKNOWLEDGMENTS

Thanks are due to the Thailand Research Fund and the Australian Centre for International Agricultural Research for financial supports to the Research Group on Drying Technology, King Mongkut's University of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand.

REFERENCES

- Driscoll, R.H. and Srzednicki, G.S., 1991, Design for a complete grain drying system under Southeast Asian climates, *Proceedings of the 12th ASEAN Technical Seminar on Grain Post-harvest Technology*, Surabaya, Indonesia, 29-31 August 1989.
- Laithong, C., 1987, *Study of physico-thermal properties of rough rice*, Master's thesis, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.
- Page, G.E., 1949, *Factors influencing the maximum rate of drying shelled corn in layers*, Unpublished thesis, Master of Science, Purdue University.
- Soponronnarit, S., Kittiporn, K. and Prachayawarakorn, S., 1997a, Appropriate operating parameters for fluidized bed corn drying, *RERIC International Energy Journal*, 19, pp. 1-13.
- Soponronnarit, S., Pongtornkulpanich, A. and Prachayawarakorn, S. 1997b, Drying characteristics of corn in fluidized bed dryer, *Drying Technology*, 15, pp. 1603-1615.
- Soponronnarit, S. and Prachayawarakorn, S., 1994, Optimum strategy for fluidized bed paddy drying, *Drying Technology*, 12, pp. 1667-1686.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Sripawatakul, O., 1996a, Development of cross-flow fluidized bed paddy dryer, *Drying Technology*, 14, pp. 2397-2410.
- Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S. and Wangji, M., 1996b, Commercial fluidized bed paddy dryer, *Proceedings of the 10th International Drying Symposium*, Krakow, Poland, 30 July - 2 August 1996, Vol. A, pp. 638-644.
- Soponronnarit, S., Swasdisevi, T., Wetchacama, S. and Wutiwatchai, W., 2000, Fluidised bed drying of soybeans, accepted to be published in *Journal of Stored Product Research*.
- Soponronnarit, S., Taweerattanapanish, A., Wetchacama, S., Kongseri, N. and Wongpiyachon, S., 1998, Spin-off from paddy drying by fluidization technique, Keynote paper presented at the *7th International Working Conference on Stored-Product Protection*, Beijing, China, 14-19 October 1998.
- Soponronnarit, S., Wetchacama, S., Swasdisevi, T. and Poomsa-ad, N., 1999, Managing moist paddy by drying, tempering and ambient air ventilation, *Drying Technology*, 17, pp. 335-344.
- Soponronnarit, S., Wongvirojtana, P., Nathakaranakule, A. and Prachayawarakorn, S., 1994, Maintaining paddy quality by appropriate ventilation under tropical climate, *Proceedings of the 9th International Drying Symposium*, Gold Coast, Australia, 1-4 August 1994, pp. 825-832.

Soponronnarit, S., Yapha, M. and Prachayawarakorn, S., 1995, Cross-flow fluidized bed paddy dryer: prototype and commercialization, *Drying Technology*, 13, pp. 2207-2216.

Sripawatakul, O., 1994, *Study of drying paddy by cross-flow fluidization technique*, Master's thesis, Faculty of Engineering, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.

Sutherland, J.W. and Ghaly, T.F., 1992, Rapid fluid bed drying of paddy rice in the humid tropics, *Proceedings of the 13th ASEAN Conference on Grain Post-harvest Technology*, Brunei Darussalam, 4-7 September 1990.

Tumambing, J.A. and Driscoll, R.H., 1993, Modeling the performance of continuous fluidized bed paddy dryer for rapid pre-drying of paddy, *Proceedings of the 14th ASEAN seminar on Grain Post-harvest Technology*, Manila, Philippines, 5-8 November 1991, pp. 193-213.

Wangji, M., Soponronnarit, S. and Wetchacama, S., 1997, Soybean drying by fluidization technique, *Proceedings of the Yearly Technical Seminar held by the Thailand Engineering Institute*, Bangkok, Thailand, 20-23 November 1997, pp. 534-548, in Thai.

Wilhelm, L.R., 1976, Numerical calculation on psychrometric properties in SI units, *Transactions of the American Society of Agricultural Engineers*, 19, pp. 318-321, 325

Yapha, M., 1994, *Design and testing of pilot continuous fluidized bed paddy dryer*, Master's thesis, School of Energy and Materials, King Mongkut's Institute of Technology Thonburi, Bangkok, Thailand, in Thai.



Developments in Drying

Volume II

Drying of Foods and Agro-Products

Editor

Arun S. Mujumdar

Department of Mechanical and Production Engineering
The National University of Singapore
Singapore

Associate Editor

Sirikalaya Suvachittanont

Department of Chemical Engineering
Kasetsart University
Bangkok, Thailand

สถานภาพและทิศทางอนาคตว่าด้วย

วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีเพื่อการพัฒนา 7 สาขา

สาขาเกษตร

นายนิติพงษ์ หังบุญ ณ อยู่ยา
ดร. เววจักร กองพลพรม

ปลัดกระทรวงเกษตรและสหกรณ์
ผู้อำนวยการสำนักงานจัดตั้งที่ดินกลาง
กระทรวงเกษตรและสหกรณ์

สาขาอุตสาหกรรม

นายสมศักดิ์ สุนทรสิงห์

รองประธานสภาอุตสาหกรรมแห่งประเทศไทย

สาขาบริการและการพาณิชย์

ดร. โอฬาร ไชยประวัติ

กรรมการและที่ปรึกษาคณะกรรมการจัดการ
ธนาคารไทยพาณิชย์จำกัด (มหาชน)
บริษัท ศูนย์วิจัยไทยพาณิชย์ จำกัด

สาขาศึกษา วัฒนธรรม สุขอนามัยและสวัสดิการ

ศ.ดร. พรวัย มาตังคสมบัติ

อธิการบดีมหาวิทยาลัยมหิดล

สาขาสังแวดล้อม

ศ.ดร. มงคล จุฬารัตนพล

ภาควิชาชีวเคมี คณะวิทยาศาสตร์
มหาวิทยาลัยมหิดล

สาขาพลังงาน

ศ.ดร. ปรีดา วัณณสวัสดิ์

ผู้อำนวยการสถาบันเทคโนโลยีนานาชาติสิรินธร
มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์

ศ.ดร. จุลละพงษ์ จุลละโพธิ์

บัณฑิตวิทยาลัยร่วมพลังงานและสิ่งแวดล้อม
คณะพลังงานและวัสดุ

ศ.ดร. สมชาติ โสภณภักดิ์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี

รศ.ดร. สุธีระ ประเสริฐสรณ์

คณะวิศวกรรมศาสตร์

รศ.ดร. วิกร อ่องสกุล

สถาบันพลังงานอันทะวันรุ่งอรุณ

รศ.ดร. ยุทธชาติ จงใหญ่พัฒนะ

สถาบันเทคโนโลยีนานาชาติสิรินธร

ผศ.ดร. บัณฑิต ลิ่มมณีจิตชัย

สถาบันเทคโนโลยีนานาชาติสิรินธร
มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์

บทที่ 6

สาขาพลังงาน

ปรีดา วัณณสวัสดิ์ และคณะ

6.1 สถานภาพพลังงาน

6.1.1 บทนำ

การพัฒนาเทคโนโลยี การเพิ่มประชากรของโลก และการใช้พลังงานเป็นเรื่องที่เกี่ยวพันกับการประดิษฐ์เครื่องจักรไอน้ำที่เป็นปัจจัยสำคัญในการปฏิวัติอุตสาหกรรมในอังกฤษ ตอนปลายคริสต์ศตวรรษที่ 18 เป็นการเริ่มต้นของการใช้พลังงานเป็นปริมาณสูงมากจากถ่านหินแทนพลังงานจากคนและสัตว์ ในปลายศตวรรษที่ 19 กังหันไอน้ำและการผลิตไฟฟ้าได้เพิ่มการใช้พลังงานจากถ่านหินขึ้นมาก ประชากรของโลก 1,500 ล้านคนได้ใช้พลังงานเฉลี่ยเทียบทำนํ้ามันดิบประมาณคนละ 125 กิโลกรัมต่อปี (Susumnu, 1995) ใน พ.ศ. 2493 ปีโตรเลียมได้เป็นแหล่งพลังงานหลักแทนถ่านหิน ประชากรของโลกได้เพิ่มขึ้นเป็น 2,500 ล้านคน และใช้พลังงานเฉลี่ยเทียบทำนํ้ามันดิบถึงประมาณคนละ 800 กิโลกรัม ใน พ.ศ. 2533 ประชากรของโลกประมาณ 5,000 ล้านคนใช้พลังงานเทียบทำนํ้ามันดิบโดยเฉลี่ยคนละ 1.66 ตัน ในขณะที่ประชากรของสหรัฐอเมริกาและแคนาดาใช้คนละประมาณ 9.01 ตัน หรือ 5.4 เท่าของค่าเฉลี่ยของโลก (Susumnu, 1995) และ 11.3 เท่าของคนไทย (Department of Energy Promotion and Development, 1998)

การใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลเช่นถ่านหินและปิโตรเลียมทำให้เกิดมลพิษทางอากาศทั้งในระดับท้องถิ่น เช่น คาร์บอนมอนอกไซด์ ฝุ่นละออง จนถึงระดับระหว่างชาติ เช่น ฝนกรดและระดับโลก เช่น คาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกหลัก ประเทศอุตสาหกรรมปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์เป็นส่วนถึงประมาณร้อยละ 70 ในปัจจุบัน (Department of Policy Coordination and Sustainable Development, 1997) หรือประมาณร้อยละ 84 ตั้งแต่ พ.ศ. 2343 การใช้มีนํ้าจะ 1800 ล้านลูกบาศก์เมตรในปัจจุบัน ประชากรส่วนใหญ่ในประเทศกำลังพัฒนามีสวนทำให้เกิดการสูญเสียป่าและทำลายคุณภาพของดิน (Department of Policy Coordination and Sustainable Development, 1997) แต่การใช้ตะกั่วไม่แล้วทิ้งของคนญี่ปุ่นซึ่งมีการนำเข้าเป็นอันดับสองของโลกได้มีส่วนทำให้สูญเสียป่าไม้จำนวนมากในเอเชียอาคเนย์ (Susumu, 1995)

ความก้าวหน้าทางเทคโนโลยีช่วยให้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น (Intergovernmental Panel on Climate Change, 1996) และวิทยาศาสตร์แวดล้อมให้ข้อมูลภาพประเทศที่พัฒนาแล้วหลายประเทศ เช่น ญี่ปุ่น ฝรั่งเศส สวีเดน (Susumu, 1995) เต็มไปทางเศรษฐกิจได้โดยใช้พลังงานต่อประชากรน้อยลง อีกทั้งยังสามารถรักษาสภาพแวดล้อมและคุณภาพชีวิตที่ดีได้ แหล่งพลังงานต่างๆ ที่นำมาใช้ผสมกันเริ่มเปลี่ยนจากแหล่งที่มีคาร์บอนสูง เช่น ถ่านหิน ไปสู่แหล่งที่มีคาร์บอนต่ำ เช่น แก๊สธรรมชาติ และแหล่งที่ไม่มีคาร์บอน (Department of Policy Coordination and Sustainable Development; สิบแปด, 2535) เช่น พลังน้ำ แสงอาทิตย์ และนิวเคลียร์ ทั้งนี้เพื่อลดการปล่อยมลพิษและแก๊สเรือนกระจกจากการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล

พลังงานเป็นสมบัติทางกายภาพที่บังคับกายภาพของการพึ่งพาหรือความร่อนจากแหล่งพลังงาน เช่น ถ่านหิน น้ำมัน ชีวมวล แสงอาทิตย์ พลังงานถูกนำมาใช้ในรูปแบบความร้อนหรืองานซึ่งรวมทั้งไฟฟ้า ในการแปลงรูปพลังงานทุกครั้ง เช่น จากแหล่งพลังงานเป็นความร้อนหรืองาน หรือแปลงรูประหว่างความร้อนกับงานจะมีการสูญเสียพลังงาน การพัฒนาเทคโนโลยีการแปลงรูปพลังงานให้มีประสิทธิภาพ (Intergovernmental Panel on Climate Change, 1996) จะช่วยลดการสูญเสียพลังงานเนื่องจากการแปลงรูปให้น้อยลง

6.1.2 อุปสงค์และอุปทานพลังงาน

พลังงานส่วนใหญ่ ประมาณร้อยละ 95 ได้ถูกนำมาใช้ในการขนส่งและคมนาคม อุตสาหกรรม อาคารพาณิชย์และที่อยู่อาศัย (กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน, 2541) การขนส่งและคมนาคมเป็นภาคเศรษฐกิจที่ใช้พลังงานมากที่สุดถึงร้อยละ 41 ใน พ.ศ. 2541 อุตสาหกรรม

การผลิตใช้พลังงานมากเป็นอันดับสอง ระหว่าง พ.ศ. 2535-2540 เมื่อเศรษฐกิจของประเทศเติบโตเพิ่มซึ่งมีปริมาณร้อยละ 7 ต่อปี แต่ความต้องการพลังงานของประเทศเพิ่มขึ้นถึงร้อยละ 8.5 ตามตารางที่ 6.1 แสดงว่าการประหยัดพลังงานยังไม่มีประสิทธิภาพเท่าที่ควร จึงควรได้รับการแก้ไขด้วยการจัดการพลังงานและการใช้เทคโนโลยีการประหยัดพลังงานให้ทันสมัย

ตารางที่ 6.1 อุปสงค์พลังงาน

ภาคเศรษฐกิจ/พ.ศ.	2535	2540	ร้อยละ
คมนาคมและขนส่ง	35.9	42.7	41.3
อุตสาหกรรมผลิต	30.9	33.4	31.5
บ้านอยู่อาศัยและอาคารพาณิชย์	27.1	20.1	22.4
เกษตรกรรม	5.4	3.0	4.1
ก่อสร้างและเหมืองแร่	0.7	0.8	0.7
รวม เทียบเท่าน้ำมันดิบล้านตัน	35.2	50.1	45.7

ใน พ.ศ. 2541 อุปทานพลังงานประมาณร้อยละ 55 ได้มาจากแหล่งพลังงานในประเทศ ตามตารางที่ 6.2 ได้แก่ แก๊สธรรมชาติ พลังน้ำ ลิกไนต์ และชีวมวล (กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน, 2541) ชีวมวลเป็นแหล่งพลังงานในประเทศที่ได้ถูกนำมาใช้มากถึงประมาณร้อยละ 19 และชีวมวลยังคงเป็นแหล่งพลังงานในประเทศที่สำคัญต่อไป แก๊สธรรมชาติจะถูกนำมาใช้ในปริมาณมากขึ้นรวมทั้งจากแหล่งในประเทศและการนำเข้าแก๊สธรรมชาติจากประเทศเพื่อนบ้าน ทั้งนี้แก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิงฟอสซิลที่สะอาดกว่าเชื้อเพลิงฟอสซิลชนิดอื่น

ตารางที่ 6.2 อุปทานพลังงาน

แหล่งพลังงาน/พ.ศ.	2535	2540	ร้อยละ
ปิโตรเลียมและลิกไนต์	44.8	51.7	49.3
แก๊สธรรมชาติ	14.4	18.5	21.3
ลิกไนต์และถ่านหิน	8.6	8.9	8.8
พลังงาน	1.9	2.2	1.8
ชีวมวล	30.3	18.7	18.8
รวม เทียบเท่าน้ำมันดิบล้านตัน	52.0	75.5	71.7

6.1.3 การสูญเสียพลังงาน

ใน พ.ศ. 2541 อุณหภูมิพลังงานสูงกว่าอุปสงค์พลังงานถึงร้อยละ 36 (กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน, 2541) แต่ใน พ.ศ. 2535 อุณหภูมิพลังงานสูงกว่าเพียงร้อยละ 32 แสดงว่ามีการสูญเสียมากขึ้นในการแปลงรูปพลังงานจากแหล่ง เพื่อนำไปใช้ในรูปความร้อนหรือกำลัง

เนื่องจากการผลิตและใช้พลังงานในประเทศยังไม่มีประสิทธิภาพเท่าที่ควรรัฐบาลจึงได้มีมาตรการส่งเสริมการพัฒนาระบบการผลิตไฟฟ้าและความร้อน (combined heat and power) ซึ่งเป็นเทคโนโลยีพลังงานที่มีประสิทธิภาพสูง การรับซื้อไฟฟ้าจากเอกชนในราคาที่ค่อนข้างเป็นธรรม การจัดการกองทุนอนุรักษ์พลังงาน การจัดการความต้องการการไฟฟ้า เป็นต้น (ปรีดา, 2543)

ตารางที่ 6.3 คับขีพลังงาน

ดัชนีพ.ศ.	2535	2540	2541
อุปสงค์พลังงาน/ประชากร	0.61	0.82	0.74
อุปทานพลังงาน/ประชากร*	0.90	1.24	1.17
อุปทานพลังงาน/GDP, kgoe/1,000 บาท	22.8	24.5	25.3

หมายเหตุ : * ข้อมูลจาก Department of Energy Promotion and Development, "Thailand Energy Situation 1998".

ตามตารางที่ 6.3 ระหว่าง พ.ศ. 2535-2540 ประเทศมีการเติบโตทางเศรษฐกิจสูง ดัชนีพลังงานต่อประชากรได้เพิ่มขึ้นในอัตราใกล้เคียงกัน แต่ใน พ.ศ. 2541 เมื่อเศรษฐกิจของประเทศตกต่ำ อุปทานพลังงาน/GDP ก็ยังเพิ่มขึ้น จึงเป็นการยืนยันว่ามาตรการประหยัดพลังงานยังขาดประสิทธิภาพ

เนื่องจากการผลิตและใช้พลังงานในประเทศยังไม่มีประสิทธิภาพเท่าที่ควรรัฐบาลจึงได้มีมาตรการส่งเสริมการประหยัดพลังงานเพิ่มเติมจากการลดภาษีนำเข้าอุปกรณ์และวัสดุที่ช่วยประหยัดพลังงานด้วยการสนับสนุนระบบผลิตไฟฟ้าและความร้อน (combined heat and power) ซึ่งเป็นเทคโนโลยีพลังงานที่มีประสิทธิภาพสูง การรับซื้อไฟฟ้าจากเอกชนในราคาที่ค่อนข้างเป็นธรรม การจัดการกองทุนอนุรักษ์พลังงาน การจัดการความต้องการการไฟฟ้า เป็นต้น (ปรีดา, 2543)

กฎหมายอนุรักษ์พลังงานที่ประกาศแล้วจะมีผลเต็มที่ถ้ามีกลไกตลาดที่เพียงพอที่เข้าใจเทคโนโลยีการประหยัดพลังงานที่ทันสมัยและมีการดำเนินงานที่มีประสิทธิภาพมากขึ้น

(ปรีดา, 2543) รัฐบาลจะมีเป้าหมายในการประหยัดพลังงานที่ชัดเจน เช่น ให้สามารถเพิ่มผลิตผลประชาชาติได้โดยเพิ่มปริมาณพลังงานที่ใช้ภายใน ประเทศที่พัฒนาแล้ว เช่น ญี่ปุ่น สามารถเพิ่มผลิตผลประชาชาติได้โดยไม่เพิ่มปริมาณพลังงานที่ใช้

6.2 แหล่งพลังงานฟอสซิล

6.2.1 แก๊สธรรมชาติ

(1) แหล่งสำรองของแก๊สธรรมชาติ

แก๊สธรรมชาติมีปริมาณสำรองในธรรมชาติที่สูงแล้วรวมทั้งหมดในโลกเมื่อปลายปี 2540 ประมาณ 5,112.1 ล้านลูกบาศก์ฟุต แหล่งส่วนใหญ่ร้อยละ 39.2 อยู่ในรัสเซียและประเทศสหภาพโซเวียตเดิม ร้อยละ 33.7 อยู่ในตะวันออกกลาง ร้อยละ 6.3 อยู่ในเอเชียแปซิฟิก

ในปี 2540 ทั้งโลกมีการผลิตแก๊สธรรมชาติรวมทั้งสิ้น 2,223 พันล้านลูกบาศก์เมตร คิดเทียบเท่ากับน้ำมันดิบปริมาณ 2,009 ล้านตัน ซึ่งเพียงพอกับการใช้ในโลกได้อีก 60 ปีข้างหน้าในอัตราการผลิตปัจจุบัน กลุ่มประเทศที่มีการใช้แก๊สธรรมชาติมากที่สุด คือ อเมริกาเหนือร้อยละ 33.7 สหภาพโซเวียตเดิมร้อยละ 22.4 ยุโรปร้อยละ 19 และประเทศในเอเชีย-แปซิฟิกอีกร้อยละ 11.4 ในประเทศไทย ณ สิ้นปี 2541 แก๊สธรรมชาติมีปริมาณสำรองในธรรมชาติที่สูงแล้วรวมทั้งสิ้น 14,825.1 พันล้านลูกบาศก์ฟุต โดยแบ่งเป็นแหล่งในทะเลบริเวณอ่าวไทยปริมาณ 13,959.8 พันล้านลูกบาศก์ฟุต และแหล่งบนบกอีก 865 พันล้านลูกบาศก์ฟุต ส่วนใหญ่อยู่ที่ราบสูงโคราช

แก๊สธรรมชาติเป็นแหล่งพลังงานในประเทศที่สำคัญ ในปี 2541 ประเทศไทยผลิตเองได้รวมทั้งสิ้นเทียบเท่ากับน้ำมันดิบ 15.3 ล้านตัน หรือเฉลี่ย 1,704 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน เพิ่มขึ้นจากปี 2540 ร้อยละ 8.9 และคิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 38.6 ของพลังงานที่ผลิตได้ทั้งหมดจากแหล่งพลังงานภายในประเทศ การผลิตส่วนใหญ่อยู่ในแหล่งทะเลบริเวณอ่าวไทย คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 91.4 หรือ 1,558 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน และจากแหล่งบนบกคือที่แหล่งสิริกิติ์และแหล่งน้ำพองอีกร้อยละ 8.6 คาดกันว่าปริมาณแก๊สธรรมชาติในประเทศไทยภายใต้โครงการผลิตปี 2541 จะสามารถใช้ได้อีกเพียง 22 ปีข้างหน้าถ้าไม่มีการค้นพบแหล่งใหม่ๆ

(2) การใช้แก๊สธรรมชาติในประเทศ

ในปี 2541 ประเทศไทยมีการใช้แก๊สธรรมชาติรวมทั้งสิ้น 504,159 ล้านลูกบาศก์ฟุต หรือเฉลี่ย 1,381 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน เพิ่มขึ้นจากปี 2540 ในอัตรา

ร้อยละ 3.3 ปริมาณทั้งหมดมีได้ใช้ในการผลิตกระแสไฟฟ้า ร้อยละ 92.8 ใช้ในอุตสาหกรรม และปริมาณชนสร้อยละ 7.2 โดยใช้ในอุตสาหกรรมปิโตรเคมีในสัดส่วนร้อยละ 15.5 ของ อุตสาหกรรมทั้งหมด และอุตสาหกรรมเคมี แก้ว และอื่นๆ สัดส่วนร้อยละ 84.5 นอกจากนี้ ใช้ในขนาดขนาดของชนสร้อย 226 ล้านลูกบาศก์ฟุต หรือเฉลี่ย 0.619 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน

“นั่นแหละท่านเห็น เพราะมีกัมมธัมม์เจือปนอยู่ในเกียรติธรรมชาติ จึงคาดกันว่าในอนาคต เนื่องจากการใช้เกียรติธรรมชาติมีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยกว่าการใช้ความต้องการใช้เกียรติธรรมชาติจะเพิ่มขึ้นทั้งในด้านการผลิตกระแสไฟฟ้าและการใช้ปุ๋ยเชื้อเพลิงในอุตสาหกรรม

ในปี 2541 ประเทศไทยมีการใช้ถักรวมชาติในการผลิตกระแสไฟฟ้า รวมทั้งสิ้น 467,671.2 ล้านลูกบาศก์ฟุต หรือเฉลี่ย 1,281.3 ล้านลูกบาศก์ฟุตต่อวัน เพิ่มขึ้น จากปี 2540 ร้อยละ 4.3 และเป็นสัดส่วนร้อยละ 57.5 ของการใช้เชื้อเพลิงในการผลิตพลังงาน ไฟฟ้า โดยร้อยละ 98 ใช้ในโรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมที่มีประสิทธิภาพสูงมากถึงประมาณ ร้อยละ 60 ส่วนที่เหลือถูกใช้ไปในโรงไฟฟ้ากังหันแก๊ส

(3) ข้อเสนอแนะในการพัฒนาแหล่งเกษตรกรรมชาติ

ปริมาณความต้องการใช้แก๊สธรรมชาติในอนาคตจะเพิ่มขึ้นมากจนเกินกว่าอัตราที่สามารถผลิตได้จากรัฐบาลไทยในประทศ การนำแก๊สธรรมชาติเข้ามาจากพม่าและการผลิตแก๊สธรรมชาติร่วมกับมาเลเซียยังถือว่าเป็นการร่วมมือที่ดีกับประเทศเพื่อนบ้านหน่วยงานของรัฐที่รับผิดชอบในการจัดหาพลังงานควรรได้มีการวางแผนนำเข้าแก๊สธรรมชาติจากประเทศเพื่อนบ้านอื่นๆ เช่น เขมรและเวียดนามต่อไป นอกจากนี้ก็จะพิจารณาความเป็นไปได้ในการนำแก๊สธรรมชาติชนิดอัดเหลว (liquefied natural gas, LNG) จากประเทศในตะวันออกกลางมาใช้ด้วย

การใช้นวัตกรรมผลิตแหวนแก้วโมดิไฟเออร์เลียนในยานพาหนะมีความสำคัญ
มากขึ้น จึงจำเป็นต้องแยกแยะธรรมชาติให้มีความเหมาะสมกับการเผาไหม้ที่มีประสิทธิภาพ
ในเครื่องยนต์

นอกจากแหล่งและการจัดหาแก๊สธรรมชาติที่ค่อนข้างมีการเตรียมการแล้ว ปัญหาที่ต้องเฝ้าระวังอีกข้อคือปัญหาของการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศอันเนื่องมาจากการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจก เช่น แก๊สมีเทนและการปล่อยสารปรอทที่เกิดจากการสำรวจและผลิตแก๊สธรรมชาติ

6.2.2 ลิกไนต์และถ่านหิน

(1) แหล่งสำรองของกำนัน

ถ่านหินเป็นรูปแบบหนึ่งของเชื้อเพลิงฟอสซิลประเภทถ่านหินและไฮโดรเจนที่ติดไฟได้ จึงใช้เพื่อผลิตในโรงงานผลิตกระแสไฟฟ้าพลังความร้อน นอกจากนี้ถ่านหินยังใช้เป็นแหล่งพลังงานในโรงงานอุตสาหกรรมเนื่องจากหาได้ง่ายและราคาไม่แพงเมื่อเทียบกับน้ำมันปิโตรเลียม ถ่านหินเป็นเชื้อเพลิงที่มีปริมาณสำรองอยู่ในโลกนี้ค่อนข้างมาก ถ่านหินสามารถจำแนกออกได้เป็น 4 ประเภทตามคุณภาพของถ่านหินโดยถ่านหินที่มีคุณภาพก็มีคุณภาพดี โดยเรียงตามลำดับคุณภาพลงไปได้ดังนี้

- 1) ถ่านแอนทราไซต์(Anthracite)
- 2) ถ่านบิทูมินัส (Bituminus)
- 3) ถ่านซับบิทูมินัส (Sub-bituminus) และ
- 4) ถ่านลิกไนต์ (Lignite)

ใช้ต่อไปได้อีก 220 ปี กลุ่มประเทศเอเชีย-แปซิฟิกมีการใช้ถ่านหินมากที่สุดถึงร้อยละ 46 ของการใช้ทั้งหมดในโลก

ประเทศไทยมีถ่านหินประเภทซบิบูมีนัสและถ่านลิกไนต์คุณภาพต่ำ จะต้องลั่นเข้าถ่านหินคุณภาพสูงจากต่างประเทศโดยการขนส่งทางเรือ

แหล่งถ่านหินในประเทศไทยส่วนใหญ่เป็นถ่านลิกไนต์ในประเทศไทยขนาดใหญ่ ไม่มีองค์ประกอบของกัมมะถันและความชื้นอยู่สูง แหล่งลิกไนต์ในประเทศไทยขนาดใหญ่ อยู่ที่ อ.แม่เมาะ จ.ลำปาง ในปี 2541 พบว่ามีปริมาณสำรองที่พิสูจน์แล้วประมาณ 1,254.8 ล้านตัน ที่กระบี่ประมาณ 112.1 ล้านตัน ที่อำเภอสิชลประมาณ 2.2 ล้านตัน และที่อื่นๆ อีกรวมกันกว่า 907.3 ล้านตัน รวมทั้งสิ้นในประเทศไทยมีปริมาณสำรองที่พิสูจน์แล้ว 2,276.4 ล้านตัน

(2) การใช้ถ่านหินและถ่านหินแปรประเทศ

ในปี 2541 ประเทศไทยผลิตลิกไนต์ได้รวมทั้งสิ้นเทียบเท่ากับถ่านหินดิบ 6.1 ล้าน ตันหรือเฉลี่ย 55,241 ตันต่อวัน สดลงจากปี 2540 ร้อยละ 11.5 คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 15.4 ของพลังงานที่ผลิตได้ทั้งหมดจากแหล่งภายในประเทศ การใช้ถ่านลิกไนต์ในการผลิตพลังงาน ไฟฟ้าในปี 2541 รวมทั้งสิ้น 15,477.4 พันตันหรือเฉลี่ย 42,400 ตันต่อวัน คิดเป็นสัดส่วน ร้อยละ 19.6 ของการใช้เชื้อเพลิงในการผลิตพลังงานไฟฟ้าทั้งหมด ระบบ จะเห็นได้ว่าลิกไนต์ส่วนใหญ่ ประมาณร้อยละ 77 ใช้ในการผลิตพลังงานไฟฟ้า ส่วนที่เหลือใช้ในภาคอุตสาหกรรม นอกจากนี้ ยังมีการนำถ่านหินจากต่างประเทศอีกประมาณร้อยละ 2.6 เพื่อใช้ในอุตสาหกรรมและ ผลิตไฟฟ้าด้วย สำหรับปริมาณสำรองในประเทศของถ่านลิกไนต์ที่มีอยู่กับการผลิตถ่าน ลิกไนต์ในปี 2541 ประเทศไทยจะมีถ่านลิกไนต์ใช้ได้อีกนานประมาณ 60 ปี

(3) การวิจัยและพัฒนา

เมื่อเปรียบเทียบกับการใช้ถ่านหินเพื่อผลิตและแปรรูปถ่านหิน การใช้ถ่านหิน รวมถึงถ่านลิกไนต์เป็นเชื้อเพลิงจะมีประสิทธิภาพต่ำกว่าและสร้างมลภาวะมากกว่า แม้แต่ถ่านหิน คุณภาพสูงที่มีกัมมะถันต่ำเมื่อนำมาใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตไฟฟ้าก็ยังก่อให้เกิดคาร์บอน ไดออกไซด์ออกมา

ปัจจุบันได้มีการพัฒนาเทคโนโลยีการใช้ถ่านหินหลายชนิดเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพ การเผาไหม้และลดมลภาวะที่ปลดปล่อยสู่สิ่งแวดล้อม เรียกว่าเป็นเทคโนโลยีการใช้ถ่านหิน อย่างสะอาด (clean coal technologies) เช่นการเผาไหม้ถ่านหินโดยกระบวนการ fluidized-bed การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจากถ่านหิน (coal gasification) แก๊สจากถ่านหินจะใช้ไฟฟ้าด้วยวิธีการรวม

(combined cycle) ที่มีประสิทธิภาพสูงได้เช่นเดียวกับการใช้ถ่านหินกับแก๊สธรรมชาติ เป็นที่คาดการณ์ว่าจะมีการใช้ ถ่านหินกับเทคโนโลยีเหล่านี้ยิ่งแพร่หลายมากขึ้นในอนาคต

6.2.3 น้ำมันปิโตรเลียม

น้ำมันดิบเป็นแหล่งพลังงานที่ยอมรับกันอย่างแพร่หลายมาเป็นเวลานาน ในปี 2540 พบว่ามีปริมาณสำรองที่พิสูจน์แล้ว (รวมทั้งแก๊สธรรมชาติเหลว) ในโลกนี้มีรวมทั้งสิ้น 140.9 พันล้านตันหรือ 1,037.6 พันล้านบาร์เรล โดยมีแหล่งน้ำมันดิบขนาดใหญ่อยู่ที่แถบตะวันออกกลาง ซึ่งมีปริมาณร้อยละ 65.2 ส่วนในบริเวณเอเชีย-แปซิฟิกมีปริมาณสำรองอยู่เพียงประมาณ ร้อยละ 4.1 ของทั่วโลก

ในปี 2540 ทั้งโลกมีการผลิตน้ำมันดิบ (รวมทั้งแก๊สธรรมชาติเหลว หินน้ำมัน และทรายน้ำมัน) รวมทั้งสิ้น 3,474.7 ล้านตันหรือโดยเฉลี่ยประมาณ 72.2 ล้านบาร์เรลต่อวัน ดังนั้นหากคงอัตราการผลิตนี้และยังไม่มีการค้นพบแหล่งน้ำมันดิบใหม่เพิ่ม ปริมาณการได้มา โดยจะใช้น้ำมันดิบใช้ได้อีกประมาณ 40 ปีข้างหน้า

สำหรับประเทศไทย แหล่งน้ำมันดิบในประเทศมีน้อยมาก ในปี 2541 พบว่ามี ปริมาณสำรองที่พิสูจน์แล้วบนบกประมาณ 66.2 ล้านบาร์เรล ในทะเลประมาณ 79.7 ล้านบาร์เรล รวมทั้งสิ้น 145.9 ล้านบาร์เรล ในปี 2541 มีการผลิตภายในประเทศรวมทั้งสิ้น 1.5 ล้านตัน หรือเฉลี่ย 30,297 บาร์เรลต่อวัน เพิ่มขึ้นจากปี 2540 ร้อยละ 10.1 คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 3.8 ของพลังงานที่ผลิตได้ทั้งหมดจากแหล่งพลังงานภายในประเทศ แหล่งผลิตขนาดใหญ่ที่สุดอยู่ที่ แหล่งสิริกิติ์ ผลิตได้ร้อยละ 70 ของประเทศ แหล่งทางตะวันตกในอ่าวไทยผลิตได้ร้อยละ 20 ของ ประเทศ นอกจากนี้ยังมีแหล่งในอ่าว 3 แหล่งคือ แหล่งบุญจมาศผลิตได้ 8,000 บาร์เรลต่อวัน แหล่งหนองจิกซึ่งเป็นแหล่งขนาดเล็กมากผลิตได้ประมาณ 18 บาร์เรลต่อวัน และแหล่งวัดเตน ผลิตได้ประมาณ 300 บาร์เรลต่อวัน ในปี 2542 ปริมาณการผลิตทั้งประเทศอยู่ที่ระดับ 34,004 บาร์เรลต่อวัน ทำให้ปริมาณการผลิตน้ำมันดิบภายในประเทศคิดเป็นร้อยละ 4.6 ของน้ำมันดิบที่ใช้ในการกลั่น จึงต้องนำเข้ามาจากต่างประเทศประมาณ 698,896 บาร์เรลต่อวัน คิดเป็นมูลค่า 169,633 ล้านบาท โดยนำเข้าจากแหล่งตะวันออกกลางร้อยละ 80 กลุ่มประเทศเอเชียร้อยละ 15 และจากแหล่งอื่นๆ อีกร้อยละ 5

ข้อเสนอแนะ

ภาครัฐควรเร่งศึกษาในการหาแหล่งพลังงานอื่นมาทดแทนการพึ่งพาการนำเข้า น้ำมันดิบจากตะวันออกกลาง การวิจัยและพัฒนาการใช้ประโยชน์จากแหล่งพลังงานหมุนเวียน

ที่มียุทธาในประเทห รวมถึงการศึกษาการใช้เทคโนโลยีถ่านหินสะอาด (clean coal technologies) นอกจากนั้นคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นแก๊สเรือนกระจกและซัลเฟอร์ไดออกไซด์ที่เกิดจากการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลยังคงเป็นปัญหาที่ต้องคำนึงถึงในการวางแผนการใช้พลังงานของประเทศ

6.3 ผลพียงและพลกระทบจากเอื้อพลสิ่งพลสซีย

6.3.1 สกาณพลพลพียง

มลพิษทางอากาศจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลส่วนใหญ่เกิดจากภาคขนส่งและการผลิตไฟฟ้า มลพิษที่สำคัญและได้รับรายงานเป็นทางการ ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) ฝุ่นละออง (Particulate Matter, PM) มีเทน (CH₄) และออกไซด์ต่างๆ ของไนโตรเจน (NO_x)

ตารางที่ 6.5 ผลพียงทางอากาศ ตั้งแต่ พ.ศ. 2535

มลพิษ/พ.ศ.	2535	2540	2541
คาร์บอนมอนอกไซด์, ล้านตัน	6,461	6,268	6,242
ซัลเฟอร์ไดออกไซด์, ล้านตัน	1,301	1,379	8,84
ฝุ่นละออง, พันตัน	66	233	193
มีเทน, พันตัน	27	27	27
ออกไซด์ของไนโตรเจน	651	990	56,9
อุปทานเชื้อเพลิง, ล้านตัน	35,2	59,7	56,9
GDP Growth, %	8,5	-1,7	-10,2

ข้อมูลจากตารางที่ 6.5 แสดงว่าปริมาณการปล่อยมลพิษไดออกไซด์และคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง แต่ปริมาณฝุ่นละออง และออกไซด์ของไนโตรเจนได้เพิ่มขึ้นมาก

6.3.2 ผลพียงจากการใช้เอื้อพลสิ่งพลสซียในภาคขนส่ง

(1) การใช้เอื้อพลสิ่งพลสซียในภาคขนส่ง

เชื้อเพลิงที่ใช้ในภาคขนส่งประกอบด้วยผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียมประเภทต่างๆ ได้แก่ แอลพีจี เมนซิน ดีเซลน้ำมันเตา และ เชื้อเพลิงการบิน

ตารางที่ 6.6 สกาณพลพลการใช้เอื้อพลสิ่งพลสซียในภาคขนส่ง

เชื้อเพลิง/พ.ศ.	2535	2540	2541
แอลพีจี	2,6	0,8	0,8
เบนซินพิเศษ	14,3	20,9	21,3
เบนซินธรรมดา	13,3	7,4	9,2
ดีเซล ความเร็วสูง	48,4	53,8	51,6
ดีเซล ความเร็วต่ำ	0,8	0,4	0,4
น้ำมันเตา	3,9	2,9	2,3
น้ำมันการบิน	17,3	13,8	14,4
ปริมาณทั้งหมด, ล้านลิตร	15,424	25,630	22,994
ร้อยละ ของผลิตภัณฑ์จีดีพีทั้งหมด	57,2	62,4	62,0

ที่มา : กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน "รายงานแนวโน้มเชื้อเพลิงของประเทศไทย", กระทรวงวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม, 2541.

ข้อมูลจากตารางที่ 6.6 แสดงว่าน้ำมันดีเซลมีสัดส่วนสูงสุด ประมาณครึ่งหนึ่งของการใช้ผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียมทั้งหมด และมากกว่าการใช้เบนซินประมาณสองเท่า โดยน้ำมันเบนซินมีสัดส่วนการใช้เป็นลำดับที่สอง

(2) ผลพียงจากมลพิษในภาค.

เชื้อเพลิงปิโตรเลียมเป็นแหล่งพลังงานหลักของกรุงเทพฯ ใน พ.ศ. 2541 การคมนาคมและขนส่งใช้ผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียมถึงร้อยละ 62 ของปริมาณทั้งหมดในประเทศ จึงก่อให้เกิดมลพิษทางอากาศอย่างรุนแรง (กรมควบคุมมลพิษ, 2539) โดยเฉพาะในกรุงเทพมหานคร ตารางที่ 6.7 ใน พ.ศ. 2534 มลพิษที่มีค่าสูงมากเมื่อเทียบกับมาตรฐานคุณภาพอากาศของไทย (Thai air quality standard) ได้แก่ สารตะกั่ว ฝุ่นละออง และคาร์บอนมอนอกไซด์

ตารางที่ 6.7 สกาณพลพลพียงจากมลพิษใน ภาค.

สารมลพิษ/พ.ศ.	2534	2538	2540
คาร์บอนมอนอกไซด์, ต่อล้านส่วนเฉลี่ย 1 ชม., 30)	40	36	33
สารตะกั่ว, ไมโครกรัม/ลบ.ม.(เฉลี่ย 24 ชม., 10)	2,3	0,79	0,62
ฝุ่นละออง, มิลลิกรัม/ลบ.ม.(เฉลี่ย 24 ชม., 0,33)	1,01	1,18	1,47
(-----) มาตรฐานคุณภาพอากาศของไทย			

(3) การปรับปรุงคุณภาพน้ำมัน

การนำน้ำมันเบนซินไร้สารตะกั่วมาจำหน่ายในประเทศไทยได้ลดปริมาณสารตะกั่วในอากาศลงอย่างได้ผล การบังคับใช้รถยนต์ที่ใช้เครื่องยนต์เบนซินให้ลดมลพิษในไอเสียเป็นมาตรการที่ควรดำเนินการโดยเร็วโดยเฉพาะคาร์บอนมอนอกไซด์ แต่ควรให้ผู้ผลิตรถยนต์เลือกเทคโนโลยีที่เหมาะสมตามคุณสมบัติอยู่ในมาตรฐานเอง การบังคับใช้เทคโนโลยีเช่นแคทาลิติกคอนเวอร์เตอร์ทำให้ไอเสียใช้เทคโนโลยีที่คุ้มค่ากว่าได้ (Prada, 1999)

ได้มีการขนานนามเรียกว่า Methyl Testiary Buyl Ether, หรือ MTBE ที่ใช้เติมเลเซอร์ออกเทนในน้ำมันเบนซินแทนสารตะกั่วนั้น ละลายเข้าสู่แหล่งน้ำมันได้ง่ายและเมื่อน้ำมันเป็นสลาโก้แข็ง บางรัฐในสหรัฐอเมริกาได้ทดแทน MTBE ด้วยเอทานอลที่ผลิตจากข้าวโพด (Walsh, Car Lines 99(6))

การลดปริมาณก๊าซเรือนกระจกจากส่วนหัวของน้ำมันดีเซลที่เริ่มตั้งแต่ พ.ศ. 2535 ช่วยลดปัญหาฝุ่นและองศาเครื่องยนต์ที่ลดลงได้ไม่มากนัก ฝุ่นและองศาเกิดจากการเผาไหม้ไขมันดีเซล (Particulate Matter, PM) ในกรุงเทพฯ ใน พ.ศ. 2540 ยังมีปริมาณสูงประมาณ 4 เท่าของมาตรฐานคุณภาพอากาศที่ดี แต่การลดจุดกลั่นตัวที่โรงกลั่นในประเทศผลิตน้ำมันดีเซลไม่พอกับความต้องการมากขึ้น

(4) เทคโนโลยีการวิจัยและพัฒนาเพื่อลดมลพิษ

ได้มีการทดสอบยืนยันว่ารถยนต์ที่ใช้แก๊สธรรมชาติอัด (Compressed Natural Gas, CNG) แทนน้ำมันดีเซล ลดมลพิษทางอากาศโดยเฉพาะฝุ่นละอองได้ดีกว่ามาก (สมชาย, 2537) จึงควรเพิ่มจำนวนรถโดยสารที่ใช้แก๊สธรรมชาติอัดเป็นเชื้อเพลิงโดยเร่งด่วน รวมทั้งการปรับแต่งเครื่องยนต์ในรถเก่าเพื่อใช้แก๊สธรรมชาติเป็นเชื้อเพลิง

ในขณะที่รถโดยสารส่วนใหญ่ในประเทศไทยใช้เครื่องยนต์เซลระดับมาตรฐาน Euro I ซึ่งปล่อยมลพิษมากโดยเฉพาะฝุ่นละออง สภาทนายเฝ้าระวังรถโดยสารใช้เครื่องยนต์ระดับมาตรฐาน Euro III ใน พ.ศ. 2545 ประเทศไทยจึงควรบังคับใช้เครื่องยนต์ระดับมาตรฐาน Euro II หรือ Euro III สำหรับรถโดยสารใหม่และรถบรรทุกใหม่โดยเร็ว

ระบบขนส่งมวลชนด้วยรถไฟฟ้าในกรุงเทพฯ เป็นวิธีที่มีประสิทธิภาพมากในการแก้ไขปัญหาจราจรติดขัดและลดมลพิษทางอากาศ จึงควรขยายเส้นทางไปยังชานเมืองโดยเร่งด่วน การวางแผนสร้างระบบขนส่งมวลชนด้วยรถไฟฟ้าในเมื่องใหญ่อื่นๆ เช่น เชียงใหม่ ฯลฯ ควรเริ่มโดยเร็วก่อนที่เมืองเหล่านั้นจะประสบปัญหาจราจรติดขัดและมลพิษเช่นกรุงเทพฯ

การขนส่งน้ำมันด้วยท่อจากโรงกลั่นแทนการส่งน้ำมันโดยรถบรรทุกซึ่งใช้เครื่องยนต์ดีเซล จะเป็นมาตรการเสริมที่ดีในด้านมลพิษและยังประหยัดค่าใช้จ่าย และควรขยายระบบท่อให้ครอบคลุมพื้นที่กว้างขึ้น การขนส่งทางรถไฟและทางน้ำควรได้รับการพัฒนาและส่งเสริมมากขึ้น เนื่องจากเป็นวิธีขนส่งวัสดุที่ประหยัดกว่าลิบล้อโดยเฉพาะวัสดุที่มีปริมาตรหรือน้ำหนักสูง

การวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีเพื่อลดมลพิษจากเครื่องยนต์และลดการใช้ผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียมที่นำจะได้รับความสำคัญระดับสูงประกอบด้วย

- การพัฒนาระบบการเผาไหม้ในเครื่องยนต์สำหรับรถยนต์ที่ให้เกิดสารมลพิษน้อยลงและประหยัดเชื้อเพลิงหรือใช้เชื้อเพลิงที่สะอาด (Monaghan, 1999)
- การพัฒนาเครื่องกรองมลพิษในไอเสีย เช่น จากเครื่องยนต์ที่มีความคุ้มค่ามากขึ้นสำหรับเครื่องยนต์ที่จุดระเบิดด้วยประกายไฟและด้วยการอัด - การวิจัยและพัฒนาเพื่อผลิตเอทานอลเป็นเชื้อเพลิงและสารเพิ่มเลขออกเทนของเบนซินแทนเอเอ็มทีบีอี โดยใช้พืชในประเทศ เช่น มันสำปะหลัง อ้อย ฯลฯ เป็นวัตถุดิบ (Japan Bioindustry Association, 1994)
- การวิจัยและพัฒนาเพื่อให้น้ำมันพืชเช่นน้ำมันปาล์มเป็นเชื้อเพลิง เพื่อลดการใช้ไขมันดีเซลสำหรับเครื่องยนต์ที่จุดระเบิดด้วยการจัด (Wibulsawas, 2000)
- การพัฒนาโรงไฟฟ้าขนาดเล็กและขนาดกลาง พร้อมกับการวิจัยและพัฒนาแบตเตอรี่ที่มีประสิทธิภาพและน้ำหนักเบา (Sato, 1999)
- การวิจัยและพัฒนาเซลล์เชื้อเพลิงสำหรับยานพาหนะ (Walsh, 2000)

6.3.3 แก๊สเรือนกระจกในประเทศไทย

(1) การปล่อยแก๊สเรือนกระจกโดยอุตสาหกรรม

ตามรายงานปฏิวัติสิ่งแวดล้อมจากแห่งชาติบริมาณแก๊สเรือนกระจกที่ใช้ที่ปล่อยออกจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลในประเทศไทยได้เพิ่มขึ้นจากประมาณ 77 ล้านตันในปีฐาน พ.ศ. 2533 (Pojanie, 1997) เป็น 126 ล้านตันในปี พ.ศ. 2537 (Pojanie, 1997) การผลิตไฟฟ้าและภาคขนส่งปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์ออกถึงร้อยละ 37 ถึง 36 ตามลำดับ ตามตารางที่ 6.8 ใน พ.ศ. 2543 ตามตารางที่ 6.9 คาดว่าปริมาณแก๊สเรือนกระจกจะสูงถึง 181 ล้านตัน

(กรมการศึกษานอกโรงเรียนและสิ่งแวดล้อม, 2542) และปริมาณต่อประชากรของประเทศอาจสูงถึง 2.85 ตันต่อคนหรือกว่าสองเท่าของปีฐาน พ.ศ. 2533 กระทรวงการอุตสาหกรรมต่างๆ ก็มีส่วนในการปล่อยคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น

ปริมาณสุทธิของคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ชีวมวล เช่น ชานอ้อย แกลบ ควรนับเป็นศูนย์ เพราะมีการปลูกอ้อยและข้าวชานอ้อยทดแทน และพืชเหล่านี้ดูดคาร์บอนไดออกไซด์จากบรรยากาศกลับคืน การประเมินปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จากการสูญเสียไม้จากป่ายังขาดวิธีประเมินที่ยอมรับกันทั่วไป และยังเป็นประเด็นสำคัญที่อยู่ระหว่างการหารือระหว่างประเทศที่มีป่าไม้มากและประเทศที่พัฒนาแล้ว (กรมการศึกษานอกโรงเรียนและสิ่งแวดล้อม, 2542) ในกรณีของประเทศไทย การปล่อยแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้ฟืนและถ่านไม้จะนับรวมไม่ถูกต้องก็จริงแต่ก็ไม่ได้ แต่จะทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จากภาคพลังงานสูงขึ้นอีกประมาณร้อยละ 20

ตารางที่ 6.8 ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยจากภาคเศรษฐกิจต่างๆ ในปีฐาน

แหล่งกำเนิด/พ.ศ.	2533	2537
การผลิตไฟฟ้าและการแปรรูปพลังงานอื่นๆ	36.8	36.3
ภาคการขนส่งและคมนาคม	36.0	31.8
อุตสาหกรรม เหมืองแร่ ก่อสร้าง	16.8	24.5
การเผาไหม้รายย่อยอื่น	10.4	7.3
รวม (ทัพ)	77.0	126.0

ตารางที่ 6.9 ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิล ระหว่าง พ.ศ. 2533 - 2543

ปริมาณ/พ.ศ.	2533	2535	2540	2543*
เชื้อเพลิงฟอสซิล, ล้านตัน	29.2	35.2	59.7	69.1
คาร์บอนไดออกไซด์, ล้านตัน	77	105	157	181
คาร์บอนไดออกไซด์/ประชากร, ตัน/คน	1.36	1.81	2.58	2.85

* ค่าจากการทำนาย

ส่วนการปล่อยแก๊สมีเทนในประเทศไทยนั้นได้มีการประเมินในขั้นต้นและพบว่าใน พ.ศ. 2533 แก๊สที่ปล่อยจากปุ๋ยสัตว์ นาข้าว การกลบฝังขยะ และการบำบัดน้ำเสีย มีปริมาณรวมกัน 5.2 ล้านตันโดยประมาณ (สิรินทรเทพ, 2540) การประเมินปริมาณแก๊สมีเทน

ที่จะปล่อยในประเทศไทยในอนาคตขึ้นอยู่กับการศึกษาโดยละเอียด ถึงแม้ปริมาณแก๊สมีเทนที่ปล่อยออกจะมีปริมาณต่ำกว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มาก แต่ผลกระทบของแก๊สมีเทนต่อปรากฏการณ์เรือนกระจกจะรุนแรงกว่าแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 21-23 เท่าเมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณที่เท่ากัน (John, 1997)

การประเมินคาร์บอนไดออกไซด์จากภาคป่าไม้เคยใช้สมมติฐานว่าคาร์บอนในไม้ที่นำออกจากป่าจะถูกเปลี่ยนเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ทั้งหมดทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกจากป่าในประเทศได้รับการประเมินให้สูงถึง 78 ล้านตันใน พ.ศ. 2533 (Polanie, 1997)

ในสหรัฐอเมริกาได้เป็นแก๊สเรือนกระจกที่ต้องรายงานปริมาณที่ปลดปล่อยเช่นเดียวกัน กลไกการปลดปล่อยในสหรัฐอเมริกาได้ยังไม่เป็นที่เข้าใจกันดีถึงแม้ว่าจะมีรายงานการเกิดในสหรัฐอเมริกาจากเกษตรกรรมและการเผาไหม้ฟืน (John, 1997) ในภาพรวมในสหรัฐอเมริกาได้มีรายงานว่าได้เพิ่มขึ้นร้อยละ 13 ตั้งแต่การปฏิวัติอุตสาหกรรมและยังเพิ่มขึ้นโดยเฉลี่ยร้อยละ 0.25 ต่อปี

(2) นโยบายและมาตรการระดับชาติ

ประเทศไทยได้ให้สัตยาบันอนุสัญญาว่าด้วยการเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศของสหประชาชาติ (UN Framework Convention on Climate Change) เป็นประเทศที่ 115 เมื่อวันที่ 28 ธันวาคม พ.ศ. 2537 ในเดือนธันวาคม พ.ศ. 2541 มีประเทศต่างๆ ให้สัตยาบันไปแล้วถึง 176 ประเทศ (กรมการศึกษานอกโรงเรียนและสิ่งแวดล้อม, 2542)

ประเทศไทยเป็นประเทศกำลังพัฒนา มีอยู่ในกลุ่มภาคผนวก 1 (Non-Annex I Parties) จึงมีพันธะสามประการ คือ ทำรายงานบัญชีรายการแห่งชาติ (national inventory) ว่าด้วยการปล่อยแก๊สเรือนกระจก รายงานนโยบายและมาตรการในการลด (mitigation) และรายงานการปรับตัว (adaptation) จากการเปลี่ยนแปลงภูมิอากาศ

ผลของพิธีสารเกียวโต (Kyoto Protocol) อาจจะทำให้ประเทศไทยได้ประโยชน์อย่างมากถ้ามีการเตรียมตัวที่ดีในสองประเด็น (ปริดา, 2543) กล่าวคือ การถ่ายทอดเทคโนโลยีตามพันธบัตรที่ประเทศที่พัฒนาแล้วให้แก่ประเทศที่กำลังพัฒนาและการใช้กองทุนสิ่งแวดล้อมโลก (Global Environment Fund, GEF) ซึ่งเป็นกลไกด้านการเงินเพื่อช่วยเหลือประเทศกำลังพัฒนาตามอนุสัญญา UNFCCC

(3) ประเด็นสำคัญสำหรับแก้ไขสถานการณ์จาก

ประเด็นที่สนใจในเชิงการเมืองในระดับนานาชาติ คือ ผู้เชี่ยวชาญญี่ปุ่น ได้ตั้งคำถามว่าประเทศตะวันตกได้ประเมินปริมาณเงินที่ปล่อยออกมาแล้วในทวีปเอเชียสูงกว่าความเป็นจริง โดยแสดงข้อมูลจากการวัดปริมาณเงินที่ปล่อยออกมาจากผู้ขายจริงในประเทศจีน เป็นการสนับสนุนการศึกษาและเก็บข้อมูลในประเทศไทยก็แสดงให้เห็นว่าปริมาณเงินที่ประเมินโดยกลุ่มประเทศตะวันตกสูงเกินไปจริง (สิรินทรเทพ, 2540)

การประเมินการปล่อยสินเชื่อที่ปล่อยออกมาจากบ้านมีความซับซ้อนมาก เพราะไม่ทราบว่าการปล่อยสินเชื่อทั้งหมด บางส่วนได้ใช้ไปในการก่อสร้างและที่พักผ่อนนันทนาการปริมาณเงินที่ปล่อยสินเชื่อที่กล่าวมาแล้วจึงไม่ถูกต้อง จึงควรที่จะพัฒนาวิธีการประเมินการปล่อยสินเชื่อโดยเฉพาะประเทศที่มีไม่มาก (ปริตตา, 2543)

ถึงแม้ว่าประเทศไทยจะปล่อยปริมาณเงินสินเชื่อรายวันได้ออกไซด์และมีเงินต่ำกว่าร้อยละ 2 ของปริมาณที่ปล่อยออกทั้งหมดของโลกใน พ.ศ. 2533 ตามตารางที่ 6.10 แต่ถ้าประเมินปริมาณการปล่อยสินเชื่อหรือหนี้สินต่อรายได้ของประเทศแล้ว ประเทศไทยจะมีดัชนีที่มีค่าสูงมาก เนื่องจากประเทศไทยมีรายได้ต่ำเมื่อเปรียบเทียบกับประเทศที่พัฒนาแล้ว แต่กับปริมาณเงินโดยได้ตั้งข้อสังเกตไว้ว่าถึงแม้ว่าจะต่ำกว่าประเทศที่พัฒนาแล้วแต่ก็ยังสูงกว่าดัชนีของเงินและอสังหาริมทรัพย์

ตารางที่ 6.10 ปริมาณเงินสินเชื่อรายวันออกไซด์จากการใช้เงินเพื่อซื้อสินทรัพย์ใน ปีฐาน 2533

ปริมาณ/ประเทศ	จีน	ญี่ปุ่น	ไทย	สหรัฐอเมริกา
ปริมาณ, ล้านล้าน	760	263	77	1,400
ปริมาณ/ประชากร, ล้านคน	0.76	3.04	1.36	7.64
ปริมาณ/ผลิตภัณฑ์มวลรวมในประเทศ, ต่อหัว	1.1	0.16	1.08	0.39

กล่าวใน พ.ศ. 2548 ดัชนีปริมาณเงินสินเชื่อรายวันออกไซด์ต่อประชากรของประเทศไทยจะสูงกว่าค่าเฉลี่ยของโลกประมาณ 4.1 ดัชนีต่อคนในพื้นฐาน พ.ศ. 2533 มาก (ปริตตา, 2543) ถ้ามาตรการควบคุมการปล่อยสินเชื่อที่มีประสิทธิภาพ เช่น การปล่อยสินเชื่อที่ปล่อยเงินกู้หลังจากการตรวจสอบปริมาณเงินและปฏิบัติตามระเบียบปฏิบัติอย่างจริงจัง

แก้ไขในโครงสร้างหนี้สินเป็นเงินที่มีมูลค่าสูงมาก และอาจทำให้ประเทศที่ใช้ไม่จำนวนมากเป็นข้อเท็จจริง ประเทศไทยอยู่ในฐานะเสียเปรียบซึ่งกันและกันกับการปล่อยเงิน

มีเงินจากหนี้สินและดอกเบี้ยดอกเบี้ยจากไปไม่ ถ้าอาศัยวิธีประเมินการปล่อยเงินของประเทศที่พัฒนาแล้วโดยไม่ตรวจสอบความแม่นยำของวิธีประเมินที่ได้รับมา

(4) การวิจัยและพัฒน

เนื่องจากประเทศไทยมีพันธกิจที่จะต้องรายงานบัญชีการปล่อยเงินกู้ของประเทศเพื่อมิให้เสียเปรียบในการต่อรองกับประเทศที่พัฒนาแล้ว จึงจำเป็นต้องสนับสนุนให้มีการเก็บข้อมูลวิเคราะห์และวิจัยเพื่อประเมินปริมาณเงินที่ปล่อยเงินออกได้อย่างแม่นยำและต่อเนื่อง โดยเฉพาะแก้ไขในวิธีออกไซด์ที่มีข้อมูลน้อยมาก

ถ้าประชาคมโลกตกลงจะใช้ดัชนีที่กล่าวมาเป็นตัวควบคุมการปล่อยเงินกู้แล้วประเทศไทยจำเป็นต้องเร่งรัดการปล่อยเงินกู้ให้มีความมีประสิทธิภาพมากขึ้น ประกอบกับการพัฒนาแหล่งพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลเพื่อจำกัดปริมาณเงินที่ปล่อยเงินออกซึ่งจะลดต้นทุนการผลิตพลังงานให้มีความมีประสิทธิภาพมากขึ้น ซึ่งจะลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมหรือพลังงานในที่สุด

การประเมินผลกระทบต่างๆ ที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศในระยะยาวในประเทศไทยได้รับการสนับสนุนมากขึ้นเพื่อเตรียมมาตรการป้องกันที่จำเป็น การศึกษาผลกระทบจากการปล่อยเงินกู้และการพัฒนาที่สะอาดควรได้รับการสนับสนุนเพื่อเป็นข้อมูลในการเจรจาต่อรองกับประเทศที่พัฒนาแล้ว ผลการวิเคราะห์และวิจัยเกี่ยวกับเงินกู้และการรวมการรวมในหน่วยงานระดับชาติที่เป็นศูนย์ของเครือข่ายข้อมูลการวิจัยเงินกู้และการจากสถาบันต่างๆ

6.4 การประหยัดพลังงาน

6.4.1 แผนงานและโครงการประหยัดพลังงานของรัฐ

สามหน่วยงานหลักที่เป็นผู้รับผิดชอบดำเนินการ คือ สำนักงานนโยบายพลังงานแห่งชาติ กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน และสำนักงานจัดการการใช้ไฟฟ้า มาตรการที่กำหนดในการส่งเสริมสนับสนุนการประหยัดพลังงานประกอบด้วยมาตรการให้ความรู้ประชาสัมพันธ์ ให้ความช่วยเหลือทางด้านเทคนิคและการเงิน การลดภาษีเงินได้บุคคลธรรมดา และการปรับปรุงกฎหมาย เงินที่ใช้ในการดำเนินงานส่วนใหญ่มาจากกองทุนอนุรักษ์พลังงานและเงินงบประมาณของหน่วยงาน (จุลละพงค์, 2542)

ในระยะ 5 ปีที่ผ่านมา ประเมินได้ว่ามีการใช้เงินเพื่อสนับสนุนส่งเสริมการอนุรักษ์พลังงานมากกว่า 4 พันล้านบาท แต่มีเพียง 3 โครงการที่มีการประเมินที่เป็นรูปธรรมแล้ว คือ โครงการอาคารของรัฐ การลดภาษีเงินได้บุคคลธรรมดา และการจัดการด้านการใช้ไฟฟ้า ปรากฏว่า สองโครงการหลังให้ผลตอบแทนค่อนข้างดี (จุลลพงษ์, 2542) การศึกษาโครงการอื่นๆ พบว่า จุดอ่อนของการดำเนินงานมีหลายประการ นับตั้งแต่การคิดค้นและคัดเลือกโครงการ การบริหารจัดการ และการประเมินผลโครงการที่มีจะไม่ได้กระทำด้วยความละเอียด รอบคอบ และมีการเฝ้าระวังติดตามทุกระยะ ข้อบกพร่องประการนี้สมควรได้รับการทบทวนปรับปรุงเพื่อให้ได้ผลลัพธ์ที่ดีและคุ้มค่ามากขึ้นต่อไป

เมื่อพิจารณาโดยรวมเป็นที่สังเกตว่าการดำเนินงานตามมาตรการต่างๆข้างต้น
ยังไม่มีส่วนในการลดค่าปริมาณการใช้พลังงานต่อหน่วยรายได้ของประเทศ (energy intensity)
อย่างเห็นได้ชัด และการใช้พลังงานต่อประชากรยังเพิ่มขึ้นสูงมากอย่างต่อเนื่อง (กรมพัฒนาและ
ส่งเสริมพลังงาน, 2541) ในพ.ศ. 2541 การใช้พลังงานต่อ GDP ของประเทศไทยสูงเทียบเท่า
น้ำมันดิบ 480 กิโลกรัมต่อเหรียญ ส.ร.อ. แต่ในปีเดียวกันญี่ปุ่นใช้พลังงานเพียง 121 กิโลกรัม
ต่อเหรียญ ส.ร.อ.

6.4.2 เทคโนโลยีประหยัดพลังงานที่เหมาะสม

การถ่ายทอดเทคโนโลยีถึงงานที่เหมาะสมจำนวนมากซึ่งได้ผลในประเทศ
ที่พัฒนาแล้วช่วยให้ปรับตัวลงงานในประเทศได้อย่างมีประสิทธิภาพ อีกทั้งยังลดผลกระทบ
ต่อสิ่งแวดล้อม เนื่องจากใช้เชื้อเพลิงฟอสซิลน้อยลง

ตัวอย่างเทคโนโลยีที่เหมาะสม: ภาคอุตสาหกรรม (Watson, 1996)

- ระบบผลิตภัณฑ์และความร่วมมือกัน
- ระบบผลิตไฟฟ้าโดยวัฏจักรกังหันแก๊สร่วมกับกังหันไอน้ำ
- การนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้
- การเพิ่มประสิทธิภาพของการเผาไหม้เชื้อเพลิง
- การเลือกใช้มอเตอร์ไฟฟ้าให้มีประสิทธิภาพสูง

ตัวอย่างเทคโนโลยีที่เหมาะสมในภาคขนส่ง (Walson, 1996; กรมการ

วิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม 2542)

- เครื่องยนต์ที่มีประสิทธิภาพสูงและปล่อยไอเสียน้อย
- ระบายความร้อนด้วยไฟฟ้า

- การออกแบบโครงสร้างรถ เช่น การลดน้ำหนัก การเปลี่ยนวัสดุ
 - เซลล์เชื้อเพลิงสำหรับรถขนาดเล็ก
- เทคโนโลยีที่กล่าวมาแล้วควรจะได้รับทุนการประเมินความเหมาะสมสำหรับการใช้ในประเทศไทย ตลอดจนความเป็นไปได้ในการพัฒนาเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพประหยัดพลังงานให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้นอีกได้

6.4.3 การวิจัยและพัฒนา

งานวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีพลังงานในระยะที่พัฒนา แม้จะมีการจัดเนิงานในเรื่องและหัวข้อลักษณะต่างๆ หลากหลาย แต่ก็มีจุดอ่อนหลายประการ เช่น มีการวิจัยประยุกต์ที่เน้นทางด้านมาตรการวิจัยระยะหลังงานค่อนข้างมากมีการวิจัยทางด้านนโยบายน้อย ทำให้ต้องมีการจ้างที่ปรึกษาต่างประเทศค่อนข้างมาก นอกจากนี้ยังขาดการวิจัยที่เข้มแข็งนำไปสู่การสร้างรากฐานความรู้ที่สามารถนำไปกำหนดมาตรฐานและแนวปฏิบัติสำหรับประเทศ และที่สำคัญอีกประการหนึ่งคือการขาดทิศทางที่เด่นชัดในการกำหนดหัวข้อเรื่องสำหรับวิจัยที่จะช่วยแก้ปัญหาพลังงานของประเทศ

ด้วยลักษณะและจุดอ่อนต่างๆ ข้างต้นจึงเห็นว่าการวิจัยในระยะต่อไป น่าจะเป็นไปในลักษณะที่ช่วยสลายปัญหาและจุดอ่อนขึ้นต้น กล่าวโดยรวมนักวิจัยควรที่จะจัดเป็น 3 กลุ่มคือ

งานวิจัยกลุ่มแรก มุ่งเน้นทำการศึกษาศักยภาพและโอกาสในการใช้เทคโนโลยี ประหยัดพลังงานที่อยู่แล้ว ในภาคเศรษฐกิจต่างๆ ผลที่ได้จะเป็นประโยชน์สำหรับนำไป กำหนดเป็นแผนและมาตรการในการส่งเสริมสนับสนุนต่อไป ตัวอย่างโครงการสำหรับกลุ่มนี้ ได้แก่ การศึกษาศักยภาพการใช้ระบบ cogeneration และ absorption chiller ศักยภาพการใช้ เทคโนโลยีประหยัดไอน้ำ สมอัด ไฟฟ้า เทคโนโลยีการประหยัดพลังงานในเตา กระบวนการ อบแห้ง ฯลฯ ศักยภาพการใช้ชีวมวล แก๊สชีวภาพจากฟาร์มสุกร ระบบบำบัดน้ำเสีย ศักยภาพ การใช้แก๊สธรรมชาติในโรงงานอุตสาหกรรม และยานพาหนะประเภทต่างๆ เป็นต้น

งานวิจัยกลุ่มที่สอง ที่มหาวิทยาลัยเชียงใหม่ ได้แก่ การศึกษาวิจัยเชิงนโยบายและการบริหารจัดการโดยมุ่งเน้นที่การลดอุปสรรคในเรื่องงาน ระเบียบ และมาตรการ วิธีการส่งเสริมสนับสนุน ตัวอย่าง เช่น การศึกษามาตรการ วิธีการ ส่งเสริมสนับสนุน ตัวอย่างเช่น การศึกษาให้เงินสนับสนุนแก่ผู้ผลิตพลังงานจากแหล่งงานหมุนเวียน การศึกษาและวิธีการให้เงินสนับสนุนแก่ผู้ผลิตพลังงานจากแหล่งงานหมุนเวียน การศึกษาปรับปรุงวิธีการลดภาษีวัสดุ อุปกรณ์ที่ประหยัดพลังงาน การศึกษาปรับปรุงกฎหมายส่งเสริม

การอนุรักษ์พลังงาน การปรับปรุง building code การปรับปรุงระเบียบข้อเพื่อให้อาคารประหยัดพลังงานในอาคารราชการและรัฐวิสาหกิจ เป็นต้น

กลุ่มวิจัยประเภทที่สาม ความมุ่งเน้นที่การติดตาม ทำความเข้าใจกับเทคโนโลยีการประหยัดชนิดใหม่ ๆ เพื่อสร้างขีดความสามารถในการพัฒนา ออกแบบ และจัดสร้างเทคโนโลยี ดังกล่าวขึ้นใช้ภายในประเทศ ตัวอย่างเช่น การวิจัยและพัฒนา heat pump, commercial dryer, fluidized bed boiler, biogas generator, run-of-the river turbines, ระบบการควบคุมการทำงานของ chiller, ห้องเย็น เป็นต้น

งานวิจัยต่างๆ ข้างต้นจะช่วยเหลือแก้ปัญหาการประหยัดพลังงานของประเทศได้มาก ถ้าได้มีการดำเนินงานอย่างจริงจัง โดยเน้นที่ผลลัพธ์มากกว่ากระบวนการ และจะต้องมีการบริหารจัดการในส่วนที่เกี่ยวข้องอย่างต่อเนืองอย่างเหมาะสมจึงจะสัมฤทธิ์ผลตามที่มุ่งหวัง กล่าวคือ อัตราการเพิ่มพลังงานที่ใช้ต่ำกว่าอัตราการเพิ่มทางเศรษฐกิจ และดัชนีพลังงาน/GDP ลดลงอย่างต่อเนื่อง

ในระยะ 20 ปีต่อไป กลุ่มนักวิชาการและผู้สนใจด้านพลังงานได้ให้ความสำคัญต่อการพัฒนาการประหยัดพลังงานของประเทศในระดับสูงสุด ทั้งยังเห็นว่าการถ่ายทอดเทคโนโลยีและการวิจัยมีความสำคัญยิ่งต่อการดำเนินงานประหยัดพลังงานของประเทศให้ได้ผลตามที่มุ่งหวัง ปัจจุบันที่มีความสำคัญในการช่วยให้การประหยัดพลังงานมีประสิทธิภาพมากขึ้น ได้แก่ การพัฒนากำลังคนและการบริหารระบบที่เกี่ยวข้องทั้งในภาครัฐและเอกชน

6.5 แล้งน้ำ

6.5.1 สภาพภาพในประเทศและต่างประเทศ

ใน พ.ศ. 2541 โรงไฟฟ้าพลังน้ำได้รับการจัดตั้งแล้วประมาณ 2,923 เมกะวัตต์ (กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน, 2541) สภาพภาพของพลังน้ำในประเทศยังคงเหลืออยู่อีกไม่ต่ำกว่า 7,000 เมกะวัตต์ ผลกระทบที่สำคัญของโครงการผลิตไฟฟ้าพลังน้ำขนาดใหญ่ต่อสิ่งแวดล้อม ได้แก่ การเสียป่าไม้และการโยกย้ายประชากร ประชากรจำนวนหนึ่งไม่เห็นด้วยถึงแม้จะมีผลประโยชน์ได้หลายประการ เช่น การชลประทาน การประมง การทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลซึ่งผลิตมลพิษทางอากาศและการเป็นแหล่งท่องเที่ยว ผลดีจากการใช้พลังน้ำจึงจะมากกว่าผลเสีย

ประเทศญี่ปุ่นได้เลือกใช้ระบบผลิตไฟฟ้าพลังน้ำส่วนใหญ่ประเภทขนาดเล็กกลาง (run-off-river) และขนาดเล็กที่ไม่ต้องมีอ่างเก็บน้ำขนาดใหญ่ มีกำลังผลิตรวมกันถึงประมาณ

22,200 เมกะวัตต์ และมีแผนขยายกำลังผลิตไฟฟ้าด้วยระบบพลังน้ำขนาดเล็กและขนาดกลางอีก 4,300 เมกะวัตต์ ภายใน 10 ปี (New Energy in Japan, 1997) เนื่องจากเป็นระบบที่มีผลกระทบต่อนสิ่งแวดล้อมน้อยจนเป็นที่ยอมรับได้ จึงควรมีการศึกษาศักยภาพของระบบไฟฟ้าพลังน้ำประเภทดังกล่าวในประเทศให้ชัดเจนขึ้น

6.5.2 ศักยภาพของพลังน้ำในประเทศไทย

ถึงแม้ว่าประเทศไทยยังมีศักยภาพของพลังน้ำเหลือคงเหลืออยู่มากกว่า 7000 เมกะวัตต์สำหรับโครงการเขื่อนขนาดใหญ่ (large scale hydro) เช่น โครงการเขื่อนน้ำโจน เขื่อนแก่งเสือเต้น เขื่อนเหวนรก เขื่อนเขื่อนแก่งกรุง ผลกระทบที่เกิดขึ้นจากการสร้างเขื่อนต่อสภาพธรรมชาติและนิเวศวิทยา รวมทั้งความเดือดร้อนต่อประชาชนยังเป็นประเด็นที่ถกเถียงและวิพากษ์วิจารณ์กันอย่างกว้างขวาง และยังไม่มีความคืบหน้าเป็นข้อยุติสำหรับเรื่องนี้ แต่อย่างใดตลอดเวลาที่ผ่านมา ผลประโยชน์ของเขื่อนกับการพัฒนาประเทศในรูปของกระแสไฟฟ้าและการชลประทานกับผลประโยชน์โดยรวมในแง่การรักษาสสมดุลของระบบนิเวศวิทยา และผลกระทบต่อนิเวศวิทยาของประชาชนจำนวนมากจากโครงการต่างๆ ได้กลายเป็นข้อถกเถียงที่ยังหาข้อยุติไม่ได้แต่อย่างใด การศึกษาผลกระทบต่อนิเวศสิ่งแวดล้อมอย่างละเอียดและการทำประชาพิจารณ์ตามระบอบประชาธิปไตยมีความจำเป็นอย่างยิ่งด้วยถ้ายังคงต้องการผลักดันโครงการดังกล่าวต่อไป

ศักยภาพเขื่อนขนาดเล็กมาก (micro hydro) หรือไฟฟ้าพลังน้ำระดับหมู่บ้านมีกำลังการผลิตระหว่าง 0-200 กิโลวัตต์ และโรงไฟฟ้าพลังน้ำขนาดเล็ก (mini hydro) กำลังการผลิตระหว่าง 201-6000 กิโลวัตต์ โครงการไฟฟ้าพลังน้ำขนาดเล็กและเล็กมากเป็นโครงการประเภท run-off river ผลิตรกระแสไฟฟ้าโดยอาศัยปริมาณน้ำไหลในลำน้ำตามฤดูกาล และอาศัยความสูงของหัวในการหมุนเครื่องกังหันน้ำโดยสร้างฝายทดน้ำผ่านท่อผันน้ำและท่อส่งน้ำไปยังเครื่องกังหันน้ำแล้วปล่อยน้ำกลับสู่ลำน้ำเดิม พื้นที่โครงการอยู่ในภาคเหนือเป็นส่วนใหญ่เนื่องจากมีแหล่งน้ำขนาดเล็กและกระจายโดยทั่วไป หน่วยงานที่ดำเนินการมี 3 หน่วยงาน คือ กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค และการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย การดำเนินการพัฒนาไฟฟ้าพลังน้ำขนาดเล็กและเล็กมากจนถึงปี 2535 มีจำนวน 89 โครงการ กำลังการผลิตตั้งรวม 54,617.5 กิโลวัตต์ โครงการไฟฟ้าพลังน้ำขนาดเล็กนี้มีแนวโน้มที่ดี คือ ไม่ก่อปัญหาทางด้านสิ่งแวดล้อมมากนัก มีความเป็นไปได้ทั้งทางศักยภาพ เทคนิค และเศรษฐศาสตร์ การศึกษาวิจัยอุปกรณ์เครื่องมือเครื่องจักรกลผลิตพลังงานจากพลังน้ำยังมีน้อย ส่วนใหญ่

เป็นการซื้ออุปกรณ์เครื่องจักรกลจากต่างประเทศมาติดตั้งใช้งาน แทนหลักในระดัประเทศ
ควรกำหนดพื้นที่โครงการที่สมควรพัฒนาโครงการ กำหนดแนวทางให้ชัดเจนว่าหน่วยงานใด
ควรรับผิดชอบโครงการขนาดใหญ่ พื้นที่ไหน มีผลตอบแทนที่เหมาะสมขนาดไหน และ
วัตถุประสงค์ในการพัฒนาควรจะเป็นไปเพื่อผลตอบแทนทางเศรษฐกิจที่ชัดเจนไหม หรือ
เพื่อประโยชน์ทางสังคมและการเมืองด้วยหรือไม่ อย่างไร

โรงไฟฟ้าพลังน้ำขนาดเล็กที่ประกอบด้วยลำดับของเขื่อนขนาดเล็กหลายเขื่อนต่อกัน
ในแม่น้ำสายเดียวกัน หรือเป็นเขื่อนขนาดเล็กแบบ series run-off river เป็นอีกทางเลือกหนึ่ง
เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าโดยอาศัยปริมาณน้ำไหลในลำน้ำตามฤดูกาล และอาศัยความสูงของหัว
ในการหมุนเครื่องกังหันน้ำ โครงการไฟฟ้าพลังน้ำขนาดเล็กแบบ series run-off river มีแนวโน้ม
ที่ดี คือ การสูญเสียพื้นที่ป่าไม่น้อยกว่าเขื่อนขนาดใหญ่ เนื่องจากไม่ต้องการอ่างเก็บน้ำขนาดใหญ่
แต่ใช้ลำน้ำระหว่างเขื่อนแทนอ่างเก็บน้ำทำให้ก่อปัญหาทางนิเวศวิทยาไม่มากนัก ผลกระทบ
ต่อการอพยพย้ายประชากรมีไม่มาก อาจมีความเป็นไปได้ทั้งทางศักยภาพ เทคนิค และ
เศรษฐกิจด้วย ดังนั้น ควรมีการวิจัยและพัฒนาเพื่อประเมินศักยภาพที่แท้จริงของโรงไฟฟ้า
พลังน้ำขนาดเล็กแบบ series run-off river เพื่อเป็นทางเลือกหนึ่งของโรงไฟฟ้าพลังน้ำ

6.5.3 ศักยภาพของพลังน้ำจากประเทศเพื่อนบ้าน

การผลิตไฟฟ้าจากแหล่งพลังน้ำในประเทศไทยและเขมรเพื่อส่งมาจำหน่าย
ให้แก่ประเทศไทยมีศักยภาพสูงมากกว่า 4,000 เมกะวัตต์ (ปริตดา, การพัฒนาแหล่งพลังงาน
ทดแทน พลังน้ำหรือที่ร่วมที่จะร่วมพัฒนาไฟฟ้าพลังน้ำเพื่อส่งให้ไทยไม่น้อยกว่า 1,000 เมกะวัตต์
ส่วนศักยภาพที่เป็นไปได้ของการผลิตไฟฟ้าจากแม่น้ำโขงที่ผ่านไทย ลาวและเขมรด้วยระบบ
ผลิตขนาดกลางมีสูงถึง 13,000 เมกะวัตต์ (Mekhong, 1994) คาดว่าโครงการไฟฟ้าพลังน้ำ
ในประเทศเพื่อนบ้าน คงจะประสบกับการต่อต้านน้อยกว่าโครงการในประเทศไทย ทั้งนี้เพราะ
ได้ผลประโยชน์ร่วมกันมากกว่าผลเสีย

6.5.4 แนวทางวิจัยและพัฒนาพลังงาน

ลำดับความสำคัญจากมากไปน้อยในการวิจัยและพัฒนาพลังงานที่จัดตามที่ตั้งและ
ประเภทการเป็นดังนี้คือ

- (1) เขื่อนขนาดใหญ่ในประเทศลาวและพม่า
- (2) เขื่อนขนาดเล็กและขนาดเล็กลงมากในประเทศไทย

- (3) เขื่อนขนาดเล็กที่เป็นแบบ series run-off river ในประเทศ
 - (4) เขื่อนขนาดเล็กที่เป็นแบบ series run-off river บนแม่น้ำโขงที่เป็น
โครงการร่วมระหว่างประเทศไทย ลาว พม่า เขมร รวมถึงเวียดนาม
 - (5) เขื่อนขนาดใหญ่ในประเทศ
- ลำดับความสำคัญในการวิจัยและพัฒนาพลังน้ำขนาดเล็กในประเทศจากมากไป
น้อยความเป็น ดังนี้

- (1) ด้านผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมของพลังน้ำขนาดเล็ก (environmental impact
assessment)
 - (2) ด้านแหล่งที่ตั้งและประเมินศักยภาพพลังน้ำขนาดเล็ก
 - (3) ด้านประสิทธิภาพและการผลิตของพลังน้ำขนาดเล็ก
 - (4) ด้านการเชื่อมต่อพลังน้ำขนาดเล็กเข้ากับระบบส่งของ กฟผ. หรือ กฟว.
 - (5) ด้านเทคโนโลยีกังหัน และเครื่องกำเนิดกระแสไฟฟ้าของพลังน้ำขนาดเล็ก
- นักวิชาการให้ความสำคัญของการพัฒนาพลังน้ำขนาดเล็กในระดับสูงภายในเวลา
10 ปีต่อไป ปัจจุบันสำคัญในการพัฒนาพลังน้ำได้แก่ การบริหารระบบและถ่ายทอดเทคโนโลยี

6.6 ชีวมวล

6.6.1 แหล่งพลังงานชีวมวลและปัญหา

(1) การเป็นแหล่งพลังงาน

ชีวมวลเพื่อการผลิตพลังงานมักจะเป็นชีวมวลที่เหลือใช้ในกิจการอื่น เช่น
แกลบ ชี้อย ชะบะ และเศษเหลือจากอุตสาหกรรมอาหารและเครื่องดื่ม การแปลง
ชีวมวลเป็นพลังงานอาจทำได้ทั้งวิธีเคมีสีกส์ เช่น การเผาไหม้ pyrolysis และวิธีเคมีชีวะ เช่น
การย่อยสลายแบบไร้อากาศ ในบรรดาชีวมวลทั้งหลายธาตุคาร์บอนในพืชจะมีค่ามากที่สุด
ในการเปลี่ยนเป็นพลังงานความร้อนพืชได้คาร์บอนมาจากคาร์บอนไดออกไซด์(CO₂) ในบรรยากาศ
ดังนั้นการปลูกพืชและใช้พืชเป็นแหล่งพลังงานจึงถือว่าเป็นการสร้างสมดุลคาร์บอนให้แก่โลก
จึงต่างกับการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล

ชีวมวลเป็นผลผลิตจากพืชโดยเฉพาะอย่างยิ่งไม่เป็นแหล่งสะสมคาร์บอน
ไว้มากกว่าส่วนอื่นของพืช เป็นที่ประมาณว่ามวลจากการเติบโตของพืชในโลกนี้สามารถให้
พลังงานได้ถึง 2.890x10¹⁸ จูลส์ ซึ่งมากเป็น 8 เท่าของการใช้พลังงานในโลก (EREC, 1995)
อย่างไรก็ตามการใช้ชีวมวลพลังงานมีข้อจำกัด เช่น อยู่ในแหล่งที่ใช้ถึงยาก ค่าขนส่งจึงแพง

- ขาดความเชื่อมั่นในเทคโนโลยี ด้วยความล่าช้าและมีน้อย
- ขาดมาตรฐาน (standard) สำหรับระบบพลังงานชีวมวล และเครื่องมือ
- ขาดข้อมูลที่เพียงพอและไม่มีการกระจายข้อมูล

6.6.2 ศักยภาพชีวมวลในประเทศไทย

เมื่อศึกษาการเปลี่ยนแปลงจำนวนประชากรและการใช้พลังงานชีวมวลในช่วงปี 2528-2537 ของประเทศไทยแล้วสามารถทำนายได้ว่าในปี 2553 จะใช้พลังงานชีวมวลเพิ่มขึ้น 15% เมื่อเทียบกับปีฐาน 2538 ในปี 2538 ประเทศไทยใช้พลังงานชีวมวล 11,809 kloe (กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน, 2541) ดังนั้นในปี 2553 คาดว่าจะใช้พลังงานชีวมวล 13,580 kloe หรือชีวมวลประมาณ 57 ล้านตัน (10 M J/kg) เฉพาะในส่วนของไม้ที่กินค่าตัวในปี 2553 จะมีอุปทานไม้พื้น 59,157x10³ ตัน ในขณะที่อุปสงค์ 53,390x10³ ตัน ซึ่งจะเห็นว่ามีอุปทานเกินอุปสงค์อยู่เล็กน้อยเท่านั้น (RWEDP, 1997 b) ในประเทศไทยช่วง 2523-2539 ซึ่งค่า GNP/Capita เพิ่มขึ้นเกือบ 3 เท่า ปรากฏว่ามีการใช้พลังงานชีวมวลเพิ่มขึ้น 68 % ดังนั้นจึงได้ข้อสรุปว่าการใช้พลังงานชีวมวลมีส่วนสัมพันธ์กับ GNP/Capita และเมื่อประเทศมีผลผลิตมากขึ้นพลังงานที่ใช้เพิ่มขึ้นคือพลังงานฟอสซิลซึ่งเป็นทางเลือกเสริม (complementation) ไม่ใช่มาแทนที่พลังงานชีวมวล (substitution) ซึ่งสอดคล้องกับผลการศึกษาของกรมป่าไม้ว่าอุตสาหกรรมเกษตรไม่มีได้ลดลงแต่กลับเพิ่มขึ้นจนมีประเทศไทยผลิตถ่านเป็นละ 3 ล้านตัน

ในปัจจุบันการใช้ชีวมวลเพื่อพลังงานยังมุ่งเพื่ออยู่อย่างมากเพราะผู้ใช้ไม่ได้ตระหนักถึงประสิทธิภาพ ด้านนโยบายอาจยังไม่เห็นความสำคัญของประเทศในการใช้เชื้อเพลิงชีวมวลเพราะอาจเข้าใจผิดว่าปริมาณการใช้ในอนาคตจะลดลงเมื่อประเทศพัฒนามากขึ้น ถึงแม้จะมีเทคโนโลยีที่พัฒนาและพิสูจน์ทราบแล้ว เช่น การใช้ของเสียจากเกษตรกรรม แต่ก็ไม่ได้จัดโครงสร้างสนับสนุนให้เป็นรูปธรรม การสำรวจในปี 2539 พบว่าครัวเรือนในชนบทใช้ชีวมวล 8.8 ล้านตัน และหากใช้เชื้อเพลิงชีวมวลจะสามารถประหยัดได้ถึง 3.1 ล้านตัน (DEDP, 1997) เป็นที่น่าทึ่งกว่าในอนาคต หากทราบว่าประเทศยังคงต้องพึ่งพลังงานชีวมวลอยู่ก็อาจจะสายเกินไป การพัฒนาพลังงานชีวมวลต้องมีความสามารถใน 3 ประการคือ การประเมินแหล่งทรัพยากรเทคโนโลยี และการวางแผน ดังนั้น สิ่งที่ต้องเร่งทำคือ ขยายความรู้ความสามารถโดยการศึกษาวิจัย ฝึกอบรม มีหน่วยงานที่รับผิดชอบโดยตรงในการวิเคราะห์และกำหนดนโยบาย สร้าง infrastructure และเครือข่ายแทรกแซงราคา ทั้งชีวมวลและไฟฟ้าชีวมวล และพัฒนาเทคโนโลยี

หน่วยงานทางรัฐที่มีอยู่ขณะนี้คือกรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน ซึ่งมีศูนย์อยู่ในภูมิภาคต่างๆ ควรร่วมมือกับหน่วยงานวิจัยเพื่ออนาคตเทคโนโลยีและความรู้ไปเผยแพร่

มีความเสี่ยงต่อการใช้ในระยะยาวเพราะไม่สามารถแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์อื่นได้ ชีวมวลในประเทศไทยมีส่วนรวมในอุปทานพลังงาน 18.8 % ในปี 1998 โดยสัดส่วนมีแนวโน้มลดลงแต่มีปริมาณเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง อย่างไรก็ตามปริมาณพลังงานชีวมวลเปลี่ยนแปลงไม่มากนักตลอด 10 ปีที่ผ่านมา โดยมีค่าอยู่ที่ 13.5x10³-15.7x10³ kloe (กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน, 2541) ชีวมวลหลักที่ใช้ผลิตพลังงานคือ ไม้ (70.2 %) ชานอ้อย (17.6 %) และแกลบ (12.2 %) จากการสำรวจ พบว่าในปี 2539 ชีวมวลหลักที่เป็นผลิตภัณฑ์เกษตรที่มีปริมาณทั้งสิ้น 285x10⁶ toe หากนำชีวมวลอ้อย แกลบ เศษไม้และวัสดุเหลือใช้ในโรงงานมาแปรรูปมาผลิตไฟฟ้าจะได้กำลังการผลิต 2,985 MW หรือ 11,200 GWh/ปี

(2) ปัญหาของการใช้ชีวมวล

ปัญหาหลักของการใช้พลังงานชีวมวลคือขาดข้อมูลสำเนา เพราะชีวมวลโดยเฉพาะที่เป็นวัสดุเศษเหลือทางเกษตรเปลี่ยนแปลงได้ทุกปีโดยขึ้นอยู่กับภูมิอากาศ ราคา ผลผลิตในปีที่ผ่านมา (ซึ่งเป็นปัจจัยการตัดสินใจปลูกในปี) การส่งเสริมของรัฐ และการใช้ชีวมวลเพื่อการใช้ การขาดข้อมูลทันสมัยและการขาดความเข้าใจที่จะมองภาพเกษตรว่าเป็นฝ่ายผลิตพลังงาน (energy sector) ทำให้ไม่สามารถกำหนดนโยบายในระยะยาวและยุทธศาสตร์การใช้พลังงานชีวมวลได้

ข้อมูลชีวมวลจึงมักจะได้จากการประมาณการจากข้อมูลอื่น เช่น จำนวนปริมาณแกลบจากผลผลิตข้าว ปริมาณไม้ยางจากพื้นที่ที่ได้รับการส่งเสริมจากสำนักงานกองทุนส่งเสริมการเกษตรบางส่วน ปริมาณเศษอ้อยและชีวมวลปาล์มที่มีมาจากการผลิตของโรงงาน เป็นต้น ชีวมวลมักจะกระจายตามแหล่งต่างๆ ตัวอย่างเช่น ในภาคใต้มีแต่โรงสีขนาดเล็ก แกลบจึงอยู่กระจัดกระจายหรือห่างไกลมีปริมาณมาก แต่ต้นทุนการเก็บเกี่ยวและขนส่งจะแพงมาก นอกจากนั้นการใช้ชีวมวลเพื่อพลังงานยังต้องคำนึงถึงผลกระทบอื่น เช่น ฟางข้าวบางส่วนควรทิ้งในแปลงนาให้ย่อยสลายเพิ่มอินทรีย์วัตถุให้แกดิน

การใช้พลังงานชีวมวลมีความเหมาะสมทางเศรษฐกิจของประเทศมากกว่าการพึ่งพาพลังงานภายนอก เพราะนอกจากจะไม่สูญเสียเงินตราต่างประเทศแล้วยังเป็นการสร้างงานในประเทศอีกจำนวนมากด้วย แต่ที่ยังไม่ประสบความสำเร็จการใช้ชีวมวลเพื่อพลังงานเนื่องจากปัญหาต่อไปนี้

- แหล่งเงินทุนหายากสำหรับพลังงานชีวมวล
- นโยบายแผนงานและการสนับสนุนของรัฐไม่ชัดเจน

สู่ผู้ให้พลังงานจากไม้ยางพาราและไม่ปาล์มจะเป็นแหล่งพลังงานขนาดใหญ่ที่ค่อนข้างมีความมั่นคงสูง เพราะเป็นชีวมวลที่เป็นเศษเหลือจากอุตสาหกรรมเกษตรที่จะยังคงอยู่กินกันอย่างไร้ที่ติตาม ขณะนี้ยังไม่มียุทธศาสตร์ของรัฐบาลที่จะดูแลการใช้ชีวมวลจากอุตสาหกรรมยางและปาล์มน้ำมัน ตัวอย่างเช่น การปลูกยางปิงปงนั้นถ้าถึงแก่การได้น้ำยางเพียงอย่างเดียว เพราะเป็นกิจกรรมที่ดูแลโดยกระทรวงเกษตร แต่หากพิจารณาจากอุตสาหกรรมยางประกอบด้วยยาง น้ยางและพลังงาน เราจะต้องการหน่วยงานระดับนโยบายของภาพรวมและวางแผนในการปลูกยางพาราที่สามารถตอบสนองความต้องการทั้ง 3 ส่วนเพื่อให้ได้ประโยชน์สูงสุด

(1) ชีวมวลจากเกษตร

ศักยภาพของชีวมวลจากเกษตรในประเทศไทยพิจารณาได้ 3 ส่วนคือ ชีวมวลจากเกษตรระยะยาว (ยางพาราและปาล์มน้ำมัน) ชีวมวลจากเกษตรระยะสั้น (พืชอายุต่ำกว่า 1 ปี เช่น ข้าว และอ้อย) และชีวมวลปลูกเพื่อพลังงาน (dendropower)

ชีวมวลเกษตรระยะยาว

ยางพารา

ประเทศไทยปลูกยางต้นแรกในปี 2443 และจะยังคงอยู่ต่อไปตราบนานาชาติ ยังคงต้องการใช้ยางธรรมชาติ รัฐบาลไทยมีนโยบายคงพื้นที่ปลูกยางไว้ 12 ล้านไร่ โดยจะลดพื้นที่ปลูกในภาคใต้และขยายพื้นที่ปลูกในภาคตะวันออกเฉียงเหนือ พื้นที่ปลูกในภาคใต้จะทดแทนด้วยปาล์มน้ำมัน ซึ่งเป็นพืชอุตสาหกรรมระยะยาวเช่นเดียวกับยางพารา ดังนั้นจึงเป็นที่มั่นใจได้ว่าชีวมวลจากเกษตรระยะยาว ทั้งยางพาราและปาล์มน้ำมันจะยังคงเป็นแหล่งอุปทานหลักของชีวมวลเพื่อพลังงานที่มั่นคงในอนาคต การสำรวจพื้นที่ปลูกยางในปี 2538-39 ปรากฏพื้นที่ปลูกยางในภาคใต้ 10,454,210 ไร่ ภาคตะวันออก 1,507,446 ไร่ และภาคตะวันออกเฉียงเหนือ 283,875 ไร่

ต้นยางพาราผลิตชีวมวลจากการผลัดใบและกิ่งแห้งจำนวน 227.3 กก./ไร่ และ 15.7 กก./ไร่ ตามลำดับ (Praserisan, 1991) ซึ่งเป็นปริมาณน้อยมากไม่เหมาะแก่การใช้เป็นพลังงาน แต่ควรที่จะให้พืชมเป็นอินทรีย์สารเกดดิน ดินยางให้ยางน้อยอายุ 6-7 ปี และต้องโค่นปลูกใหม่เมื่ออายุ 25-30 ปี ในพื้นที่ 1 ไร่จะปลูกยางได้ 60-70 ต้น เมื่อโค่นจะได้เนื้อไม้ทั้งสิ้น 45 ลูกบาศก์เมตร/ไร่ ซึ่งจะมีการนำมาแปรรูปประมาณร้อยละ 46 อีกร้อยละ 54 เป็นไม้ขนาดเล็กทั้งในสวน ในการแปรรูปเหลือเศษไม้จึงประมาณร้อยละ 28-34 และในการผลิตเพอร์เจอร์เหลือเศษไม้จึงอีกประมาณร้อยละ 6-9¹

การสำรวจชีวมวลตามพื้นที่ในปี พ.ศ. 2539 พบว่าภาคใต้มีต้นยางอ่อน (อายุน้อยกว่า 5 ปี) จำนวน 13 % และภาคตะวันออกจำนวน 16.7 % ในสภาวะคงตัวการปลูกทดแทนควรจะเพิ่ม 3-4 %ต่อปี และควรมียางอ่อน (อายุ 0-5 ปี) จำนวน 15-20 % ตัวเลขข้างต้นแสดงว่าภาคใต้มีการปลูกทดแทนน้อยกว่าพื้นที่ที่ตัดโค่น (เพราะเปลี่ยนไปปลูกพืชอื่น เช่น ปาล์มน้ำมันหรือผลไม้) หรืออาจตีความได้ว่าภาคใต้มีการตัดโค่นน้อยกว่าที่ควร (ซึ่งมักจะมีส่วนจากยางราคาดี หรือสำนักงานกองทุนสงเคราะห์การทำสวนยาง (สทย.) ไม่มีงบประมาณสนับสนุนได้)

ในสภาวะคงตัวที่ควรมีการโค่นยาง 3-4 % ของพื้นที่ปลูกนั้นจะต้องมีพื้นที่โค่นปีละ 360,000-480,000 ไร่ แต่ปัจจุบัน สทย. มีงบประมาณสนับสนุนการปลูกทดแทนได้เพียงปีละ 148,000 ไร่ แต่ด้วยความต้องการของอุตสาหกรรมไม้ยางพารา จึงทำให้โรงเลื่อยเพิ่มราคาซื้อขายไม้ยาง การโค่นต้นยางโดยไม่ผ่านการกระบวนาการของ สทย. ทำให้ไม่มีหลักประกันว่าเกษตรกรจะปลูกยางทดแทน ดังนั้นพื้นที่สวนยางในภาคใต้และภาคตะวันออกจึงมีแนวโน้มลดลง ย่างไรก็ตามพื้นที่ภาคใต้จะยังคงเป็นแหล่งปลูกยางเกือบ 90 % ของประเทศ

ไม้ยางพาราแปรรูปเป็นสินค้าได้เพียง 6-10 % เท่านั้น ดังนั้นกว่า 90 % ของชีวมวลจึงเป็นวัสดุเศษเหลือ ขณะนี้ไม่สามารถประมาณการพื้นที่ตัดโค่นได้แน่นอน การศึกษาของเอกตามหาชัยทรงบุระ² 83 % ของพื้นที่ตัดโค่นในประเทศไทยถูกใช้ประโยชน์ในอุตสาหกรรมไม้ยางพารา (17 % ตัดโค่นโดยไม่ได้อีกเลย) เข้าโรงเลื่อยกลายเป็นเพราะความทุรกันดาร

หากอุตสาหกรรมยังคงมีประสิทธิภาพการใช้ไม้ต่ำกว่า 10 % เช่นปัจจุบันจะพบว่าในยอดคัตอินไลน์ (2545-2550) ประเทศไทยจะมีเศษไม้ยางพาราไม่ต่ำกว่า 114.2x10⁶ ลูกบาศก์เมตรต่อปี และปริมาณสูงสุดจะปรากฏในช่วง พ.ศ. 2551-2556 คือ มีเศษไม้ยางพารา 136x10⁶ ลูกบาศก์เมตร คิดเป็นพลังงาน 1.113x10¹² จูลล์ และ 1.326x10¹² จูลล์ต่อปี ตามลำดับ สมากมอุตสาหกรรมเครื่องเรือนไทยคาดการณ์ว่าในปี 2543 ต้องใช้ไม้แปรรูปทั้งสิ้น 1,600,000 ลูกบาศก์เมตร (สรรพกิจ, 2542) ซึ่งหากคำนวณตามรูปที่ 5 แล้วจะต้องได้สวนยางประมาณ 300,000 ไร่

โดยสรุปอุตสาหกรรมไม้ยางพาราเป็นแหล่งอุปทานที่สำคัญของชีวมวลไม้ยางพารา แหล่งผลิตที่สำคัญคือภาคใต้ ซึ่งในปี 2541 มีโรงงานอุตสาหกรรมไม้ยางพารทั้งสิ้น 373 โรง โรงงานกระจายอยู่ตามจังหวัดสำคัญๆ ที่ปลูกยางมากตามลำดับต่อไปนี้ สงขลา (80) สุราษฎร์ธานี (69) นครศรีธรรมราช (53) ยะลา (46) ตรัง (36) และพัทลุง (14) ชีวมวลจำนวนมากจะอยู่ในสวนยาง (54%) ดังนั้นจังหวัดที่ปลูกยางมากจะมีชีวมวลในสวนยางมากตามลำดับ

¹ ข้อมูลจากสำนักงานวิจัยชุดโครงการอุตสาหกรรมไม้ยางพารา สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

คือสุราษฎร์ธานี สงขลา นครศรีธรรมราช ตรัง ยะลา และระนอง แต่เนื่องจากการรวบรวมชีวมวลจากสวนยางจะมีราคาถูกกว่าการใช้ชีวมวลเศษเหลือในโรงงาน (เหลือในโรงเลื่อยประมาณ 70 % ของวัตถุดิบ) และในโรงงานเฟอร์นิเจอร์ (เหลือ 50 % ของวัตถุดิบ) ประกอบกับโรงงานเป็นแหล่งใช้พลังงาน ทั้งความร้อนและไฟฟ้า ดังนั้นการผลิตพลังงาน (cogeneration) ที่โรงงานจึงมีความเหมาะสมกว่า โดยมีโรงงานและสวนยางบริเวณใกล้เคียงเป็นแหล่งสนับสนุนเสริมด้านพลังงาน จากการศึกษาเบื้องต้นจากข้อมูลวิทยุภูมิภาคการผลิตของโรงงานพบว่าอุตสาหกรรมไม้ยางพาราในประเทศไทยจะมีกำลังการผลิตไฟฟ้ารวม 950 MW และหากจะใช้ชีวมวลเหลือทิ้งในส่วนยางแต่เพียงอย่างเดียวนี้ โรงไฟฟ้าขนาด 6 MW สามารถเชื่อมต่อเพียงฟองและยังเกินหากมีพื้นที่สวนยาง 65,700 ไร่ หรือพื้นที่ทั้งหมดรวมครอบคลุมรัศมี 5-8 กม. (Prasertsan and Vanapruk, 1998)

ปาล์มน้ำมัน

ประเทศไทยมีพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมัน 1.4 ล้านไร่ อยู่ในรูปของบริษัท 50 % เกษตรกรรายใหญ่ 18 % และเกษตรกรรายเล็ก 32 % ในปี 2541 ไทยมีผลผลิตทะลายสด 2.5 ล้านตัน (2.7 % ของโลก) และผลิตน้ำมันปาล์มได้ 360,000 ตัน (2 % ของโลก) อุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันของไทยใหญ่เป็นอันดับ 3 ของเอเชีย (เอเชียผลิตน้ำมันปาล์ม 82 % ของโลก) แต่ยังคงห่างไกลอันดับ 1 (มาเลเซีย 46 % ของโลก) อยู่มาก พื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันในประเทศไทยกำลังขยายตัวในภาคใต้ เมื่อ พ.ศ. 2520 ประเทศไทยมีพื้นที่ปลูกปาล์มเพียง 69,000 ไร่ พื้นที่เก็บเกี่ยวในปี 2539 มีจำนวน 1.02 ล้านไร่ อยู่ในจังหวัดกระบี่ (38 %) สุราษฎร์ธานี (27 %) ชุมพร (18 %) สตูล (5.7 %) ตรัง (3.8 %) และจังหวัดอื่นๆ (7.5 %) ดังนั้นพื้นที่ที่มีศักยภาพชีวมวลจากปาล์มน้ำมันคือ กระบี่ สุราษฎร์ธานี และชุมพร ซึ่งเป็นจังหวัดที่มีโรงงานหรือมีนํ้าปาล์มมากที่สุดด้วย

กำลังการผลิตของโรงงานในจังหวัดต่างๆ แสดงในตารางที่ 6.11 ซึ่งคำนวณเป็นปริมาณวัสดุเศษเหลือเพื่อพลังงานได้กำลังการผลิตติดตั้ง 850 ตัน/ชั่วโมง หรือ 3.74×10^6 ตัน/ปี) จะมีเมื่อกำลังการผลิตติดตั้งรวม 4.3 ล้านตัน/ปีนั้นสูงกว่าผลผลิตในเวียดนาม (2.5 ล้านตัน) ถึง 1.72 เท่า กำลังการผลิตสูงมากเพราะผลปาล์มออกเป็นฤดูกาล โรงงานจึงต้องติดตั้งเพื่อสำหรับฤดูกาลที่ผลปาล์มออกมาสูง กำลังการผลิตต่อปีในตารางจึงประมาณจากวัตถุดิบซึ่งมีเพียง 58 % ของกำลังการผลิตติดตั้งรวม และคิดชั่วโมงผลิต 4,300 ชม./ปี วัสดุเศษเหลือ

คำนวณจากค่า FFB โดยมีปัจจัยดังนี้ (Prasertsan & Prasertsan 1996) น้ำเสีย (WW) 0.87 ทะลายเปล่า (EFB) 0.28 ไบโกล (PPF) 0.12 และทะลาย (PKS) 0.08 ค่าความร้อนของทะลายเปล่า ไบโกล และทะลายมีค่า 4.6 MJ/kg 9.6 MJ/kg และ 17.4 MJ/kg ตามลำดับ (Aziz, 1994) และน้ำเสียสามารถผลิตแก๊สชีวภาพได้ $15.6 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ ww}$ (Doelle et al. 1998) หรือ 434.3 MJ/ $\text{m}^3 \text{ ww}$

ตารางที่ 6.11 กำลังการผลิตน้ำมันปาล์มในภาคใต้และศักยภาพพลังงาน (2541)

จำนวน โรงงาน	กำลังการผลิต (FFB) (t / h) *	วัสดุเศษเหลือ x 10 ³ t / y ww EFB PPF PKS	พลังงาน x 10 ³ M J	
19	850	2,120	1,844.1 593.4 254.4 169.5	8,921.9

หมายเหตุ : * กำลังการผลิตติดตั้ง ** กำลังผลิตจริง

จากตารางจะเห็นว่าเฉพาะโรงรับซื้อน้ำมันปาล์มเพียงอย่างเดียวมีชีวมวลรวมนี้ทั้ง ที่จะผลิตพลังงานได้ถึง (ความร้อน) $8,922 \times 10^3$ จูลส์ โรงรับซื้อน้ำมันปาล์มขนาดใหญ่จะติดตั้งระบบ cogeneration ชนิดใช้ back pressure turbine กำลังติดตั้งทั่วไปคือ 500 kW จากการศึกษารายชื่อ Wibulsawas and Terdyothin (1990) พบว่ามีประสิทธิภาพของระบบเพียง 45.9% เพราะไอที่ปล่อยไประหว่างกระบวนการที่ควรจะเป็นจากการสำรวจของสุธีระและพูนสุข (2537) พบว่าโรงงานส่วนมากผลิตกำลังไฟฟ้าเพียง 50% ของกำลังติดตั้งเท่านั้น

จากข้อมูลในตารางแสดงว่าชีวมวลเหลืออยู่ถึงสามารถผลิตพลังงานได้ 4.2×10^6 จูลส์/ตัน FFB ในการรับ FFB 1 ตัน ต้องใช้พลังงานไฟฟ้า 20-25 kWh และไอน้ำ 0.73 ตัน (2.5 บาร์) (Pennington, et al., 1995) ในการผลิตพลังงานดังกล่าวต้องพลังงานความร้อน (คิดประสิทธิภาพความร้อนในการผลิตไฟฟ้า 25 %) ทั้งสิ้น 2.2×10^6 จูลส์ จะเห็นว่าอุตสาหกรรมน้ำมันปาล์มสามารถผลิตพลังงานเพิ่มได้ประมาณ 2×10^6 จูลส์ ความร้อนต่อตัน FFB ทำให้กำลังการผลิตส่งออกนอกโรงงานได้ทั้งสิ้น $4,240 \times 10^6$ จูลส์/ปี

ต้นปาล์มต้องงัดโค่นปลูกใหม่เมื่ออายุ 25 ปี (ขณะนั้นปาล์มแก่แก่ของประเทศไทยถึงรอบตัดโค่นแล้ว) ในระหว่างอายุเกี่ยวกับสวนปาล์มจะผลิตชีวมวลเป็นทางปาล์ม (ก้านใบ) จำนวน 400 กก./ไร่ และเมื่อตัดโค่นแล้วจะได้ไม้ 30.46 ลูกบาศก์เมตร/ไร่ การกระจายของอายุต้นปาล์มน้ำมันเป็นดังตารางที่ 6.12

ตารางที่ 6.12 ศึกษากาพพลังงานจากตับป้าเลี้ยงน้ำ

ปีที่ปลูก	พื้นที่ปลูก (ไร่)	อายุขณะนี้ (2543) (ปี)	ปีตัดโค่น	ไม้จากตัดโค่น $\times 10^3$ (ลบ.ม)	พลังงาน $\times 10^3$ J / ปี
2521 - 2525	263.200	18 - 22	2546 - 2550	8,017	10,528
2526 - 2530	285.160	13 - 17	2551 - 2555	8,686	11,406.4
2531 - 2535	327.790	8 - 12	2554 - 2560	9,984	13,111.6
2536 - 2540	454.250	3 - 7	2561 - 2565	13,836	18,170.0

ที่มา : จัดแปลงจากข้อมูลจากสำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร

การโค่นยางพารา 1 ไร่ ได้ชีวมวล 45 ลบ.ม. และใช้ผลิตพลังงานเพียง 10 % จะทำให้ได้ชีวมวลเพื่อพลังงาน 40.5 ลบ.ม. และได้พลังงานประมาณ 400×10^3 จูลส์ (ความหนาแน่น 650 kg/m^3 ความร้อน 15-16 MJ/kg) ซึ่งสูงกว่าการโค่นปาล์มถึง 2 เท่า ดังนั้นการลดพื้นที่ปลูกยางในภาคใต้จะทำให้ศักยภาพพลังงานชีวมวลลดลง แต่ไม่น่าจะมีนัยสำคัญเพราะอุปทานน่าจะมากกว่าอุปสงค์ของโรงไฟฟ้า

ชีวมวลเกษตรระยะสั้น

ข้าว

ใน พ.ศ. 2542 ประเทศไทยผลิตข้าวทั้งปีและนาปรังปีละประมาณ 23.3 ล้านตันข้าวเปลือก โดยแบ่งเป็นข้าวนาปี 18.976 ล้านตัน และข้าวนาปรัง 4.336 ล้านตัน โดยมีพื้นที่ปลูกข้าวรวมทั้งสิ้น 57.195 ล้านไร่ เป็นที่คาดว่าผลิตข้าวในปี 2543 จะลดลงประมาณ 0.61 % (กระทรวงเกษตรและสหกรณ์, 2543) พื้นที่ปลูกข้าวแยกตามภาคได้ดังตารางที่ 6.13

ตารางที่ 6.13 พืชปลูกข้าวแยกตามภาค ในปี พ.ศ. 2542

ภาค	นาปี		นาปรัง	
	พท. ($\times 10^3$ ไร่)	ผลผลิต ($\times 10^3$ ตัน)	พื้นที่ ($\times 10^3$ ไร่)	ผลผลิต ($\times 10^3$ ตัน)
ตะวันออกเฉียงเหนือ	32,207	8,550	444	191
กลาง	9,772	4,527	3,429	2,469
เหนือ	12,442	4,958	2,297	1,543
ใต้	2,773	941	288	133
รวม	57,194	18,976	6,458	4,336

ผลผลิตข้าวของไทยในช่วงปี 2531-2540 เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย จากที่เคยผลิตได้ 21.26 ล้านตัน ใน พ.ศ. 2531 (พื้นที่เพาะปลูก $64,677 \times 10^3$ ไร่) เพิ่มขึ้นเป็น 23.58 ล้านตัน ใน พ.ศ. 2540 (พื้นที่ $64,189 \times 10^3$ ไร่) แต่จำนวนโรงสีกลับลดลงอย่างต่อเนื่อง จากจำนวน 45,019 โรง ใน พ.ศ. 2536 เหลือ 43,275 โรง ใน พ.ศ. 2540 โดยโรงสีเกินกว่าครึ่งหนึ่ง (28,533 โรง) จะอยู่ในภาคตะวันออกเฉียงเหนือ และที่เหลือจะอยู่ในภาคเหนือ (8,779) ภาคกลาง (3,232) และภาคใต้ (2,731) (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2542)

แถบที่ได้จากการสืบทอดคิดเป็น 23 % ของข้าวเปลือก (Black & Vealch, 2000) และมี energy used factor = 0.531 (53.1 % ของแถบถูกใช้เป็นพลังงานในโรงสี) และ surplus availability factor = 0.469 โดยมีค่าความร้อน 14.27 MJ/kg ดังนั้นแถบขบขนั้น มีศักยภาพใช้เป็นพลังงานดังตารางที่ 6.14

ตารางที่ 6.14 การใช้แถบเป็นพลังงานและศักยภาพพลังงาน ในปี 2542

ภาค	ผลผลิตรวม $\times 10^3$ ตัน	ปริมาณแถบ $\times 10^3$ ตัน	พลังงานรวม $\times 10^4 \text{ MJ}$	พลังงานไร่ใน $\text{ไร่} \times 10^4 \text{ MJ J}$	ศักยภาพพลังงาน $\times 10^4 \text{ MJ J}$
ตะวันออกเฉียงเหนือ	8,741	2,010	28,689	15,234	13,455
กลาง	6,996	1,609	22,962	12,193	10,769
เหนือ	6,501	1,495	21,337	11,330	10,007
ใต้	1,074	247	3,525	1,872	1,653
รวม	23,312	5,361	76,513	40,629	35,884

อ้อย

พื้นที่ปลูกอ้อยในประเทศไทย เพิ่มขึ้นจาก $4,133 \times 10^3$ ไร่ ในปี 2531 เป็น $6,267 \times 10^3$ ไร่ ในปี 2535 และตัวเลขค่อนข้างคงที่ประมาณ $5,800 \times 10^3 - 6,000 \times 10^3$ ไร่ ใน พ.ศ. 2542 พื้นที่ปลูกมีทั้งสิ้น $5,644 \times 10^3$ ไร่ มีผลผลิตทั้งสิ้น $55,100 \times 10^3$ ตัน ผลผลิต 9,762 กก./ไร่

ชีวมวลจากอุตสาหกรรมน้ำตาลประกอบด้วยอ้อยและใบอ้อย 30.2 % ชานอ้อย 29.1 % (Bhattacharya, et al., 1989; DEDP, 1992) ดังนั้นศักยภาพชีวมวลและพลังงานสามารถคำนวณได้จาก energy use factor (0.793 สำหรับชานอ้อยและอ้อย 0.00 สำหรับใบอ้อย) และ surplus availability factor (0.207 และ 0.986 ตามลำดับ) ดังแสดงในตารางที่ 6.15 โดยคำนวณจากค่าความร้อนของชานอ้อยและใบอ้อย 14.40 และ 17.39 MJ/kg ตามลำดับ

ตารางที่ 6.15 การใช้ข้อมูลจากย่อยเป็นพลังงานและศักยภาพพลังงาน (2542)

ภาค	ผลผลิต x 10 ³ ตัน	ปริมาณ ใน-ยอด x 10 ³ ตัน	ปริมาณ รวม x 10 ³ MJ	พลังงาน ใช้ในโรงงาน x 10 ³ MJ	ศักยภาพ พลังงาน x 10 ³ MJ
เหนือ	12,586	3,801	3,662	107,467	43,404
ตะวันออกเฉียงเหนือ	20,615	6,205	5,999	193,675	70,856
กลาง	21,899	6,591	6,373	205,736	75,264
รวม	55,101	16,597	16,034	506,878	189,524
					317,354

ศักยภาพพลังงานของชีวมวลจากอุตสาหกรรมน้ำตาลมีคู่แข่งอย่างอื่น เช่น ใช้ชานอ้อยและกากน้ำตาลทำปุ๋ยหมัก ชานอ้อยที่แน่นอนไม่เกิดความหนาแน่นปานกลาง (MDF) หรือกระดาษ การเก็บเกี่ยวและย่อยต้องใช้เวลาใช้ค่าใช้จ่ายสูง ดังนั้นชีวมวลเพื่อพลังงานจากอุตสาหกรรมน้ำตาลจึงมีความน้อยกว่ากลับ

ข้อมูลเพื่อพลังงานจากป่าปลูก

การปลูกป่าเพื่อพลังงานหากจะให้นิยามได้ควรใช้ Impac น้อยที่สุดในแง่ของพลังงานแล้วต้นไม้สะสมพลังงานจากการสังเคราะห์แสง ซึ่งเป็นการดึงพลังงานแสงอาทิตย์ มาเก็บแปรรูปเป็นพลังงานชีวมวลในอัตราส่วนประมาณ 15-30: 1

ในปี 1997 ประเทศไทยมีป่าเสื่อมโทรมและพื้นที่ว่างเปล่า 68.75x10³ ไร่ และคาดว่าในปี 2010 จะเพิ่มเป็น 77.5x10³ ไร่ และได้มีการศึกษาใน scenario ต่างกัน 3 scenario โดยมีการจัดการสวนป่า ปุ๋ย และพันธุ์ไม้ และการชลประทานเป็นตัวแปร พบว่าใน scenario ที่เลวร้ายที่สุดจะผลิตชีวมวลได้ 135,752x10³ ตัน/ปี และในกรณีที่ดีที่สุด (ซึ่งต้องลงทุนมาก) จะได้ชีวมวล 511,466x10³ ตัน/ปี (DEDP, 1999) ถ้าหากใช้ปลูกแคสสิปัส (E. Camaldulensis) จะได้ไม้แห้ง 40.75 ตัน/ไร่ โดยมีต้นทุนการผลิต 208 บาท/ตันไม้แห้ง คิดเป็นต้นทุนพลังงาน 13.9 บาท/GJ ซึ่งต่ำกว่าน้ำมันเตามาก

ข้อมูลเมื่อเดือนเมษายน 2542 มีพื้นที่สวนป่าชันทะเบียน 417,360 ไร่ ต้นไม้ต่าง ๆ 49,913,066 ตัน ไม้จากสวนป่ามีเป้าหมายเพื่ออุตสาหกรรม เช่น ชี้นไม้สับและไม้แปรรูป ในการทำไม้แปรรูปนั้นจะมีวัสดุเศษเหลือประมาณ 70 % ซึ่งใช้ในการผลิตถ่านหือทั้งโดยไม้ใช้ประโยชน์ การใช้ชีวมวลจากป่าปลูกเพื่อผลิตพลังงานจึงต้องแข่งขันกับกิจการอื่น ขณะนี้กิจการพลังงานชีวมวล (cogeneration) ดำเนินการโดยบริษัทขนาดใหญ่ เช่น เกษตรกรุ่งเรือง

(Advance Agro) เป็นบริษัทขนาดใหญ่มีสวนป่าของตนเอง จึงค่อนข้างมีความมั่นคงในรูปทานของเชื้อเพลิง การผลิตพลังงานนอกจากจะลดต้นทุน เพิ่มรายได้ (จากการขายไฟฟ้า) แล้วยังแก้ปัญหาชีวมวลเศษเหลือที่ต้องกำจัดอีกด้วย สำหรับเอกชนที่ไม่มีสวนป่าของตนเองคงต้องทำสัญญาซื้อขายเชื้อเพลิงจากกลุ่มสหกรณ์

(2) ข้อมูลจากอุตสาหกรรมเกษตร ปศุสัตว์และเขตเกษตร

แก๊สชีวภาพ

แหล่งกำเนิดหลักของแก๊สชีวภาพคือ มูลสัตว์และของเสียจากโรงงานอุตสาหกรรมประเภทอินทรีย์ เช่น อุตสาหกรรมอาหารและเครื่องดื่ม สัตว์เศรษฐกิจที่เลี้ยงเป็นอุตสาหกรรมคือ โค เนื้อ สุกร และสัตว์ปีก โดยเฉพาะในฟาร์มขนาดใหญ่เท่านั้นที่มีปริมาณมูลสัตว์มากพอในการผลิตแก๊สชีวภาพ ในปี 1997 มีครัวเรือนประมาณ 5.6 ล้านตัว สุกร 9.6 ล้านตัว และไก่-เป็ด 186 ล้านตัว ให้มูลแห้งทั้งหมดได้ (สัดส่วนการเก็บเกี่ยว 0.8) 2.582x10⁶ กก./ปี และมีศักยภาพการผลิตแก๊สชีวภาพ 10,244x10³ จูลส์ (DEDP, 1999) อย่างไรก็ตาม มูลสัตว์ก็มีทางเลือกใช้อย่างอื่นอีกมาก เช่น มูลโคสามารถใช้เป็นปุ๋ยคอกบรรจุถุงขายได้ตั้งแต่ 15-20 บาท สพข. คาดการณ์ว่าจะสนับสนุนให้มีแก๊สชีวภาพในฟาร์มสุกรจำนวน 60,000 ลูกบาศก์เมตร (Viseshakul, 1997)

กรมส่งเสริมการเกษตรโดยความสนับสนุนของ สพข. ได้ส่งเสริมให้เกษตรกรผลิตแก๊สชีวภาพจากมูลสัตว์ (สุกรและโคเนื้อ) ขนาด 12-100 ลูกบาศก์เมตร จนถึงเดือนมิถุนายน 2543 ได้ก่อสร้างไปแล้ว 12,754 ลูกบาศก์เมตรเกษตรกร 360 ราย เป้าหมาย 22,000 ลูกบาศก์เมตรเทียบเท่าสุกร 100,000 ตัว ในขณะที่สุกรขณะนี้ 8-10 ล้านตัว จึงเทียบเป็นเพียง 1 % เท่านั้น

น้ำทิ้งอุตสาหกรรมในประเทศไทยมีค่า BOD รวม 4,275 ตัน/วัน (MOI, 1998) ซึ่งประเมินได้ว่าสามารถผลิตแก๊สชีวภาพได้ 22.5x10¹⁵ จูลส์/ปี (DEDP, 1999) อุตสาหกรรมที่มีศักยภาพสูงสุด 3 อันดับแรก คือ อุตสาหกรรมแป้ง น้ำตาล และสุรา ซึ่งจะมีศักยภาพผลิตแก๊สชีวภาพได้ 6,304x10¹² จูลส์/ปี

ขยะเทศบาล

ขยะเทศบาลมีทั้งส่วนที่เป็นชีวมวลและไม่ใช้ชีวมวลและไม่ใช้ชีวมวลขึ้นอยู่กับแหล่งที่มา หากเป็นขยะจากตลาดจะเป็นอินทรีย์สามากและความชื้นสูง การใช้ขยะเป็นเชื้อเพลิงจึงทำได้ 2 วิธีคือการคัดเลือกว่าส่วนไหนได้ (RDF) มาเผาโดยตรง และการผลิตแก๊สเชื้อเพลิงโดยการ

ย่อยสลายในบ่อน้ำหรืออากาศ หรือฝังกลบแล้วได้เกิดจากการฝังกลบ (ซึ่งเป็นผลพลอยได้) ประเทศไทยมีขยะเทศบาล (MSW) วันละประมาณ 25,000 ตัน โดยเป็นขยะในกรุงเทพมหานครประมาณ 8,000 ตัน/วัน (DEDP, 1999) เป็นที่ประมาณการว่าขยะทั่วประเทศสามารถผลิตพลังงานความร้อนจากการเผาได้ 41.7×10^{15} จูลส์/ปี ปัญหาใหญ่ของการใช้ขยะเป็นเชื้อเพลิง

๔.๖.๓ เทคโนโลยีพลังงานชีวมวล

(1) กระบวนการปรับปรุงพลังงานชีวมวล

ชีวมวลใช้เป็นแหล่งพลังงานใน 2 ลักษณะคือ แบบปกติทั่วไป (traditional) และแบบสมัยใหม่ (modern) ในประเทศที่ไม่ได้มีการพัฒนาเทคโนโลยี เช่น ประเทศไทย จะพบเห็นการใช้ชีวมวลแบบปกติทั่วไป เช่น เป็นเชื้อเพลิงในครัวเรือน ในอุตสาหกรรมขนาดเล็ก (เผาเือส ผลิตปูนขาว) การใช้ชีวมวลแบบสมัยใหม่เป็นการแปรูปชีวมวลแข็งให้เป็นเชื้อเพลิงเหลว หรือก๊าซและไฟฟ้า โดยการบวนการต่าง ๆ เช่น การผลิต ethanol, methanol, biodiesel, pro-

เทคโนโลยีการแปรสภาพพลังงานจากชีวมวล แบ่งออกเป็น 3 กลุ่มใหญ่ๆ คือ การเผาไหม้เพื่อผลิตพลังงานความร้อน (direct combustion) การเปลี่ยนรูปเป็นของเหลวหรือก๊าซโดยวิธี

การเผาโดยตรง

การเผาให้ความร้อนโดยตรงมักจะพบในครัวเรือนและในอุตสาหกรรม ในชนบทซึ่งมีค่าพลังงานต่ำกันเชื้ออยู่กันชนิดผลิตภัณฑ์ (WEN, 1993) การศึกษาในปี 1997 พบว่าประเทศไทยใช้มวลเป็นเชื้อเพลิงในอุตสาหกรรม 18.7 ล้านตัน/ปี และเป็น การใช้อย่างมีประสิทธิภาพก่อนข้างต่ำ (19-60 %) และหากปรับปรุงก็มีโอกาสประหยัดได้ 9.2 ล้านตัน/ปี (DEDP/ECCT, 1999) นอกจากจะเป็นการใช้ในครัวเรือนหรืออุตสาหกรรม ขนาดเล็กแล้ว เทคโนโลยีการเผาโดยตรงยังใช้กันอย่างแพร่หลายในการผลิตไฟฟ้าและความร้อน โดยมีการพัฒนาเทคโนโลยีเตาเผาใช้หิน เช่น fluidized bed combustion การเผาโดยตรงนี้ จะใช้ความร้อนไปผลิตไอน้ำเพื่อผลิตพลังงานและพลังงานไฟฟ้า โดยใช้กังหันไอน้ำและ เครื่องกำเนิดไฟฟ้า ซึ่งเป็นเทคโนโลยีที่พัฒนาไว้นานแล้ว ประสิทธิภาพของระบบมีค่าประมาณ 25-35 % ซึ่งขึ้นอยู่กับขนาด (capacity) อุณหภูมิและความดันของไอน้ำที่ผลิตได้

ชีวมวลในประเทศไทยส่วนใหญ่เป็นผลิตผลทางเกษตร ดังนั้นจึงควรตั้งอยู่ใกล้โรงงานเพื่อลดต้นทุนการจัดหาเชื้อเพลิง นอกจากนี้โรงานอุตสาหกรรมเกษตรมักจะต้องกองการความร้อนไว้ในกระบวนการผลิตด้วย การผลิตพลังงานร่วมความร้อนและไฟฟ้าจึงเหมาะสมสำหรับอุตสาหกรรมประเภทนี้ เพราะนอกจากจะได้ประสิทธิภาพสูงแล้ว ยังช่วยให้โรงงานไม่ต้องพึ่งพาลังงานจากภายนอก และยังเป็นกรช่วยกำจัดวัสดุเศษเหลืออีกด้วย โรงงานที่เหมาะสมสำหรับการผลิตพลังงานร่วมความร้อนไฟฟ้าในประเทศไทยได้แก่ โรงสีข้าว โรงงานน้ำตาล โรงพิมพ์มันเป่าลม โรงเลื่อยและเฟอร์นิเจอร์ ขณะที่สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ (สพช.) มีนโยบายส่งเสริมการผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลในโครงการผู้ผลิตรายย่อย (SPP) จำนวน 300 MW. และได้ศึกษาความเหมาะสมแก่โรงงาน 10 แห่งทั่วประเทศ

กระบวนการเคมีความร้อน

กระบวนการทางเคมีความร้อนที่คุ้นเคยกันมากที่สุดคือ ไพโรไลซิส (pyrolysis) หรือ การเผาถ่าน ซึ่งใช้ความร้อนแยกสลายชีวมวลออกเป็นแก๊ส น้ำมันดิน (tar) และถ่าน ปริมาณที่ แยกสลายได้นั้นขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ความดัน เวลา อัตราการให้ความร้อน (heating rate) และชนิด ชีวมวล ตัวอย่างเช่น ถ้าอุณหภูมิสูงมากก็จะได้แก๊สเชื้อเพลิงจากการบวนการ gasification และ หากอุณหภูมิต่ำ (< 600 °C) ก็จะได้ถ่านเป็นหลัก การทำเชื้อเพลิงเหลวจากชีวมวลต้องใช้เทคโนโลยี สูงขึ้น เช่น catalytic liquefaction หรือ flash pyrolysis ซึ่งเป็นกระบวนการ pyrolyze ชีวมวลโดยมี heating rate สูงและ residence time ต่ำ

Gasification มีชื่อมากในระหว่างสงครามโลกครั้งที่ 2 แม้แต่ในประเทศไทย ก็มีการยัดที่ใช้ถ่านเป็นเชื้อเพลิง แอวกาศหลังสงครามโลกอันนั้นมาหลายชั้น การใช้เทคโนโลยี gasification ก็อยู่ไป จนกระทั่งเกิดวิกฤติการณ์น้ำมันในทศวรรษที่ 70 (1970-1980) จึงมีผู้สนใจ ศึกษาใช้ประโยชน์จากระบบ gasification มากขึ้น ในประเทศไทยได้มีงานวิจัยจำนวนมากที่ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ (Coovattanachai, 1989) แต่ยังคงเป็นระบบขนาดเล็กใช้กับ เครื่องยนต์สันดาปภายใน (ขนาดใหญ่สุดที่พัฒนาคือ rice husk gasifier ขนาด 35 kW) ขณะ ผู้วิจัยได้พยายามศึกษาในเทคโนโลยีการผลิตแก๊สที่ความดันสูง (high pressure gasification) ให้กับทั้งนักสหพันธ์เพื่อประสิทธิภาพโดยการทำวิจัยร่วมกับสหรัฐอเมริกาในโครงการ PSTC แต่ด้วยเหตุการณ์การเปลี่ยนแปลงทางการเมืองในประเทศเมื่อเดือนพฤษภาคม 2535 จึงทำให้ โครงการวิจัยนี้ถูกยกเลิกไปเพราะสหพันธ์อภิมหาวิทยาลัยไทย (Coovattanachai, et al., 1989)

พัฒนาการของเทคโนโลยีในประเทศไทยจึงหยุดชะงักไป แต่ก็ยังมีหลายหน่วยงานของรัฐและมหาวิทยาลัยพยายามใช้เทคโนโลยี gasification ผลิตพลังงานในชนบท ซึ่งไม่ประสบความสำเร็จ เพราะโครงสร้างการบริหารของชุมชนไม่เข้มแข็งพอ เทคโนโลยีใช้ไม่สะดวก (ผู้เครื่องดัดแปลงไม่ได้) และไฟฟ้าเริ่มเข้าถึงเกือบทุกหมู่บ้าน

กระบวนการชีวเคมี

เป็นกระบวนการที่อาศัยจุลินทรีย์ (microorganism) แยกสลายชีวมวลโดยการหมัก metabolic แล้วให้ผลผลิตเป็นเชื้อเพลิงแก๊ส (CH₄) และเชื้อเพลิงเหลว (ethanol และ methanol) แก๊สมีเทน (CH₄) ได้จากการหมักแบบไร้อากาศ ขณะนี้ได้ใช้อย่างแพร่หลายในฟาร์มสุกร โดยการส่งเสริมของ สทช. และมหาวิทยาลัยเชียงใหม่ นอกจากนี้ยังปรากฏใช้ในอุตสาหกรรมอาหารและเครื่องดื่ม เช่น โรงงานแปรรูปนม โรงงานเบียร์-สุรา โรงงานอาหารทะเล การผลิต ethanol ได้จากการหมักแป้งน้ำตาลหรือเซลลูโลส (cellulosic material) โดยใช้ยีสต์และนำไปผลิต ETBE (Ethyl Tertiary Butyl Ether) ซึ่งเป็นสารทดแทน MTBE ในการเพิ่มค่า octane ในน้ำมันเบนซิน

(2) เทคโนโลยีการแปรรูปพลังงานชีวมวล

การผลิตพลังงานร่วมความร้อนไฟฟ้า (Cogeneration)

อุตสาหกรรมในประเทศที่ต้องการใช้พลังงานไฟฟ้าและความร้อนนั้นมักจะผลิตพลังงานความร้อนเองและเชื้อเพลิงจากไฟฟ้าจากการ Cogeneration คือการผลิตพลังงานทั้งสองพร้อมกันในแหล่งเดียวกัน ในกรณีนี้โรงงานต้องต้ boiler ความดันสูงเพื่อผลิตไอน้ำขับกังหันไอน้ำ (steam turbine) และใช้ไอน้ำเหลือจากการผลิตไฟฟ้าไปใช้ในกระบวนการความร้อน ทำให้ประสิทธิภาพพลังงานของระบบเพิ่มขึ้นสูงได้ถึง 85% การผลิตพลังงานร่วมความร้อนไฟฟ้าในประเทศไทยปรากฏในอุตสาหกรรมน้ำตาลและปาล์มน้ำมันและกำลังขยายตัวในอุตสาหกรรมไม้และโรงสีเมื่อรัฐบาลมีโครงการ SPP จากชีวมวล

ดีเซลชีวภาพ (biodiesel)

น้ำมันดีเซลชีวภาพได้จากการ transesterify น้ำมันพืชหรือน้ำมันสัตว์และเรียกในชื่อ methyl esters ในสหรัฐอเมริกาได้ทวีจริยใช้น้ำมันถั่วเหลือง และในยุโรปใช้ rape seed (Troszero, 1995) ในฟินแลนด์ได้ใช้ rape seed oil โดยไม่ต้องผ่านการบวมการใดแทนน้ำมัน

ดีเซลในเครื่องยนต์การเกษตร สำหรับประเทศไทยน้ำมันที่มีศักยภาพคือสบู่ดำและน้ำมันปาล์ม อุตสาหกรรมน้ำมันปาล์มเป็นอุตสาหกรรมขนาดใหญ่มาก นอกจากนี้น้ำมันนํ้ามันยังเป็นที่ให้ผลผลิตสูงสุดคือให้น้ำมัน 3.27 ตัน/เฮกเตอร์ สูงกว่าทานตะวันซึ่งเป็นที่ให้น้ำมันมากเป็นอันดับสองถึง 6 เท่าตัว ประเทศไทยมีการผลิต 430,000 ตัน ในปี 2542 มีพื้นที่เก็บเกี่ยว 1.17 ล้านไร่ มีโรงงานสกัดน้ำมันขนาดใหญ่ 18 โรงงาน ขนาดเล็ก 24 โรงงาน และโรงงานกลั่นน้ำมันบริสุทธิ์ 11 โรงงาน โดยมีต้นทุนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบ 13.10 บาท/กก. และน้ำมันกลั่นได้ 17.60 บาท/กก. (ปี 2542) ซึ่งยังมีโอกาสลดลงอีกมาก เพราะตัวเลขของประเทศไทยเฉลี่ยต่ำกว่าเพียง 9.50 บาท/กก. และ 12.00 บาท/กก. ตามลำดับ ซึ่งจะเห็นว่าเป็นราคาใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซลในปัจจุบัน (12.20 บาท ในปลายเดือนพฤษภาคม 2543)

น้ำมันปาล์มมีสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซลแต่มีกำมะถันน้อยกว่า (0.04 %) (ดีเซลในประเทศไทยกำมะถัน 0.05 %) และได้มีการทดลองใช้ทดแทนกันในยานพาหนะหลายประเภท ค่าเปรียบเทียบแสดงในตารางที่ 6.16 (Sapuan, et al., 1996; Masjuki, et al., 1993)

ตารางที่ 6.16 แสดงค่าเปรียบเทียบระหว่างน้ำมันปาล์ม methyl ester จากน้ำมันปาล์มและน้ำมันดีเซล

	น้ำมันปาล์ม	Methyl ester	ดีเซล
ค่าความร้อน (K J / kg)	41,300	39,300	46,800
ค่าความกว้างพาด	0.875 - 0.898	0.87	0.832
ความหนืด (40°C) (cSt)	45.2	4.5	4.0
Celane index	50 - 52	50 - 52	53

ในประเทศมาเลเซียได้ทดลองใช้ methyl ester จากน้ำมันปาล์มที่กลั่น ฟอกสี และกำจัดกลิ่น (refined, bleached and deodorized, RBD) กับรถบรรทุกและแทรกเตอร์ พบว่ามีการใช้น้ำมันเพิ่มขึ้น 5-25 % สมรรถนะของเครื่องยนต์เป็นปกติและควันดำลดลง แต่มีผลทำให้ชิ้นส่วนพลาตตินและยางเสื่อมสภาพ และเมื่อทดลองใช้กับรถเก๋งที่ 8 คัน พบว่ารถที่ใช้ RBD methyl ester รุ่งได้ 12 กิโลเมตร/ลิตร ในขณะที่น้ำมันดีเซลได้ 13 กิโลเมตร/ลิตร (เครื่องยนต์ 1.8 ลิตร) เมื่อทดลองในห้องปฏิบัติการพบว่ารถที่ใช้น้ำมันปาล์มมีกำลังลดลง 4.5 % และได้ข้อสรุปว่าที่ความเร็วเกินกว่า 80 กิโลเมตร/ชั่วโมง รถที่ใช้น้ำมันปาล์มจะประหยัดน้ำมันมากกว่าการใช้ดีเซล

การศึกษาคุณลักษณะการสลายพบว่าน้ำมันปาล์มมีความหนืดสูงไม่สามารถ atomize ได้จึงมีการจุดระเบิดและการสันดาปไม่ได้นัก จึงต้องปรับปรุงโดยการ degumming, microemulsion ปรับปรุงเครื่องยัด และ Transesterification คือการเปลี่ยนน้ำมันปาล์มให้เป็น methyl ester โดยให้น้ำมันปาล์มทำปฏิกิริยากับ methanol ที่ 50 °C โดยมี sodium hydroxide เป็น catalyst หากจะใช้น้ำมันปาล์มดิบ (CPO) ในเครื่องยัดดีเซล จะต้องปรับปรุงโดยใช้น้ำมันให้ร้อนก่อนและเสริมด้วย turbocharger เพราะน้ำมันปาล์มมี resident time ในการเผาไหม้ มากกว่าน้ำมันดีเซลและการผสมกับน้ำมันดีเซลในสัดส่วนที่เหมาะสม

6.6.4 การวิจัยและพัฒนาพลังงานชีวมวลของประเทศไทย

(1) เทคโนโลยีพลังงานชีวมวลเพื่อสนับสนุนการผลิตไบโอดีเซลสาธิตและเพื่อสิ่งแวดล้อม

เนื่องจากอุตสาหกรรมพลังงานทดแทนโดยเฉพาะอย่างยิ่งอุตสาหกรรมต่อเนื่องจากการเกษตรมีวัสดุเศษเหลือชีวมวลจำนวนมาก ซึ่งปรากฏใน 2 ลักษณะคือของแข็งและของเหลว (น้ำเสีย) ซึ่งมีศักยภาพการผลิตพลังงานความร้อน ซึ่งเป็นต้นทุนสำคัญในกระบวนการผลิต การใช้วัตถุดิบเหลือผลิตพลังงานยังช่วยลดภาระและค่าใช้จ่ายในการกำจัดวัชพืชเศษเหลือเหล่านี้ด้วย

งานวิจัยและพัฒนาที่ต้องการคือ

- การเพิ่มชีวมวลความชื้นสูง
- การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงจากชีวมวลความชื้นสูง
- การดัดแปลง boiler เพื่อใช้ dual fuel

เพื่อให้ได้รูปแบบเชื้อเพลิงที่สะดวกต่อการใช้และการดัดแปลงอุปกรณ์รับเชื้อเพลิงที่มีอยู่เดิม (เช่น burner) งานวิจัยควรมุ่งเน้นที่การผลิตแก๊สเชื้อเพลิงมากกว่าการเผาโดยตรง งานวิจัยที่ต้องการคือ reactor (หรือ gasifier) ที่สามารถรับเชื้อเพลิงได้จำนวนมากในคราวเดียวกัน (reactor มีลักษณะเป็น fuel storage ด้วย) รับเชื้อเพลิงได้หลายชนิดและหลายขนาด (ไม่ต้องมีขั้นตอนย่อยขนาดเชื้อเพลิง) ในคราวเดียวกันและใช้ได้กับเชื้อเพลิงความชื้นสูง รวมถึงขยะเทศบาล งานวิจัยลักษณะนี้กำลังดำเนินการในกลุ่มประเทศสแกนดิเนเวีย โดยมีกำลังสูงสุด 2 MW ความร้อน

เทคโนโลยีการแปรรูปแบบเคมีชีวะ เช่น การผลิตแก๊สชีวภาพ (biogas) ที่ใช้กันมากในประเทศไทยคือ ระบบ UASB ซึ่งเป็นระบบที่ใช้ในฟาร์มสุกรและโรงงานอุตสาหกรรม

เกษตร การผลิตแก๊สชีวภาพเป็นการบำบัดน้ำเสียไปในตัว และมีข้อดีเหนือระบบบำบัดน้ำเสียทั่วไปคือมีปริมาณ sludge น้อย และได้พลังงาน การผลิตแก๊สชีวภาพจึงเหมาะกับการใช้งานอุตสาหกรรม เทคโนโลยีนี้ได้รับการพัฒนามากพอสมควรจนเป็นที่รู้จักกันทั่วไป อย่างไรก็ตามยังคงมีบางประเด็นที่ควรสนใจเพื่อให้ได้เทคโนโลยีที่ดีขึ้น ได้แก่

- การผลิตแก๊สชีวภาพที่ solid content สูง
- การผลิตแก๊สชีวภาพจาก sludge น้ำเสียเทศบาล

ในหลายอุตสาหกรรมที่มี solid waste จำนวนมากที่มีความชื้นสูง และไม่เหมาะแก่การใช้เป็นเชื้อเพลิง (เช่น แลือกกลับประด) หากต้องการใช้เพื่อผลิตพลังงานจะต้องมีเทคโนโลยีการผลิตแก๊สชีวภาพในสภาพที่ solid content สูงกว่าระบบปกติ

ขณะนี้ประเทศไทยมีเทศบาลจำนวนมากที่มีระบบบำบัดน้ำทิ้งรวม (และหลายแหล่งกำลังก่อสร้าง) ระบบบำบัดน้ำทิ้งรวมจะมีสไลด์จำนวนมากที่ต้องบำบัด สไลด์นี้จะมีน้ำอยู่มากและกำจัดนอกระบบ ในหลายประเทศใช้วิธีเผาหรือฝังกลบ หรือใช้บำบัดดิน แต่ก็พบว่าน้ำเสียเสีย เช่น โลหะหนักตกค้าง สไลด์ คือ ชีวมวลชนิดหนึ่ง (เป็นมวลของแบคทีเรีย) ซึ่งสามารถใช้ผลิตแก๊สชีวภาพได้เพิ่มขึ้น จนมีพลังงานเพียงพอสำหรับผลิตด้วยความร้อนก่อนผลิตแก๊ส การศึกษาในเครือข่ายพบว่า การสลายด้วยความร้อนก่อนนอกจากจะได้แก๊สเพิ่มขึ้นแล้วยังลดปริมาณสไลด์ได้ถึง 90%

(2) เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้า

เทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลได้รับการพัฒนาไปมาก เช่น การเผาแบบ fluidized bed ในประเทศไทยที่ประสบความสำเร็จ คือ บริษัทไทย เพาเวอร์ จำกัด ที่มีโรงไฟฟ้าชีวมวล 11 โรงที่ใช้แกลบ เปลือกไม้ เศษไม้ และลิกนินจากการผลิตเยื่อกระดาษ เทคโนโลยีใหม่ๆ ที่กำลังได้รับความสนใจทั้งในสหรัฐอเมริกาและยุโรป คือ การรวม biomass gasifier กับ gas turbine อย่างไรก็ตามการวิจัยเทคโนโลยีนี้ต้องลงทุน infrastructure ทางการวิจัยค่อนข้างมาก (ทั้งกายภาพและคน) โอกาสที่จะสำเร็จได้ผลดีกว่าและทำตลาดได้ดีกว่าสหรัฐอเมริกาแน่นอนเป็นไปได้อย่างดี ดังนั้นการวิจัยเพื่อเทคโนโลยีผลิตไฟฟ้าจากชีวมวลนั้นควรวิจัยในประเทศเพิ่มประสิทธิภาพของระบบที่มีอยู่ขณะนั้นเพื่อให้ต้นทุนสามารถแข่งขันได้กับเชื้อเพลิงฟอสซิล

(3) ความสมดุลและการพัฒนาอย่างยั่งยืน

เชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นทรัพยากรที่มีทางเลือกใช้ 2 ประการ คือ พลังงานหรือผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมปิโตรเคมี แต่ชีวมวลมีศักยภาพการใช้ได้หลากหลายและมีผลทางสังคม เศรษฐกิจและต่อประชากรส่วนใหญ่ของประเทศ ดังนั้นการมุ่งเน้นใช้ชีวมวลเพื่อพลังงาน แต่เพียงประการเดียวอาจมีผลต่อการพัฒนาอย่างสมดุลและยั่งยืนได้ ตัวอย่างที่เห็นได้ชัด คือ การที่เกษตรกรลดการขายข้าวอินทรีย์เพื่อปลูกพืชไร่ แต่ใช้ปุ๋ยเคมีมีผลเสียต่อเกษตรกรรมในระยะยาว

ชีวมวล คือ อินทรีย์สารที่ได้จากการเกษตร ประมงและป่าไม้ ซึ่งเป็นกิจการที่ต้องการอินทรีย์สารเป็นวัตถุดิบ ตัวอย่างเช่น การเกษตรต้องการปุ๋ย ปุ๋ยอินทรีย์สามารถปรับโครงสร้างของดินช่วยให้ดินอุ้มน้ำ มีผลต่อความยั่งยืนทางการเกษตร การใช้ชีวมวลเพื่อให้เกิดความสมดุลและยั่งยืนเช่นนี้จะมีผลต่อประชากรและความยั่งยืนของสิ่งแวดล้อมมากกว่าการใช้ชีวมวลเพื่อพลังงาน และส่งผลทางอ้อมให้ลดการใช้พลังงาน เช่น ลดการใช้แก๊สธรรมชาติ มลพิษปิโตรเคมี เป็นต้น ดังนั้นประเทศไทยจึงต้องการวิจัยไปประเด็นของการใช้ชีวมวลให้มีประสิทธิภาพสูงสุด (optimum utilization of biomass) โดยคำนึงถึงบริบททางสังคมและเศรษฐกิจชุมชน ผลงานวิจัยยังสามารถใช้เป็นหลักฐานในการกำหนดนโยบายการใช้ชีวมวลของประเทศได้

(4) การใช้ประโยชน์จากชีวมวลเพื่อสิ่งแวดล้อม

นอกจากใช้ชีวมวลเพื่อความยั่งยืนของธรรมชาติและชุมชนดังข้อ 5.3 แล้ว ชีวมวลเศษเหลือในอุตสาหกรรมยังมีหนทางการใช้ประโยชน์อีกมาก (นอกเหนือการหมักทำปุ๋ย) ประเด็นที่ควรได้รับความสนใจคือการใช้ชีวมวลเศษเหลือจากอุตสาหกรรมหนึ่งเพื่อเป็นวัตถุดิบของอีกอุตสาหกรรมหนึ่ง (waste recycle or utilization) เพื่อให้อุตสาหกรรมทั้งหมดมีการปลดปล่อยของเสียให้น้อยที่สุด

หัวข้อวิจัยจึงครอบคลุมประเด็นที่มีใช้พลังงานด้วย การใช้ประโยชน์ในทางใดนั้นขึ้นอยู่กับความเหมาะสมทางเศรษฐศาสตร์เป็นสำคัญ เงินตอบแทน (concepu) หัวข้อการวิจัยที่กำลังได้รับความสนใจ คือ biorefinery ซึ่งหมายถึง การแยกสลายชีวมวลด้วยกระบวนการวิทยาศาสตร์ชีวภาพ วิทยาศาสตร์เคมี และวิทยาศาสตร์กายภาพให้ได้ผลิตภัณฑ์ทดแทนที่ได้จากกระบวนการแยกปิโตรเลียม ผลิตภัณฑ์ที่อยู่ในเป้าหมายได้แก่ ethanol, methanol, biodiesel, glycerol, ไขมัน น้ำมัน กรดอินทรีย์ วิตามิน น้ำตาล isopropanol, protein, polymer, เป็นต้น,

adhesive, พลาสติกย่อยสลายได้ สารชะล้าง (detergent) สารลดแรงตึงผิว (surfactant) และเอนไซม์ เป็นต้น

(5) ประเด็นวิจัยอื่น

ประเด็นวิจัยอื่นมีทั้งการวิจัยเพื่อเป้าหมายข้อมูลและเป้าหมายเทคโนโลยี การวิจัยให้ได้ข้อมูลจะใช้ในการวางแผนและกำหนดนโยบายการวิจัยด้านเทคโนโลยีควรมีเป้าหมาย 2 ประการคือการปรับปรุงเทคโนโลยีเดิมให้เหมาะสมกับประเทศไทย และการสร้างเทคโนโลยีใหม่ งานวิจัยส่วเทคโนโลยีใหม่ต้องการงาน engineering ค่อนข้างมากซึ่งยังเป็นจุดอ่อนของประเทศไทย

ประเด็นวิจัยด้านข้อมูลได้แก่ waste mapping และ availability simulation of biomass resources ซึ่งจะต้องสามารถทำนายปริมาณชีวมวลเพื่อกิจการต่างๆ ได้ โดยมีปัจจัยร่วมหลายอย่างเช่น สภาพดินฟ้าอากาศ ผลผลิตของโลก ซึ่งจะมีผลต่อราคาและเป็นการจัดการที่ดินเชิงอุปโภคของเกษตรกร การเปลี่ยนสภาพสังคม การใช้ชีวมวลเพื่อกิจการอื่น การเปลี่ยนสภาพการใช้ที่ดิน และนโยบายชีวมวล เป็นต้น

ประเด็นวิจัยทางเทคโนโลยีที่น่าสนใจคือ

- Gasification ระบบใหญ่ภายใต้ความดันสูง
- Flash pyrolysis
- Biodiesel จากน้ำมันปาล์ม
- ETBE จาก ethanol ที่ได้จากชีวมวล
- Biomass industrial furnace
- Hybrid system of gasifier and fuel cell
- Methanol production
- High rate anaerobic reactor

ชีวมวลจัดได้ว่าเป็นแหล่งพลังงานที่สะอาดที่สุดได้ในบรรดาพลังงานหมุนเวียนทั้งหลาย พืชเปรียบเสมือนเป็นโรงงานที่สะสมพลังงานแสงอาทิตย์ ดังนั้นชีวมวลจึงมีส่วนใช้เป็นพลังงานหมุนเวียนในโลกนี้มากกว่าพลังงานแสงอาทิตย์ ชีวมวลยังเป็นพลังงานที่มีผลต่อเศรษฐกิจของเกษตรกรและสิ่งแวดล้อมอีกด้วย ประเทศไทยอุดมด้วยทรัพยากรชีวมวลจากการเกษตร ซึ่งถือได้ว่ามีความมั่นคงมาก ดังนั้นจึงเป็นโอกาสของประเทศไทยที่จะพึ่งตนเอง

ด้านพลังงานมากขึ้นโดยใช้ชีวมวลเป็นแหล่งผลิตพลังงาน การจะบรรลุวัตถุประสงค์นี้จะต้องมีการวิจัย พัฒนา และวิศวกรรมนำเอาความรู้นี้มาใช้อย่างเป็นรูปธรรม

นักวิชาการและผู้สนใจด้านพลังงานให้ความสำคัญต่อการใช้ชีวมวลเป็นพลังงานทดแทนในระดับสูง ปัจจัยที่สำคัญยิ่งในการพัฒนาพลังงานจากชีวมวลได้แก่การวิจัย การถ่ายทอดเทคโนโลยีและการพัฒนากำลังคน

6.7 แสงอาทิตยและลม

6.7.1 แสงพลังงาน

สืบเนื่องจากปัญหาสิ่งแวดล้อมและการปล่อยแก๊สเรือนกระจกที่เกิดจากการใช้พลังงานในรูปแบบ ทำให้แสงอาทิตย์และลมซึ่งเป็นพลังงานทดแทนรูปแบบหนึ่งมีศักยภาพสูงต่อการพัฒนาสังคมและเศรษฐกิจในอนาคตอันใกล้ ประเทศไทยตั้งอยู่ในเส้นศูนย์สูตร มีพลังงานแสงอาทิตย์ค่อนข้างสูงและสม่ำเสมอเฉลี่ยทั้งปีประมาณ 17 MJ/m² ต่อปี แต่มีข้อจำกัดอยู่ภายในเรื่องของกรรมสิทธิ์กระจายค่อนข้างสูง ทำให้ไม่เหมาะสมมาประยุกต์กับแสงอาทิตย์แบบรวมแสง สำหรับพลังงานลมในประเทศไทยนั้นศักยภาพไม่สูงมากนัก เนื่องจากความเร็วลมค่อนข้างต่ำคือระหว่าง 6-11 km/h (รวมช่วงลมสงบ) และระหว่าง 9-15 km/h (ไม่รวมช่วงลมสงบ) มีพื้นที่บางแห่ง เช่น ชายทะเลภาคใต้ อ่าวไทย และช่องเขาบางแห่งที่มีความเร็วลมเฉลี่ยสูงกว่านี้ (สำนักงานคณะกรรมการการวิจัยแห่งชาติ, 2540)

การใช้ประโยชน์จากพลังงานแสงอาทิตย์มี 2 รูปแบบ คือ

1) การใช้ในรูปแบบความร้อน เช่น การใช้ความร้อนอุณหภูมิต่ำ (<100 °C) และปานกลาง (100-300 °C) การอบแห้ง การผลิตน้ำกลั่นหรือของเหลวกลั่น การผลิตพลังงานหรือไฟฟ้า การทำความเย็น การเก็บรักษาพลังงาน และการระบายความร้อนจากอาคารโดยการระบายอากาศ (สำนักงานคณะกรรมการการวิจัยแห่งชาติ, 2540) และ

2) การผลิตกระแสไฟฟ้าโดยตรงโดยใช้เซลล์แสงอาทิตย์ ปัจจุบันอุตสาหกรรมการผลิตเซลล์แสงอาทิตย์ทั่วโลกกำลังการผลิตรวมทั้งหมดไม่ต่ำกว่า 100 MW ต่อปี (สำนักงานคณะกรรมการการวิจัยแห่งชาติ, 2540) ส่วนใหญ่เป็นแบบซิลิกอนผลึกเดี่ยวและผลึกโพลี นอกจากนี้ยังมีการผลิตเซลล์ชนิดอะมอร์ฟัสซิลิกอน มีการวิจัยและพัฒนา Multijunction thin-film อย่างกว้างขวางเพื่อการเพิ่มประสิทธิภาพรวมถึงการเลือกใช้วัสดุสารประกอบกึ่งตัวนำอย่างอื่นด้วย

ในประเทศไทยมีการใช้พลังงานลมใน 3 รูปแบบ คือ

1) กังหันเพื่อสูบน้ำ มี 3 แบบ คือ กังหันลมใบเรือใช้ใบแนเกลือเป็นส่วนใหญ่ กังหันลมใบพัดใช้ทั่วไปในนาข้าว และกังหันลมหลายใบ กังหันลมสองประเภทแรกเหมาะกับ

การยกน้ำที่ระดับไม่เกิน 2 เมตร ส่วนกังหันลมประเภทหลายใบเหมาะกับการสูบน้ำจากบ่อลึกเพื่อการอุปโภคบริโภค

2) กังหันลมเพื่อการผลิตกระแสไฟฟ้า และ
3) การระบายอากาศจากหลังคา (สำนักงานคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ, 2540)
การใช้พลังงานอาทิตย์และลมในบางรูปแบบเริ่มมีความคุ้มค่าหรือมีความเหมาะสมต่อการพัฒนาเศรษฐกิจและสังคมในหลายประเทศ เช่น

- การผลิตน้ำร้อนโดยพลังงานแสงอาทิตย์ สำหรับบ้านพักอาศัย โรงแรม โรงพยาบาล
- การอบแห้งผลิตผลทางการเกษตรด้วยพลังงานแสงอาทิตย์
- การผลิตน้ำกลั่นด้วยพลังงานแสงอาทิตย์ในเขตทุรกันดาร
- การใช้เซลล์แสงอาทิตย์เพื่องานโทรคมนาคม
- การใช้เซลล์แสงอาทิตย์เพื่อผลิตกระแสไฟฟ้าสำหรับหมู่บ้านที่ห่างไกล
- การผลิตกระแสไฟฟ้าโดยใช้กังหันลมโดยเฉพาะในประเทศยุโรปตอนเหนือ

6.7.2 สภาพอากาศ

(1) ข้อมูลพลังงาน

ประเทศไทยมีข้อมูลด้านพลังงานแสงอาทิตย์และลม อยู่ในเกณฑ์ที่พอใช้ได้ ได้เคยมีการจัดทำแผนที่รังสีอาทิตย์ขึ้น 3 ครั้ง ในปี พ.ศ. 2519 2527 และ 2542 หากจะปรับปรุงให้การวัดมีความถูกต้องน่าเชื่อถือและมีรายละเอียดเพิ่มขึ้น เช่น ข้อมูลรังสีกระจาย ความสว่างแสงอาทิตย์ อาจต้องมีการลงทุนด้านสถานีวัดเครือข่าย และอุปกรณ์วัดต่างๆ ซึ่งต้องใช้เงินลงทุนที่สูงพอสมควรสำหรับพลังงานลม ได้เคยมีการจัดทำแผนที่พลังงานลมในปี พ.ศ. 2527 โดยใช้ข้อมูลช่วง พ.ศ. 2509-2525 โดยเสนอข้อมูลทั้งในช่วงเวลาลมสงบและตัดเวลาช่วงลมสงบ

(2) แสงอาทิตยใญ่ควาสรอบ

เครื่องทำน้ำร้อนด้วยแสงอาทิตย์เพื่อใช้ในบ้านเรือน โรงแรม โรงพยาบาล เป็นต้นนิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในหลายประเทศ เช่น ออสเตรเลีย อิสราเอล กรีซ จีน ญี่ปุ่น ในประเทศไทย มียอดขายประมาณ 5,000 ตารางเมตรต่อปี มีการจำหน่ายในประเทศไทยมาแล้วไม่น้อยกว่า 25 ปี แต่มียอดขายไม่เพิ่มขึ้นมากนักเนื่องจากมีราคาสูง เครื่องที่ผลิตในประเทศจากบางบริษัทมีคุณภาพไม่ดีนัก ทำให้ขาดความเชื่อถือในระยะยาว สำหรับการทำให้

นี้หรือที่อุณหภูมิปานกลางเพื่อใช้ใช้โรงงานอุตสาหกรรมนั้นยังไม่เป็นที่ยอมรับกัน เนื่องจากมีการลงทุนและค่าใช้จ่ายสูงและหากต้องใช้อุปกรณ์รวมแสงอาทิตย์ด้วยแล้ว อาจจะไม่เหมาะสม เนื่องจากมีรังสีกระจายสูงถึงร้อยละ 50

มีงานวิจัย พัฒนาและสาธิตการใช้พลังงานแสงอาทิตย์เพื่อการอบแห้งทั้งในระดับเล็กและระดับอุตสาหกรรมมากพอสมควร แต่การยอมรับยังอยู่ในวงจำกัดเนื่องจากมีการลงทุนสูง การใช้งานไม่สม่ำเสมอตลอดทั้งปีทำให้มีค่าใช้จ่ายสูง

ด้านการผลิตน้ำมัน การผลิตไอน้ำเพื่อการผลิตไฟฟ้า การสูบน้ำ การทำควมเย็น และการระบายความร้อนโดยการระบายอากาศ มีการวิจัยและพัฒนา รวมถึงชั้นสาธิตในบางด้าน แต่ยังไม่มีการยอมรับหรือผลิตขาย ทั้งนี้เนื่องจากอุปกรณ์ปัจจุบันขาดความสะดวกในการใช้

(3) พลังงานเซลล์แสงอาทิตย์

การผลิตไฟฟ้าด้วยระบบเซลล์แสงอาทิตย์ในปัจจุบันยังต้องลงทุนสูงประมาณ 5 เท่าของการผลิตไฟฟ้าด้วยพลังความร้อน จึงมีความคุ้มค่าเฉพาะการใช้ในชนบทห่างไกลที่ระบบไฟฟ้าของรัฐยังเข้าไม่ถึง

ในประเทศไทยได้มีการวิจัยการผลิตเซลล์ซิลิกอนแบบสีกเดียวและสีกโพลี และการพัฒนาเกี่ยวกับการใช้ประโยชน์จากเซลล์แสงอาทิตย์ เช่น ใช้สูบน้ำ เพื่อการอุปโภคบริโภคและเพื่อการเกษตร ให้แสงสว่าง ตักแฉ่ง ประจุแบตเตอรี่ ใช้สำหรับตู้เย็นกับวัดขึ้น

ปัจจุบันมีโรงงานประกอบเซลล์แสงอาทิตย์จำนวน 3 แห่ง เป็นการร่วมลงทุนกับบริษัทต่างประเทศ โดยการนำเข้าเซลล์แสงอาทิตย์สำเร็จรูปและวัสดุอื่นบางส่วน แล้วนำมาประกอบเป็นโรงงาน มีกำลังผลิตรวมกัน 3000 กิโลวัตต์ต่อปี ยอดรวมของการติดตั้งเซลล์แสงอาทิตย์ถึงปี พ.ศ. 2543 มีประมาณ 6 เมกะวัตต์ เป็นของราชการและรัฐวิสาหกิจ 85 % สถาบันการศึกษา 1 % และเอกชน 14 % โดยประมาณ

(4) พลังงานลม

ในประเทศไทยมีการใช้กังหันลมเพื่อสูบน้ำในนาเกลือและนาข้าวกันอย่างแพร่หลาย มีการใช้กังหันลมเพื่อการสูบน้ำจากบ่อลึกเพื่อการอุปโภคและบริโภคพอสมควร มีการผลิตกระแสไฟฟ้าโดยกังหันลมโดยการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทยติดตั้งไปแล้ว 7 จุด รวมกำลังการผลิต 192 กิโลวัตต์ มีอุปกรณ์ตัดและเชื่อมต่องานไฟฟ้าร่วมกับระบบ Grid

แบบอัตโนมัติ (กรมการศึกษาศาสตร์ เทคโนโลยีสิ่งแวดล้อม, 2542) ในด้านการใช้พลังงานลมเพื่อการระบายอากาศจากอาคารโรงงานและบ้านพักอาศัยมีการใช้กันอย่างแพร่หลาย

โดยเฉลี่ยลมในประเทศไทยมีความเร็วต่ำจึงไม่คุ้มค่าในการนำมาผลิตไฟฟ้าด้วยเทคโนโลยีปัจจุบัน แต่บางพื้นที่ เช่น ชายฝั่งทะเลหรือในทะเลอาจมีความเร็วลมสูงพอสำหรับการผลิตไฟฟ้า

(5) การผลิตไฟฟ้า

ปี 2541 กำลังผลิตไฟฟ้าสูงสุดของระบบรวมทั้งสิ้น 14,300.9 เมกะวัตต์ (มีกำลังการผลิตติดตั้งรวม 18,423.4 เมกะวัตต์) ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 4.2 และผลิตพลังงานไฟฟ้ารวมทั้งสิ้น 90,068.9 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 3.4 ซึ่งเป็นสัดส่วนของภาครัฐร้อยละ 80.9 ภาคเอกชนร้อยละ 19.1 เมื่อพิจารณากำลังการผลิตติดตั้งและการผลิตพลังงานไฟฟ้าแยกตามประเภทของโรงไฟฟ้าโรงไฟฟ้าพลังงานความร้อนได้ภาพพลังงานแสงอาทิตย์ และพลังงานลม มีกำลังการผลิตติดตั้งรวมทั้งสิ้น 1.1 เมกะวัตต์ ผลิตพลังงานไฟฟ้า รวมทั้งสิ้น 1.8 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง ซึ่งเป็นของภาครัฐทั้งหมด (กรมการศึกษาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม, 2542)

6.7.3 ข้อเสนอแนะเพื่อการวิจัยและพัฒนา

(1) ข้อเสนอแนะสำหรับการพัฒนาพลังงานแสงอาทิตย์และลมในประเทศไทย

- สนับสนุนและส่งเสริมงานวิจัย พัฒนาและสาธิต เน้นการร่วมมือกับภาคเอกชน เพื่อนำไปสู่การผลิตเครื่องต้นแบบหรือกระบวนการผลิตที่มีแนวโน้มคุ้มค่าในเชิงพาณิชย์ หรือเน้นการพัฒนาและสาธิตในเรื่องที่เกี่ยวข้องกับการยกระดับคุณภาพชีวิต
- สนับสนุนการจัดทำมาตรฐานของเครื่องมืออุปกรณ์ด้านพลังงานแสงอาทิตย์ และสนับสนุนให้มีศูนย์ทดสอบ
- ส่งเสริมให้หน่วยงานของรัฐ เอกชน และประชาชนทั่วไป สนใจเข้าใจ เห็นประโยชน์ของพลังงานทดแทนในการพัฒนาเศรษฐกิจและสังคมอย่างยั่งยืน โดยการผลิตปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมที่เกิดจากการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล ผลิตพลังงาน และประหยัดเงินตราต่างประเทศ จากการนำเข้าเชื้อเพลิง

(2) แนวทางการพัฒนาโครงการวิจัยพัฒนาและสาธิต

การพัฒนาโครงการวิจัยพัฒนาและสาธิตที่เกี่ยวข้องกับพลังงานแสงอาทิตย์ และลม ควรเน้นที่การพัฒนาและสาธิตที่มีความร่วมมือกับภาคเอกชน ดังนี้

- สนับสนุนการวิจัยและพัฒนาการผลิตเซลล์แสงอาทิตย์ เช่น การสกัดซิลิกอน การผลิตวัสดุสำหรับอุตสาหกรรมเซลล์แสงอาทิตย์ โดยร่วมมือกับภาคเอกชน โดยจำกัดผลิทธิจากการกระบวนการผลิตให้อยู่ในมาตรฐานการควบคุม
- สนับสนุนการวิจัยและพัฒนากระบวนการเซลล์แสงอาทิตย์ เช่น การเก็บประจุไฟฟ้าจากเซลล์แสงอาทิตย์ ระบบปรับเปลี่ยนไฟฟ้ากระแสตรงเป็นไฟฟ้ากระแสสลับ โดยร่วมมือกับภาคเอกชน
- สนับสนุนการวิจัยและพัฒนาการใช้งานระบบเซลล์แสงอาทิตย์ เช่น ระบบ ไฟฟ้าประจุแบตเตอรี่ด้วยเซลล์แสงอาทิตย์ในหมู่บ้านชนบทที่ไม่มีไฟฟ้าใช้ระบบผลิตไฟฟ้าเซลล์แสงอาทิตย์บนหลังคา โรงงาน จำนวนจำกัด
- สนับสนุนการจัดตั้งศูนย์ทดสอบอุปกรณ์เซลล์แสงอาทิตย์โดยการรวมกลุ่มจากหลายสถาบัน
- สนับสนุนการพัฒนาเครื่องและ/หรือระบบผลิตน้ำร้อนด้วยแสงอาทิตย์ โดยร่วมมือกับภาคเอกชน ให้มีความเหมาะสมกับของต่างประเทศ
- สนับสนุนการพัฒนาและสาธิตการอบแห้งผลผลิตทางการเกษตรด้วยพลังงานแสงอาทิตย์ โดยร่วมมือกับภาคเอกชน
- สนับสนุนการพัฒนาและสาธิตระบบกลั่นน้ำและแอลกอฮอล์ขนาดใหญ่เพื่อนำไปใช้ในเชิงพาณิชย์
- สนับสนุนการจัดทำมาตรฐานเครื่องมือ/อุปกรณ์ด้านพลังงานแสงอาทิตย์
- สนับสนุนการวิจัยเชิงนโยบายสำหรับการพัฒนางานแสงอาทิตย์และลม
- สนับสนุนให้มีการเผยแพร่ให้ความรู้เกี่ยวกับประโยชน์ของพลังงานทดแทนในการพัฒนาเศรษฐกิจและสังคมแบบยั่งยืน

การวิจัยและพัฒนาและการถ่ายทอดเทคโนโลยีมีความสำคัญยิ่งในการนำแสงอาทิตย์มาใช้เป็นพลังงานนอกจากนี้การพัฒนาทำลังคนและการปรับปรุงการบริหารระบบที่เกี่ยวข้องจะช่วยให้การนำแสงอาทิตย์มาใช้ประโยชน์ได้เร็วและมากขึ้น

6.8 ทางเลือกของการผลิตไฟฟ้า

6.8.1 กำลังการผลิตไฟฟ้า

กำลังการผลิตติดตั้งไฟฟ้าของการไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย (กฟผ.) และกำลังการผลิตติดตั้งไฟฟ้าของผู้ผลิตไฟฟ้าอื่นเพื่อจำหน่ายไฟฟ้าเข้าระบบของ กฟผ. ณ สิ้นเดือน ธันวาคมปี 2542 มีจำนวนทั้งสิ้น 18,842 เมกะวัตต์ โดยเป็นกำลังการผลิตไฟฟ้าติดตั้งของ กฟผ. จำนวน 15,103 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 80.2 กำลังการผลิตติดตั้งไฟฟ้าของเอกชน จำนวน 3,399 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 18.0 และการรับซื้อกระแสไฟฟ้าจากต่างประเทศ 340 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 1.8

ในปี 2542 กำลังการผลิตติดตั้งไฟฟ้าของ กฟผ. ทั้งสิ้นจำนวน 15,103 เมกะวัตต์ ประกอบด้วย กำลังผลิตติดตั้งจากโรงไฟฟ้าต่างๆ ดังนี้

- โรงไฟฟ้าพลังน้ำจำนวน 2,849 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 18.9
- โรงไฟฟ้าพลังความร้อนจำนวน 6,518 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 43.2
- โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วมจำนวน 5,074 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 33.6
- โรงไฟฟ้ากังหันแก๊สจำนวน 656 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 4.3
- โรงไฟฟ้าดีเซลจำนวน 6 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 0.1

กำลังการผลิตติดตั้งไฟฟ้าของเอกชน ที่เข้ามาเสริมในระบบผลิตไฟฟ้า จำนวน 3,399 เมกะวัตต์ ประกอบด้วย

- บริษัทผลิตไฟฟ้า จำกัด จำนวน 2,056 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 60.5
- ผู้ผลิตไฟฟ้ารายเล็ก (Pirnt) จำนวน 1,343 เมกะวัตต์ คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 39.5

การรับซื้อกระแสไฟฟ้าจากต่างประเทศที่เข้ามาเสริมในระบบผลิตไฟฟ้าจำนวน 340 เมกะวัตต์ ได้แก่ โรงไฟฟ้าพลังน้ำเหิน-หินปูน 214 เมกะวัตต์ และห้วยผะ 126 เมกะวัตต์ จากประเทศ สปป.ลาว เริ่มจ่ายไฟฟ้าเข้าระบบของ กฟผ. ตั้งแต่เดือนมีนาคม 2541 และกันยายน 2542 ตามลำดับ

6.8.2 นโยบายและแหล่งพลังงาน

(1) นโยบายด้วยพลังงานของประเทศ

- สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติกำหนดสาระสำคัญ ดังนี้
- จัดหาพลังงานให้พอเพียง มีคุณภาพ มีความมั่นคง และราคาไม่แพง โดยมีการจัดหา และการกระจายแหล่งผลิตของพลังงานให้หลากหลาย จากทั้งภายในประเทศและภายนอกประเทศ โดยเฉพาะพลังงานนำเข้า จะได้นำอุปกรณ์อุปโภคบริโภคมาจับในราคาและเงื่อนไข
 - ชักจูงให้ประชาชนและโรงงานประหยัดพลังงาน รวมถึงอาจมีมาตรการ บังคับโดยกฎหมายให้ประหยัดพลังงาน เช่น มาตรฐานเกี่ยวกับประสิทธิภาพ ของอุปกรณ์เครื่องใช้ไฟฟ้าต้องใช้ไฟฟ้าต่ำ เช่น เครื่องปรับอากาศ เบอร์ 5 ฯลฯ
 - ส่งเสริมให้บริษัทเอกชนมีส่วนร่วมในการผลิตกระแสไฟฟ้า เพื่อลดภาระ การลงทุนของภาครัฐ เช่น โรงไฟฟ้าเอกชนหรือไอพีพี และโรงไฟฟ้า ขนาดเล็กหรือเอสพีพี เมื่อมีการแข่งขันมากขึ้น จะทำให้ผู้ซื้อทางเลือก มากขึ้น โดยคาดว่าจะได้บริการที่ดีขึ้นและราคาเป็นธรรม
 - มีผลกระทบต่องานสิ่งแวดล้อมน้อย เชื่อเพลิงได้ก่อให้เกิดมลพิษมาก ต้องมีมาตรการกำจัดกากทิ้งออกให้ปลอดภัยก่อนทิ้งปล่อยทิ้งสู่สิ่งแวดล้อม
- โดยทั่วไปแล้ว การเลือกแหล่งพลังงานอย่างหนึ่งอย่างใดมาผลิตกระแสไฟฟ้า นั้น ต้องพิจารณาประเด็นหลักดังนี้
- แหล่งเชื้อเพลิง โดยการพิจารณาปริมาณสำรองในธรรมชาติและระยะเวลา ที่จะใช้ได้ ความมั่นคงในการจัดหา โดยสามารถจัดหาได้จากหลายแหล่ง หรือหลายประเทศหรือไม่ ถ้าต้องซื้อจากประเทศใดประเทศเดียว หรือไม่ก็ประเทศ ก็ถือว่าไม่มั่นคงเช่นนั้นนับดับ เพราะประเทศผู้ขาย อาจรวมตัวกันขึ้นราคา หรือไม่ยอมส่งมอบ ผู้ซื้อย่อมเดือดร้อน
 - ราคาไม่สูงเกินไป ถ้าแหล่งพลังงานนั้นมีมาก และมั่นคง แต่ราคาสูงมาก ก็จะไม่คุ้มค่าในการใช้ผลิตกระแสไฟฟ้า
 - มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุดในหลาย ๆ ด้าน ไม่ว่าจะเป็นเรื่อง มลภาวะทางอากาศ น้ำทิ้ง และระบบนิเวศวิทยา ฯลฯ

- ชนิดโรงไฟฟ้า ชนิดของโรงไฟฟ้าที่ต้องการขึ้นอยู่กับลักษณะความต้องการใช้พลังงาน ถ้าใช้อย่างต่อเนื่องไม่หยุดมักเป็นโรงไฟฟ้าพลัง ความร้อนจากถ่านหิน แก๊สธรรมชาติ และน้ำมันเป็นต้น

(2) แหล่งพลังงาน

ในปี 2541 เชื้อเพลิงทางการไฟฟ้าฝ่ายผลิตใช้ผลิตกระแสไฟฟ้าเรียงจาก มากไปน้อยประกอบด้วย

- แก๊สธรรมชาติ ใช้ทั้งหมด 467,671 ล้านลูกบาศก์ฟุต เพิ่มขึ้นจากปี 2540 ร้อยละ 4.3 เป็นสัดส่วนร้อยละ 57.5 ของการใช้เชื้อเพลิงในการ ผลิตกระแสไฟฟ้าทั้งระบบ และผลิตได้พลังงานไฟฟ้าได้ 46,571 ล้าน กิโลวัตต์ชั่วโมง เพิ่มขึ้นจากปี 2540 ร้อยละ 7.9 เป็นสัดส่วนร้อยละ 51.7 ของการผลิตกระแสไฟฟ้าทั้งระบบซึ่งเป็นสัดส่วนของภาครัฐร้อยละ 70.2 และภาคเอกชนร้อยละ 29.8
- น้ำมันเตา ใช้ทั้งหมด 4,281 ล้านลิตร ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 8.8 เป็นสัดส่วนร้อยละ 20.4 ของการใช้เชื้อเพลิงในการผลิตกระแสไฟฟ้า ทั้งระบบ และผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ทั้งสิ้น 17,616.3 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 8.7 เป็นสัดส่วนร้อยละ 19.6 ของการผลิต กระแสไฟฟ้าทั้งระบบ โดยเป็นสัดส่วนของภาครัฐถึงร้อยละ 99.7
- ถ่านหินและลิกไนต์ ใช้ทั้งหมดทั้งสิ้น 15.5 ล้านตัน ลดลงจากปี 2540 ถึงร้อยละ 15 เป็นสัดส่วนร้อยละ 19.6 ของการใช้เชื้อเพลิงในการผลิต พลังงานไฟฟ้าทั้งระบบ และผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ 16,476 ล้านกิโลวัตต์- ชั่วโมง ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 12.9 เป็นสัดส่วนร้อยละ 18.3 ของ การผลิตพลังงานไฟฟ้าทั้งระบบ
- พลังน้ำ ผลิตได้ 5,177 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 58.5 เป็นสัดส่วนร้อยละ 1.1 ของการผลิตพลังงานไฟฟ้าทั้งระบบ โดย เป็นสัดส่วนของภาครัฐถึงร้อยละ 98.5
- น้ำมันดีเซล ใช้ทั้งหมดทั้งสิ้น 313.3 ล้านลิตร ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 57.4 เป็นสัดส่วนร้อยละ 1.4 ของการใช้เชื้อเพลิงในการผลิตพลังงาน ไฟฟ้าทั้งระบบ โดยสามารถผลิตพลังงานไฟฟ้าได้ 1,031 ล้านกิโลวัตต์-

ชั่วโมง ลดลงจากปี 2540 ร้อยละ 58.5 อันเนื่องมาจากความต้องการ พืชโลดลดลง การใช้ใช้น้ำมันดีเซลในการผลิตกระแสไฟฟ้าคิดเป็นร้อยละ

1.1 ของการผลิตพลังงานไฟฟ้าทั้งระบบ โดยเป็นสัดส่วนของภาครัฐ ถึงร้อยละ 98.5

- พลังงานหมุนเวียน ได้แก่พลังงานความร้อนใต้พิภพ พลังงานแสงอาทิตย์ และพลังงานลม รวมทั้งสิ้น 1.8 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง คิดเป็นร้อยละ 0.002 ของการผลิตพลังงานไฟฟ้าทั้งระบบ
- นอกจากนี้ยังมีการผลิตพลังงานไฟฟ้าในระบบการผลิตพลังงานร่วม (Cogeneration) ของผู้ผลิตเอกชนรายเล็กอีก 3,193 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง เพิ่มขึ้นจากปี 2540 ร้อยละ 47.9 คิดเป็นสัดส่วนร้อยละ 3.5 ของ กำลังการผลิตไฟฟ้าทั้งระบบ

ในปี 2542 ปริมาณการผลิตพลังงานไฟฟ้าของประเทศมีจำนวน 92,472 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง(GWh) เพิ่มขึ้นจากช่วงเดียวกันของปีก่อนในอัตราร้อยละ 1.4 ในขณะที่ ความต้องการพลังงานไฟฟ้าสูงสุดอยู่ในระดับ 13,712 เมกะวัตต์ ลดลงในอัตราร้อยละ 3.3 จึง มีผลทำให้ค่าตัวประกอบการใช้ไฟฟ้าเฉลี่ย (Load Factor) อยู่ในระดับร้อยละ 76.1 สูงกว่า ช่วงเดียวกันของปีที่แล้ว ซึ่งอยู่ในระดับร้อยละ 73.4

การผลิตพลังงานไฟฟ้าประกอบด้วยพลังงานไฟฟ้าที่ผลิตจากแหล่งต่างๆ คือ จากแก๊สธรรมชาติ (รวม EGCO และ SPP) จำนวน 52,603 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง คิดเป็น สัดส่วนร้อยละ 56.9 จากน้ำมันเตาจำนวน 15,465 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง คิดเป็นส่วนร้อยละ 16.7 จากถ่านหิน/ถ่านหิน (รวม SPP) จำนวน 16,350 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง คิดเป็นส่วน สัดส่วนร้อยละ 17.7 จากพลังงานน้ำจำนวน 3,410 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง คิดเป็นส่วนร้อยละ 3.7 จาก น้ำมันดีเซล จำนวน 457 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมง คิดเป็นส่วนร้อยละ 0.5 และจากแหล่งอื่นๆ จำนวน 4,187 ล้านกิโลวัตต์ชั่วโมงคิดเป็นส่วนร้อยละ 4.5

การผลิตพลังงานไฟฟ้าตามชนิดของเชื้อเพลิงในปี 2542 ที่สำคัญ พอสรุป ได้ดังนี้

- การผลิตไฟฟ้าจากแก๊สธรรมชาติเพิ่มขึ้นจากช่วงเดียวกันของปีที่แล้วร้อยละ 7.5 เนื่องจาก กฟผ. สามารถรับแก๊สธรรมชาติเพิ่มขึ้น โดยนำโรงไฟฟ้า พลังความร้อนร่วมวังน้อย (โอนนำ) เข้าระบบตั้งแต่เดือนธันวาคม 2541

จำนวน 257 เมกะวัตต์ และผู้ผลิตไฟฟ้า SPP ที่ใช้แก๊สธรรมชาติเป็น เชื้อเพลิง จ่ายเข้ามาเสริมในระบบ กฟผ. มากขึ้น

- การผลิตไฟฟ้าจากถ่านหินเล็กในเตาผลิตถ่านล้อยละ 1.4 และ 12.0 ตามลำดับ เมื่อเทียบกับช่วงเดียวกันของปีที่ผ่านมา เนื่องจาก กฟผ. ได้ใช้แก๊สธรรมชาติในการผลิตไฟฟ้าเพิ่มมากขึ้น
- การผลิตไฟฟ้าจากพลังน้ำ ลดลงจากช่วงเดียวกันของปีที่แล้วร้อยละ 33.0 เนื่องจากมีฝนตกเป็นบริเวณกว้างทั่วภาคตั้งแต่เดือนเมษายน 2542 เป็นต้นมา ทำให้ลดการใช้จากเขื่อนต่างๆ ในการชลประทาน
- การผลิตไฟฟ้าจากน้ำมันดีเซลล้อยละ 53.8 เมื่อเปรียบเทียบกับ ช่วงเดียวกันของปีที่แล้ว เนื่องจาก กฟผ. ใช้เชื้อเพลิงที่มีราคาถูกกว่า เช่น แก๊สธรรมชาติมาทดแทนมากขึ้น
- การผลิตไฟฟ้าจากแหล่งอื่นๆ เพิ่มขึ้นร้อยละ 112.2 เมื่อเปรียบเทียบกับ ช่วงเดียวกันของปีที่แล้วเนื่องจากมีการรับซื้อไฟฟ้าจากผู้ผลิตไฟฟ้า รายเล็กที่เชื้อเพลิงจากเศษวัสดุทางการเกษตร (SPP non-firm) มากขึ้น

6.8.3 ทางเลือกนโยบายของการผลิตไฟฟ้า

(1) ประเภทของเชื้อเพลิงโรงไฟฟ้าและสถานที่ตั้งโรงไฟฟ้า

ภาครัฐต้องวางแผนการไว้ล่วงหน้าเพื่อตอบสนองความต้องการของ การใช้ไฟฟ้าภายใต้ปริมาณกำลังไฟสำรองที่เหมาะสมและมีต้นทุนการผลิตที่ต่ำ ในอดีตต้นทุน การผลิตมีค่าถึงถึงค่าการลงทุนเริ่มต้นและค่าใช้จ่ายในการดำเนินการบวกกับค่าเชื้อเพลิงเท่านั้น ในปัจจุบัน โรงไฟฟ้าแต่ละแห่งมีขนาดใหญ่และมีการผลิตที่มากกว่าในอดีต (เพื่อให้ได้ ต้นทุนการผลิตที่ต่ำ) และส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมทั้งทางด้านมลภาวะทางอากาศในรูปของ แก๊สซัลเฟอร์ไดออกไซด์ แก๊สเรือนกระจก และฝุ่น โดยเฉพาะอย่างยิ่งจากโรงไฟฟ้าถ่านหิน) และความพร้อมที่ปลดปล่อยออกมาในรูปของน้ำร้อนและ/หรือไอร้อนย่อมมีผลกระทบต่อสภาพแวดล้อม ดังนั้นประเภทของโรงไฟฟ้าและเชื้อเพลิงจึงมีบทบาทอย่างยิ่งในการวางแผนระบบผลิต ไฟฟ้า

ความต้องการไฟฟ้าต่ำสุด

นอกจากนี้ยังมีหัวข้ออื่นที่ต้องพิจารณาอีกด้วย คือฟีดโคด หรือปริมาณ ความต้องการใช้ไฟฟ้าสูงสุดในหนึ่งวัน ถ้าเป็นปริมาณความต้องการการใช้ไฟฟ้าพื้นฐานหรือ

ต่ำสุดคือมีปริมาณการใช้ไฟฟ้าอย่างน้อยเท่านี้ ในกรณีนี้ต้องใช้โรงไฟฟ้าที่เดินเครื่องตลอดเวลา และต้องมีต้นทุนการผลิตที่ต่ำที่สุดโดยเลือกใช้เชื้อเพลิงราคาถูกที่สุด โรงไฟฟ้าประเภทนี้ที่ทั่วโลกมีอยู่ได้แก่

- โรงไฟฟ้าพลังความร้อน (ใช้น้ำมันเตาหรือถ่านหิน)
- โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม (ใช้แก๊สธรรมชาติ)
- โรงไฟฟ้าพลังนิวเคลียร์ (ประเทศไทยยังไม่มี)

โรงไฟฟ้าทั้ง 3 ประเภทนี้เดินเครื่องต่อเนื่องตลอดทั้งปี แต่จะหยุดทำการบำรุงรักษาประจำปีเพียงไม่กี่วัน ถ้าหยุดเครื่องแล้วกว่าจะเดินเครื่องใหม่ต้องใช้เวลานานมาก หลายชั่วโมงและมักจะไม่คุ้มค่าใช้จ่ายกับค่าสึกหรอ

ความต้องการไฟฟ้าปานกลาง

ในบางช่วงของวัน ประชาชนมีความต้องการใช้ไฟมากกว่าความต้องการต่ำสุด แต่ยังไม่ถึงค่าความต้องการสูงสุด เราเรียกว่าความต้องการใช้ไฟฟ้าปานกลาง โรงไฟฟ้าประเภทนี้เดินเครื่องเหมือนกับโรงไฟฟ้าพื้นฐาน แต่สามารถเพิ่มหรือลดกำลังการผลิตได้บ้าง มากน้อยแล้วแต่ปริมาณเชื้อเพลิงที่ป้อน โรงไฟฟ้าประเภทนี้ได้แก่

- โรงไฟฟ้าพลังความร้อนร่วม (ใช้แก๊สธรรมชาติ หรือน้ำมันดีเซลในการนี้ ไม่มีแก๊สธรรมชาติ แต่ต้นทุนจะสูงขึ้น) หรือใช้วิธีซื้อไฟฟ้ามาจากประเทศเพื่อนบ้าน เช่น มาเลเซีย และลาว

ความต้องการไฟฟ้าสูงสุด

ในช่วงเวลาที่กิจกรรมทางธุรกิจและอุตสาหกรรมต้องการใช้ไฟมากที่สุด ทำให้ระบบจ่ายไฟฟ้ามากที่สุดเรียกว่าพีคโหลด ในประเทศไทยคือเวลาประมาณ 9.00-22.00 น. ซึ่งเพิ่งจะดับไม่ได้ รัฐจึงต้องมีโรงไฟฟ้าประเภทเดินเครื่องได้ทันทีในเวลาไม่กี่นาที โรงไฟฟ้าที่เดินเครื่องแล้วผลิตกระแสไฟฟ้าได้ทันทีคือ

- โรงไฟฟ้าพลังน้ำจากเขื่อน ซึ่งมีข้อดีตรงจุดนี้ที่โรงไฟฟ้าอื่นไม่มีและประเทศไทยมีความจำเป็นที่ต้องมีไว้
- โรงไฟฟ้ากังหันแก๊ส ที่ใช้น้ำมันดีเซลเป็นเชื้อเพลิง (ซึ่งราคาแพง)
- โรงไฟฟ้าพลังน้ำแบบสูบกลับ (ประเทศไทยมีใช้น้อยโดยการดัดแปลงกังหันน้ำของเขื่อนที่มีอยู่ในประเทศ)

ต้นทุนเชื้อเพลิงในการผลิตไฟฟ้าในปี 2541 มีดังนี้

- ลิแกไนต์ (กฟผ.) 0.50 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง (คิดในต้นทุนค่าต่ำ)
- แก๊สธรรมชาติ (กฟผ.) 0.93 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง
- น้ำมันเตา (กฟผ.) 1.10 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง
- ดีเซล (กฟผ.) 2.72 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง
- แก๊สธรรมชาติ (เอพีพี) 1.54-1.66 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง
- ถ่านหิน (ไอพีพี) 1.51-1.63 บาทต่อกิโลวัตต์ชั่วโมง

(2) การเลือกของเทคโนโลยีการผลิตไฟฟ้า

ตามที่ได้ปรากฏแล้วว่าแนวโน้มในการผลิตผลิตพลังงานไฟฟ้าของไต้หวัน ยังคงต้องพึ่งพาเชื้อเพลิงฟอสซิล ซึ่งกว่า 50% ต้องนำเข้า เช่น น้ำมัน แก๊สธรรมชาติและถ่านหิน ในอนาคตอันใกล้ที่แนวโน้มว่าจะมีการใช้ถ่านหินผลิตไฟฟ้ามากขึ้น แต่วิธีการนำเข้าถ่านหินแบบดั้งเดิมมันไม่เหมาะสมเสียแล้วในแง่ของผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

แผนการผลิตไฟฟ้าของ กฟผ. ในช่วงปี 2543-2554 มีดังนี้

- แก๊สธรรมชาติ เป็นเชื้อเพลิงหลักในการผลิตไฟฟ้าถึงประมาณร้อยละ 50-70
- น้ำมันเตารองลงมา ใช้ในสัดส่วนร้อยละ 20 ในปี 2541 แต่ลงไปเรื่อยๆ
- ยกลูกการใช้ดีเซล
- ลิแกไนต์ จะคงกำลังการผลิตเท่าที่น้อยอยู่ แต่สัดส่วนการใช้จะลดลงเรื่อยๆ เมื่อเทียบกับเชื้อเพลิงอื่นๆ
- ถ่านหินนำเข้า (ถ่านหินบิทูมินัส) จากต่างประเทศ โดยใช้เล็กน้อยในตอนนั้น โดยผู้ผลิตไฟฟ้าขนาดเล็ก (เอสพีพี) และผู้ผลิตไฟฟ้าอิสระ (ไอพีพี) แต่จะมากขึ้นถึงประมาณร้อยละ 20 ในอีก 15 ปี ข้างหน้า
- พลังน้ำจะคงกำลังการผลิตเท่าที่มีอยู่ แต่สัดส่วนการใช้จะลดลง
- ซื้อไฟฟ้าพลังน้ำจากประเทศเพื่อนบ้าน เช่น ลาว เขมร มากขึ้นเรื่อยๆ ถึงประมาณร้อยละ 10 ในอีก 15 ปีข้างหน้า

ข้อมูลน่าจะมีบทบาทมากขึ้นในการผลิตไฟฟ้าของเอกชนตามที่ได้วิเคราะห์ไว้แล้วในตอนที่ 6 ของเอกสารนี้ ส่วนด้านพลังงานในประเทศที่ยังมีศักยภาพเหลืออยู่มาก ก็อาจ

จะนำมาผลิตไฟฟ้าได้ด้วยระบบพลังน้ำขนาดเล็กที่มีผลกระทบต่องสิ่งแวดล้อมน้อยตามที่ได้กล่าวมาแล้วในตอนที่ 5 ของเอกสารนี้

(3) การวิจัยและพัฒนา

เทคโนโลยีถ่านหิน

ถ่านหินที่จะใช้โรงไฟฟ้าใหม่ตามแผนของ กฟผ. นั้น ยังคงเลือกเทคโนโลยีการเผาไหม้แบบเก่าที่มีประสิทธิภาพต่ำและสร้างมลภาวะมาก

ปัจจุบันได้มีการวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีการใช้ถ่านหินเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการเผาไหม้และลดมลภาวะที่ปลดปล่อยสู่สิ่งแวดล้อม รวมเรียกว่าเป็นเทคโนโลยีการใช้ถ่านหินอย่างสะอาด (clean coal technology) แต่ต้นทุนโรงไฟฟ้าแบบนี้ยังสูงอยู่ อย่งไรก็ตามโดยทั่วไปเทคโนโลยีการใช้ถ่านหินอย่างสะอาดมีประสิทธิภาพเชิงความร้อนระหว่าง 38% ถึง 45% ซึ่งสูงกว่าโรงไฟฟ้าถ่านหินแบบเก่า นอกจากนี้ แก๊สเชื้อเพลิงไดออกไซด์ ไนโตรเจน และฝุ่น สามารถลดลงได้ถึง 50% ถึง 99% ต้นทุนปัจจุบันของเทคโนโลยีการใช้ถ่านหินอย่างสะอาดยังแพงอยู่โดยอยู่ระหว่าง US\$ 1,000 ถึง US\$ 1,700 ต่อกิโลวัตต์ติดตั้งของโรงไฟฟ้า การเปรียบเทียบราคาโรงไฟฟ้าที่เชื้อเพลิงอยู่ในปัจจุบันได้แสดงดังตารางที่ 6.17 เทคโนโลยีการใช้ถ่านหินอย่างสะอาดตัวอย่างเช่น IGCC (integrated gasification combined cycle), PFBC (pressurized fluidized bed combustion), AFBC (atmospheric fluidized bed combustion) และ pre-combustion processes

ตารางที่ 6.17 เปรียบเทียบราคาโรงไฟฟ้าแต่ละประเภท

ชนิดโรงไฟฟ้า	ต้นทุน (US\$/kW)
Gas turbine, 200 MW	400
Coal, 1000 MW	840
Oil, 1000 MW	740
Combine cycle, 600 MW	560
IGCC, 500 MW	1420
PFBC, 500 MW	1440

ที่มา : Srinidhorn International Institute of Technology, 2543.

เทคโนโลยีนิวเคลียร์

สถานภาพโรงไฟฟ้านิวเคลียร์

ดังได้กล่าวมาแล้วว่าในการเลือกเชื้อเพลิงและพลังงานในการผลิตกระแสไฟฟ้า มีปัจจัยที่ต้องพิจารณาหลายด้านแต่อย่างน้อยต้องตอบคำถาม 2 ประการหลักคือ

- (1) ความมั่นคงของอุปทานเชื้อเพลิงในระยะเวลา 15-30 ปี และราคาเชื้อเพลิง
- (2) ผลกระทบต่องสิ่งแวดล้อม วิธีการแก้ไขและบรรเทา รวมถึงค่าใช้จ่ายที่เกี่ยวข้อง เช่น เกี่ยวกับการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล โรงไฟฟ้านิวเคลียร์ก็ต้องตอบคำถามเช่นที่ว่านี้

หลังจากเกิดอุบัติเหตุของโรงไฟฟ้านิวเคลียร์ที่โรนโบล์แลนด์ สหรัฐอเมริกา เมื่อ พ.ศ. 2522 และอุบัติเหตุของโรงไฟฟ้านิวเคลียร์ที่เชอร์โนบีล ยูเครน (อดีตสหภาพโซเวียต) เมื่อ พ.ศ. 2529 หลายประเทศได้มีการชะลอหรือยกเลิกการก่อสร้างโรงไฟฟ้านิวเคลียร์ โดยเฉพาะอย่างยิ่งในสหรัฐอเมริกา แต่เมื่อปี 2538 สหรัฐอเมริกาเริ่มเดินเครื่องโรงไฟฟ้านิวเคลียร์ 1 โรงและกำลังก่อสร้างอยู่อีก 1 โรง รวมทั้งสิ้นที่สหรัฐอเมริกาเริ่มมีประมาณ 110 โรง ผลิตระแสไฟฟ้าได้ 673.4 TWh (83 เท่าของกำลังการผลิตของทั้งประเทศไทย) คิดเป็น 22.5 % ของกำลังการผลิตในสหรัฐอเมริกา ในยุโรป ปัจจุบันมีโรงไฟฟ้านิวเคลียร์อยู่ 240 โรง ในกว่า 20 ประเทศ รวมทั้งโลก ณ สิ้นปี 2538 มีโรงไฟฟ้านิวเคลียร์อยู่ 437 โรง และอยู่ระหว่างก่อสร้างอีก 39 โรง มีกำลังการผลิตกระแสไฟฟ้าทั้งสิ้น 2,227,940 GWh (ล้านกิโลวัตต์-ชั่วโมง)

เทคโนโลยีนิวเคลียร์เชิงพาณิชย์

หลักการผลิตกระแสไฟฟ้าจากพลังงานนิวเคลียร์คือการนำความร้อนที่ปลดปล่อยออกมาจากแกนปฏิกรณ์โดยการใช้น้ำสารหล่อเย็น (coolant) แล้วผลิตไอน้ำที่อุณหภูมิและความดันสูงเพื่อไปขับกังหันไอน้ำให้หมุนเครื่องกำเนิดกระแสไฟฟ้าเช่นเดียวกับโรงไฟฟ้าพลังความร้อน

ในปัจจุบันตามปฏิกรณ์นิวเคลียร์ที่ใช้กันแพร่หลายในเชิงพาณิชย์ได้แก่

- 1) PWR (Pressurized Water Reactor)
- 2) BWR (Boiling Water Reactor) ที่พัฒนาขึ้นในสหรัฐอเมริกา
- 3) Magnox
- 4) AGR ที่พัฒนาขึ้นในสหราชอาณาจักร

5) CANDU ซึ่งเป็นแบบ Heavy Water Reactor ที่ถูกพัฒนาขึ้นในประเทศแคนาดา

6) VVER ซึ่งเป็นแบบ pressurized light water reactor และ

7) RBMK ซึ่งเป็นแบบ graphite moderated water cooled reactor ที่ถูกพัฒนาขึ้นในอดีตสหภาพโซเวียตเดิม ปัจจุบันเตาปฏิกรณ์นิวเคลียร์กว่า 80 % ของทั้งโลกเป็นแบบ light water reactor เช่น PWR, BWR, VVER

เตาปฏิกรณ์แบบ Pressurized Water Reactor (PWR)

โรงไฟฟ้าประเภทนี้ผลิตกำลังติดตั้งประมาณ 600 MW ถึง 1300 MW ปัจจุบันทั้งโลกมีโรงไฟฟ้าประเภทนี้ใช้กันประมาณ 100 แห่ง เตาปฏิกรณ์ประเภทนี้ ประกอบด้วยเชื้อเพลิงแท่งความหนาแน่นสูงและ light water ที่ทำหน้าที่เป็นทั้งสื่อนำความร้อน (primary coolant) และเพื่อป้องกันการเดือดน้ำหล่อเย็นนี้จะถูกอัดภายใต้ความดันสูงและรักษาอุณหภูมิไว้ที่ 325°C ในวงจรกึ่งหนึ่งน้ำนั้น primary coolant จะถ่ายเทความร้อนให้กับ secondary coolant เพื่อผลิตไอน้ำไปใช้ในส่วนที่เหลือในการปั่นเครื่องกำเนิดกระแสไฟฟ้าต่อไป โรงไฟฟ้านิวเคลียร์แบบ PWR ที่สร้างขึ้นครั้งแรกในสหรัฐอเมริกาเมื่อ ปัจจุบันมีสัดส่วนการให้อยู่ทั่วโลกรวมกัน 60 % โดยมีการถ่ายเทความร้อนโดยใช้ในหลายประเทศ เช่น ฝรั่งเศส เยอรมัน และญี่ปุ่น

เตาปฏิกรณ์แบบ Advanced PWR (APWR)

เตาปฏิกรณ์ชนิดนี้คาดว่าจะมาแทนที่ PWR โดยสร้างขึ้นมาจากความร่วมมือระหว่าง Westinghouse และ Mitsubishi Heavy Industries ในปี 1980 เตาแบบ APWR มีข้อดีกว่าเตาแบบ PWR ในด้านความปลอดภัยโดยการลดความเสี่ยงและโอกาสที่เตาจะเสียหายและประสิทธิภาพการใช้ยูเรเนียมที่ดีขึ้น เตา APWR นี้มีต้นแบบการสร้างเริ่มต้นที่ญี่ปุ่นและคาดว่าจะเริ่มมีการใช้ในเชิงพาณิชย์ในทศวรรษที่ 21 นี้

เตาปฏิกรณ์แบบ Boiling Water Reactor (BWR)

เตาปฏิกรณ์ชนิดนี้ไม่ต้องมีเครื่องกำเนิดไอน้ำแบบเตา PWR แต่จะใช้วิธีให้น้ำเดือดภายในเตาปฏิกรณ์โดยตรงโดยการลดความดันทำให้น้ำเดือด จากนั้นไอน้ำจะถูกใช้ขับเคลื่อนไอน้ำและปั่นเครื่องกำเนิดกระแสไฟฟ้า เตาแบบ BWR นี้สร้างขึ้นครั้งแรกในปี 1960 และปลดระวางในปี 1984 รวมเวลากว่า 24 ปีในการใช้งานที่สหรัฐอเมริกา สำหรับเตา BWR

สมัยใหม่มีกำลังติดตั้ง 1,356 MW แสดงเตาปฏิกรณ์แบบ BWR มีถึงส่วนประกอบที่น้อยกว่าเตาแบบ PWR ทำให้มีต้นทุนการสร้างโรงไฟฟ้าแบบ BWR ต่ำกว่าแบบ PWR

เตา ABWR

มีแนวความคิดการออกแบบมาจากทีมงานร่วมจาก General Electric สหรัฐอเมริกา สวีเดน และโตชิบาและบริษัทจากญี่ปุ่น ในปี 2522 โดยปรับปรุงจากเตาแบบ BWR ทำให้มีขนาดกะทัดรัด ลดการแผ่รังสี กำจัดความเสี่ยงจากท่อรั่วแตกและลดระดับน้ำในเตาปฏิกรณ์ลงให้ต่ำกว่าช่วงบน

เตาปฏิกรณ์แบบ CANDU หรือ Heavy Water Reactor (HWR)

เตาชนิดนี้ถูกพัฒนาขึ้นในประเทศแคนาดา เริ่มใช้ครั้งแรกในปี 2505 เตาปฏิกรณ์แบบ CANDU มี 2 ชนิด คือแบบใช้ภายในประเทศแคนาดาที่มีกำลังการผลิตไฟฟ้าหลายขนาดให้เลือกและแบบส่งออกที่กำหนดกำลังติดตั้งโรงไฟฟ้าประมาณ 600-700 MW ซึ่งคือแบบ CANDU-6 โดยมี primary coolant ถูกควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 300°C ภายใต้ความดัน 100 ของบรรยากาศ ป้องกันการเดือด) เตาแบบ CANDU นี้ใช้เชื้อเพลิงแบบยูเรเนียมธรรมชาติกับ heavy water ที่ทำหน้าที่เป็น primary coolant ความร้อนถูกถ่ายเทให้กับ secondary coolant เพื่อผลิตไอน้ำไปใช้กับกังหันไอน้ำต่อไป

เตาแบบ CANDU

เตาแบบ CANDU ถูกจัดให้เป็นแบบ Pressurized Heavy Water Reactor (PHWR) ข้อดีของเตาแบบ CANDU ก็คือใช้ยูเรเนียมตามธรรมชาติและสามารถบรรจุแท่งเชื้อเพลิงยูเรเนียมได้ในขณะที่เตากำลังทำงานอยู่

เตาปฏิกรณ์แบบ Gas Cooled Reactor (GCR) และ Advanced Gas Cooled

Reactor (AGR)

เตาปฏิกรณ์ GCR รุ่นแรกใช้โลหะผสมแมกนีเซียมกับอลูมิเนียมเรียกว่า Magnox ในการหล่อแท่งเชื้อเพลิงจึงเรียกว่า Magnox Reactor เตาประเภทนี้ถูกพัฒนาขึ้นในสหราชอาณาจักร และเริ่มใช้ในเชิงพาณิชย์ในปี 2499 โดยใช้แท่งเชื้อเพลิงจากยูเรเนียมธรรมชาติ และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เป็น coolant ต่อมาในปี 1960 มีการพัฒนาเพิ่มประสิทธิภาพ

เชิงความร้อนของโรงไฟฟ้านิวเคลียร์แบบ GCR จึงเรียกว่า Advanced Gas Cooler Reactor (AGCR) โดย coolant (คาร์บอนไดออกไซด์) ที่อุณหภูมิ 600°C (เกือบเท่าตัวเทียบกับ Magnox Reactor)

ข้อเสนอแนะ

ดูเหมือนว่าการเลือกใช้ถ่านหินผลิตไฟฟ้าจะง่ายกว่าการเลือกใช้พลังงานนิวเคลียร์ แต่ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมจากการใช้ถ่านหินในปริมาณมาก ด้วยเทคโนโลยีปัจจุบันก่อให้เกิดการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกเช่น แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และแก๊สมีเทน ทำให้เกิดสภาวะโลกร้อนและการเปลี่ยนแปลงสภาพภูมิอากาศทั่วโลก ดังนั้นประเทศไทย รวมทั้งประเทศไทย จึงได้มีการตกลงกันที่จะไม่เพิ่มปริมาณแก๊สเรือนกระจกในชั้นบรรยากาศเมื่อปี 2535 การมีโรงไฟฟ้าที่ปล่อยแก๊สเหล่านี้มาก เช่นโรงไฟฟ้าถ่านหินและถ่านหินน้ำแข็งจะทำให้การจัดการรักษาโรงไฟฟ้าที่ปล่อยแก๊สเหล่านั้นยากขึ้นเรื่อยๆ นอกจากนี้โรงไฟฟ้าระบบการปลดปล่อยแก๊สเรือนกระจกของประเทศไทยยังเป็นไปได้อย่างยิ่งขึ้น นอกจากนี้โรงไฟฟ้าถ่านหินเหล่านี้ยังอาจทำให้เกิดปรากฏการณ์ฝนกรดที่เป็นอันตรายต่อสภาพแวดล้อมมากพอสมควร ถ้าไม่มีการควบคุมการปล่อยแก๊สเหล่านี้ได้ออกไซด์และออกไซด์ของไนโตรเจนอย่างเข้มงวด

โรงไฟฟ้านิวเคลียร์ดูเหมือนจะเป็นทางเลือกที่ดีของไนโตรเจนอย่างเข้มงวด ในหลายประเทศ สำหรับประเทศไทยตัดสินใจและความเข้าใจและการยอมรับของประชาชน ซึ่งเป็นประเด็นที่สำคัญที่สุดนอกจากนี้ยังมีประเด็นที่สำคัญด้วยเช่นนโยบายและการออกกฎหมายระเบียบ ข้อบังคับที่เกี่ยวข้อง การเตรียมบุคลากรให้พร้อมรับเทคโนโลยีนิวเคลียร์ การจัดการกับกากกัมมันตรังสี ความพร้อมทางด้านเศรษฐกิจ และการลงทุนในอุตสาหกรรมผลิตไฟฟ้า ตลอดจนการตัดสินใจนโยบายและความโปร่งใสของระบบการเมือง

6.9 สรุปและข้อเสนอแนะการพัฒนาพลังงาน

6.9.1 นโยบายและแผน

ที่ประเทศไทยต้องอาศัยเชื้อเพลิงฟอสซิลถึงร้อยละประมาณ 80% ของอุปทานพลังงานในปัจจุบัน และปีต่อไปคาดว่าจะมีสัดส่วนถึงประมาณร้อยละ 50 ของอุปทานพลังงานได้ก่อให้เกิดปัญหาหลักสามประการ คือ มลพิษและผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ความมั่นคงในการจัดหาพลังงาน และการจัดหาเงินตราต่างประเทศ

ตัวอย่างปัญหาที่วิกฤตและจำเป็นต้องแก้ไขทั้งในระยะสั้นและระยะยาว ได้แก่ มลพิษทางอากาศจากขบวนรถไฟและอุตสาหกรรม การปล่อยแก๊สเรือนกระจกและการจัดสรรแหล่งพลังงานที่เป็นธรรม ซึ่งเป็นปัญหาร่วมกันทั้งในระดับภูมิภาคและระดับโลก

ปัญหาพลังงานตามที่กล่าวมาอาจแก้ไขโดยสรุปได้ด้วยการประหยัดพลังงาน และการพัฒนาพลังงานทดแทนเพื่อรองรับการพัฒนาประเทศที่ยั่งยืนให้คุณภาพชีวิตที่ดีและมีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุด การกำหนดนโยบาย แนวทางและเป้าหมายที่เป็นรูปธรรมโดยภาครัฐ หรือทั้งมาตรการดำเนินทั้งภาครัฐและเอกชน ควรประกอบด้วย

- เร่งรัดมาตรการประหยัดพลังงานต่างๆ ให้เป็นผลมากขึ้น โดยกำหนดเป้าหมายที่ชัดเจน รวมทั้งเร่งรัดการผลิตบุคลากร และการเลือกเทคโนโลยีประหยัดพลังงานที่มีประสิทธิภาพสำหรับอุตสาหกรรม อาคารขนาดใหญ่ การคมนาคม และขนส่ง
- สนับสนุนการวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีประหยัดพลังงานต่างๆ ให้มีประสิทธิภาพสูงขึ้นและการลงทุนต่ำลง โดยมีเป้าหมายให้ดัชนีพลังงาน/GDP ลดอย่างต่อเนื่อง และอัตราการเพิ่มพลังงานต่ำกว่าการเติบโตทางเศรษฐกิจ
- ส่งเสริมการใช้เทคโนโลยีพลังงานหมุนเวียนที่ได้ใช้คุ้มค่าแล้วในเชิงพาณิชย์อย่างจริงจัง เช่น พลังน้ำขนาดเล็ก พลังงานชีวมวล โดยกำหนดเป้าหมายโดยให้ใช้พลังงานหมุนเวียนร้อยละ 40 ของอุปทานพลังงานใน 20 ปี
- สนับสนุนการวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีพลังงานหมุนเวียนประเภทต่างๆ เพื่อให้คนไทยได้คุ้มค่ามากขึ้น โดยรวมทั้งความรู้ภาษาสภาพแวดล้อมด้วย
- จำกัดมลพิษและผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมที่เกิดจากการผลิตและใช้พลังงานให้ใกล้เคียงกับมาตรฐานการควบคุมมลพิษของประเทศที่พัฒนาแล้วโดยอาศัยเทคโนโลยีที่ทันสมัย

รัฐควรจรรยาบรรณที่พัฒนาแล้วให้ถ่ายทอดเทคโนโลยีพลังงานและรักษาสินแวดล้อมในราคาไม่เกื้อหนุนด้วยกลไกการพัฒนาที่สะอาด(CDM)เนื่องจากประเทศที่พัฒนาแล้วได้ปล่อยมลพิษจากเชื้อเพลิงฟอสซิลก่อนประเทศที่กำลังพัฒนา

- เดิมทีมีการประชุมพันธมิตรบุคลากรและเทคโนโลยีเพื่อใช้พลังงานนิวเคลียร์เป็นทางเลือกอย่างหนึ่งในอนาคต เมื่อมีข้อจำกัดด้านการจัดหาแหล่งพลังงานที่สะอาด และการควบคุมแก๊สเรือนกระจกโดยมาตรการอื่นๆ ไม่ได้ดีพอ

6.9.2 วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี

นักวิชาการและผู้สนใจด้านพลังงานได้ให้ความสำคัญในการพัฒนาเทคโนโลยีการประหยัดพลังงานในลำดับสูงสุดและให้ความสำคัญมากในการพัฒนาชีวมวล ทั้งในระยะ 10 ปี และ 20 ปี ตามตารางที่ 6.18 และ 6.20 พลังน้ำได้รับความสำคัญระดับปานกลางในระยะ 10 ปี และพลังงานแสงอาทิตย์ได้รับความสำคัญระดับปานกลางในระยะ 20 ปี

ส่วนความต้องการทางด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีนั้น ตามตารางที่ 6.19 ชีวมวลและแสงอาทิตย์ต้องการงานวิจัยมากที่สุด ถ่านหินและการประหยัดพลังงานต้องการการถ่ายทอดเทคโนโลยีมากที่สุด พลังงานนิวเคลียร์ต้องการการพัฒนากำลัษณ์มากที่สุด ส่วนพลังงานขนาดเล็กต้องการการบริหารระบบมากที่สุด

ในด้านปัจจัยอื่นๆ ตามข้อมูลจากตารางที่ 6.21 สิ่งแวดล้อมมีความสำคัญต่อการพัฒนาพลังงานมากที่สุดทั้งในระยะ 10 ปี และ 20 ปี การขนส่งมีความสำคัญมากในระยะ 10 ปี และอุตสาหกรรมมีความสำคัญมากในระยะ 20 ปี

ข้อเสนอแนะจากนักวิชาการ

(ที่เข้าร่วมประชุมระดับความคิด เรื่อง "กลยุทธ์ในการวิจัยและการพัฒนาพลังงาน" จัดโดยสำนักงานคณะกรรมการวิจัยแห่งชาติ วันที่ 11 สิงหาคม 2543)

ตารางที่ 6.18 ความสำคัญของการพัฒนาเทคโนโลยีพลังงานทดแทนต่างๆ ในอนาคต

แหล่งพลังงาน/ระยะเวลา		10 ปี	20 ปี
การประหยัดพลังงาน		มากที่สุด	มากที่สุด
ชีวมวล		มาก	มาก
พลังงานขนาดเล็ก		ปานกลาง	น้อย
แสงอาทิตย์		น้อย	ปานกลาง
ถ่านหิน		น้อยมาก	น้อยมาก
นิวเคลียร์		น้อยที่สุด	น้อยที่สุด

ตารางที่ 6.19 ความต้องการวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีด้านต่างๆ เพื่อพัฒนาพลังงานทดแทนภายใน 20 ปี

วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี/แหล่งพลังงาน	พลังงานทดแทน	ชีวมวล	แสงอาทิตย์	ถ่านหิน	นิวเคลียร์	ประหยัดพลังงาน
วิจัยและพัฒนา		น้อย	มากที่สุด	มาก	น้อยที่สุด	มาก
ถ่ายทอดเทคโนโลยี		มาก	มาก	มากที่สุด	มาก	มากที่สุด
พัฒนาบุคลากร		ปานกลาง	ปานกลาง	น้อยมาก	มากที่สุด	น้อย
โครงสร้างพื้นฐาน		น้อยที่สุด	น้อยมาก	น้อยที่สุด	น้อยมาก	น้อยที่สุด
การบริหารระบบ		มากที่สุด	น้อย	ปานกลาง	น้อย	ปานกลาง
เทคโนโลยีสารสนเทศ		น้อยมาก	น้อยที่สุด	น้อย	ปานกลาง	น้อยมาก

หมายเหตุ : ข้อเสนอแนะข้างบนอยู่ภายใต้สมมติฐานหลักว่าประเทศจะระดมทุนการเมืองที่มีประสิทธิภาพ และมีการเติบโตทางเศรษฐกิจอย่างต่อเนื่องประมาณร้อยละ 5 ต่อปี

สรุปผลการตอบรอบคำถาม สาขาพลังงาน

(จากการประชุม "สมัชชาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีเพื่อการพัฒนาคั้งที่ 2" วันที่ 21 สิงหาคม 2543)

ตารางที่ 6.20 ระดับความสำคัญของเทคโนโลยีพลังงาน

เทคโนโลยี/ความสำคัญ		2544 - 2553	2554 - 2563
1. การประหยัดพลังงาน		มากที่สุด	มากที่สุด
2. ชีวมวล		มาก	มาก
3. พลังน้ำขนาดเล็ก		ปานกลาง	น้อย
4. แสงอาทิตย์และลม		น้อย	ปานกลาง
5. ถ่านหิน		น้อยมาก	น้อยมาก
6. นิวเคลียร์		น้อยที่สุด	น้อยที่สุด

ตารางที่ 6.21 ปัจจัยสำคัญที่มีผลต่อการพัฒนาพลังงานที่ยั่งยืนใน 20 ปี

ปัจจัย/ความสำคัญ		2544 - 2553	2554 - 2563
ยุทธศาสตร์ทางวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี :			
1. วิจัยและพัฒนา	มากที่สุด	มากที่สุด	มากที่สุด
2. การถ่ายทอดเทคโนโลยี	น้อยมาก	ปานกลาง	ปานกลาง
3. การพัฒนาบุคลากร	มาก	มาก	มาก
4. โครงสร้างพื้นฐานทางวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี	น้อย	น้อย	น้อยที่สุด
5. การบริหารจัดการพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี	ปานกลาง	ปานกลาง	น้อย
6. เทคโนโลยีสารสนเทศ	น้อยที่สุด	น้อยที่สุด	น้อยมาก
ปัจจัยอื่นๆ :			
1. อุตสาหกรรม	ปานกลาง	ปานกลาง	มาก
2. การบริการ รวมทั้งการขนส่ง	มาก	มาก	น้อย
3. สิ่งแวดล้อม รวมทั้งภัยพิบัติ	มากที่สุด	มากที่สุด	มากที่สุด
4. เกษตร	น้อยมาก	น้อยมาก	น้อยมาก
5. การศึกษาและสาธารณสุข	น้อย	น้อย	ปานกลาง
6. สื่อสารและโทรคมนาคม	น้อยที่สุด	น้อยที่สุด	น้อยที่สุด

เอกสารอ้างอิง

สถานภาพพลังงาน

1. Susumu Yoda (1995). Trilemma. Central Research Institute of Electric Power Industry, Tokyo.
2. Department of Energy Promotion and Development (1998). Thailand Energy Situation 1998. Bangkok.
3. Department of Policy Coordination and Sustainable Development (1997). Critical Trends. United Nations, New York.
4. Intergovernmental Panel on Climate Change (1996). Technologies, Policies and Measures for Mitigating Climate Change. WMO & UNEP.
5. สิบนทร์ ชาติพัฑ (2535). พลังงานของสังคมไทยในอนาคต. คณะสังคมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
6. ปรีดา วิบูลย์สวัสดิ์ (2543). แก๊สเรือนกระจกและแบตเตอรี่. วารสารราชบัณฑิตยสถาน, ปีที่ 25 (2)
7. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน (2541). รายงานพลังงานของประเทศไทย พ.ศ. 2541. กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม

แหล่งพลังงานฟอสซิล

1. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน (2543). รายงานไฟฟ้าของประเทศไทย 2541. กรุงเทพฯ: กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม
2. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน (2543). รายงานน้ำมันเชื้อเพลิงของประเทศไทย 2541. กรุงเทพฯ: กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม
3. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน. รายงานไฟฟ้าของประเทศไทย 2541. กรุงเทพฯ: กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม
4. จีวรรณ เดียสุวรรณ, วาณี เตีย, และนันท ธารังกูร (2543). ความรู้เรื่องพลังงาน. กรุงเทพฯ: สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ. พลังงาน เพื่อความเข้าใจ ใช้อย่างรู้คุณค่า พัฒนาสู่ความยั่งยืน.
6. สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ (2543). วรรณนโยบายพลังงาน ฉบับที่ 47 ม.ค.ม.ค.

มลพิษและผลกระทบจากเชื้อเพลิงฟอสซิล

1. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน (2541). รายงานน้ำมันเชื้อเพลิงของประเทศไทย. กรุงเทพฯ: กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม
2. กรมควบคุมมลพิษ. สถานการณ์และการจัดการปัญหาคุณภาพอากาศและเสียง พ.ศ. 2539-2540. กรุงเทพฯ: กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม
3. Prida Wibulsawas (1999). Emission from Transportation and Mitigation Measures. Proceedings of the 10th Pacific Conference on Automotive Engineering. Melbourne, 1999, pp. 3-7.
4. Walsh M. P., US Senate Bill Would Let States Out of MTBE Program. Car Lines, Issue 99(6), p. 27.
5. สมชาย จันทวาน (2537). การประเมินการใช้แก๊สธรรมชาติกับโรงไฟฟ้าในกรุงเทพฯ. รายงานเสนอการวิเคราะห์ประเทศไทย. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี
6. Monaghan M. (1999). Environmental Legislation and Engine Design. Proceedings of the 10th Pacific Conference on Automotive Engineering. Melbourne, 1999, pp.13-18.
7. Japan Bioindustry Association (1994). NEDO.
8. Wibulsawas P., Winayachompu B., and Tiansuwan J. (2000). Predictions of combustion rates of blended palm oil droplets. World Renewable Energy Congress. Brighton.
9. Salo N. (1999). Earth Environment and Electric Vehicles Powered by Advanced Batteries. Proceeding of 10th Pacific Conference on Automotive Engineering. Melbourne 1999, pp. 385-392.
10. Walsh M.P., (2000). California Adds New Partners to Fuel Cell Consortium. Car Lines, Issue 2000(1).
11. Pojanee Khummongkol (1997). Thailand National Energy-House Gas Inventory, 1990&1994. Bangkok: Office of Environmental Policy and Planning.

24. Prasertsan, S. and Varaprak, P. (1998). Rubber Plantation: An Overlooked Dendropower. *Proceedings 5th ASEAN S&T Week*. Hanoi, pp. 103-111.
25. Prasertsan, S., Krukanont, P., Ngamsritragul, P., and Kirirat, P. (2000). Strategy for Optimal Operation of a Biomass-Fired Cogeneration Power Plant. *J. Power and Energy* (inpress).
26. RWEDP. (1996). Woodfuel Use and the Value of Woodfuels. *Wood Energy News*, 11(2), pp. 7-9.
27. RWEDP. (1997a). Biomass Energy in ASEAN Countries. *Wood Energy News*, 12(2), pp. 11-12.
28. RWEDP. (1997b). Woodfuel Consumption and Supply in RWEDP Member Countries. *Wood Energy News*, 12(2), pp. 20-21.
29. RWEDP. (1997c). Fuel Complementatlon Rather Than Substitution. *Wood Energy News*, 12(2), pp. 20-21.
30. Sapuan, S. M., Masjuki, H. H., and Azlan, A. (1996). The Use of Palm Oil as Diesel Fuel Substitute. *J. Power and Energy: Part A*, 210 pp. 47-53.
31. Viseshakul, P. (1997). The Current Utilization of Biomass Energy and the Status of Development and Specific Plans for Promoting the Introduction and Popularization of Biomass Energy Technology. APEC Energy I&D and Technology Transfer and Renewable Energy Resource Assessment Seminar, Santiago, Chile.
32. Wibulsawas, P., and Terdyothin, A. (1990). Energy and Availability Analysis of a Biomass-Fired Cogeneration System in a Palm Oil Mill. *Proceedings 1st World Renewable Energy Congress*, UK, pp. 1942-1946.
33. World Bank (1996). Rural Energy and Development-Improving Energy Supplies for Two Billion People.

พลังงานแสงอาทิตย์และลม

1. สำนักงานคณะกรรมการการวิจัยแห่งชาติ. นโยบาย แผนและแนวทางการวิจัยและพัฒนาพลังงานทดแทน พ.ศ. 2540-2544
2. การพัฒนาแหล่งพลังงานทดแทน (2542). รายงานเทคโนโลยีเพื่อลดแก๊สเรือนกระจก. กรมวิชาการวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและการพลังงาน, ภูเก็ต
3. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม (2541). รายงานไฟฟ้าของประเทศไทย

ทางเลือกของการผลิตไฟฟ้า

1. กรมพัฒนาและส่งเสริมพลังงาน (2543). รายงานไฟฟ้าของประเทศไทย 2541. กระทรวงวิทยาศาสตร์ เทคโนโลยีและสิ่งแวดล้อม.
2. สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ (2543). พลังงาน เพื่อความเข้าใจ ชัยอย่างรู้คุณค่า พัฒนาสู่ความยั่งยืน.

3. สำนักงานคณะกรรมการนโยบายพลังงานแห่งชาติ (2543). *วสารนโยบายพลังงาน*, ฉบับที่ 47 ม.ค. - มิ.ค. 2543.
4. Sirindhorn International Institute of Technology (2543). *Mitigating Environmental Emissions from the Power Sector: Analysis of Technical and Policy Options in Thailand*. A Draft report submitted to Swedish International Development Cooperation Agency (SIDA) and Asian Institute of Technology (AIT).
5. Central Research Institute of Electric Power Industry (1998). *Introduction to Nuclear Engineering*. CRIEPI Research Document No. T98901, Japan.
6. อชัย สุนิธร (2540). *ความเป็นไปได้ในการสร้างโรงไฟฟ้านิวเคลียร์ขึ้นในประเทศไทย*. การไฟฟ้าฝ่ายผลิตแห่งประเทศไทย

สถานภาพและทิศทางอนาคตว่าด้วย วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีเพื่อการพัฒนา

หนึ่งในโครงการจัดทำวิทยทัศน์และยุทธศาสตร์แห่งชาติด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี พ.ศ. 2543 - 2563



สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ
National Science and Technology Development Agency

ISBN 974-7360-46-2