

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
- ซึ่งเป็นสัญญาแบบไม่กำหนดค่าพลังไฟฟ้า (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 เมื่อเปลี่ยนแปลงอัตราค่าไฟฟ้าของค่าไฟฟ้าที่เพิ่มขึ้น 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%

ในการศึกษานี้จะเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยวิธีการเป่าลมเย็นซึ่งเป็นการเก็บข้าวเปลือกที่อุณหภูมิค่าจะทำให้ข้าวคุณภาพดี แต่ในการวิเคราะห์นี้ไม่ได้นำผลที่ได้ข้าวคุณภาพดีมาคิดเป็นผลตอบแทนที่ได้รับเพิ่มขึ้น ดังนั้นถ้าไม่ใช้เครื่องทำความเย็นแต่ใช้อากาศแวดล้อมเป่าแทนก็จะทำให้ได้ผลตอบแทนสูงขึ้น

6. สรุป

1. การผลิตไฟฟ้าจากแฉกทั้งหมดในโรงสีข้าวชาวดอยระบบ cogeneration แบบกังหันไอน้ำ โดยนำไอน้ำที่ออกจากกังหันไปใช้ใน

การอบแห้ง และการทำความเย็นข้าวเปลือกด้วยเครื่องทำความเย็นแบบดูดกลืน ส่วนไอที่เหลือใช้น้ำไประเหยความร้อนทิ้งที่เครื่องควบแน่นพบว่า

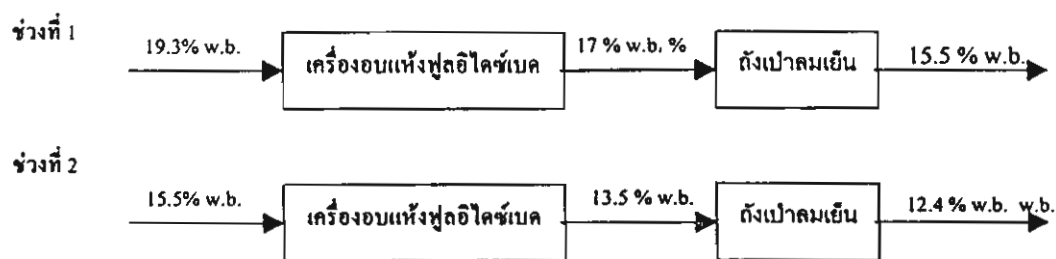
โรงสีขนาด 100-500 ตัน/วัน ไอน้ำเข้ากังหันที่ 25 bar(abs.) 400°C ออกจากกังหันที่ 2 bar(abs.) 184°C สามารถผลิตไฟฟ้าได้ 344-1718 kW มีไฟฟ้าขายกลับให้การไฟฟ้า 295-2775 MWh/ปี เงินลงทุนรวมของระบบ 16.9-34.3 ล้านบาท มีระยะเวลาคืนทุน 6.5-2.1 ปี และ ค่า IRR 15.8-48.0% ตามลำดับ

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 มิโส, สมชาติ โตภรณ์ฤทธิ์ และสมบุรณ์ 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>.



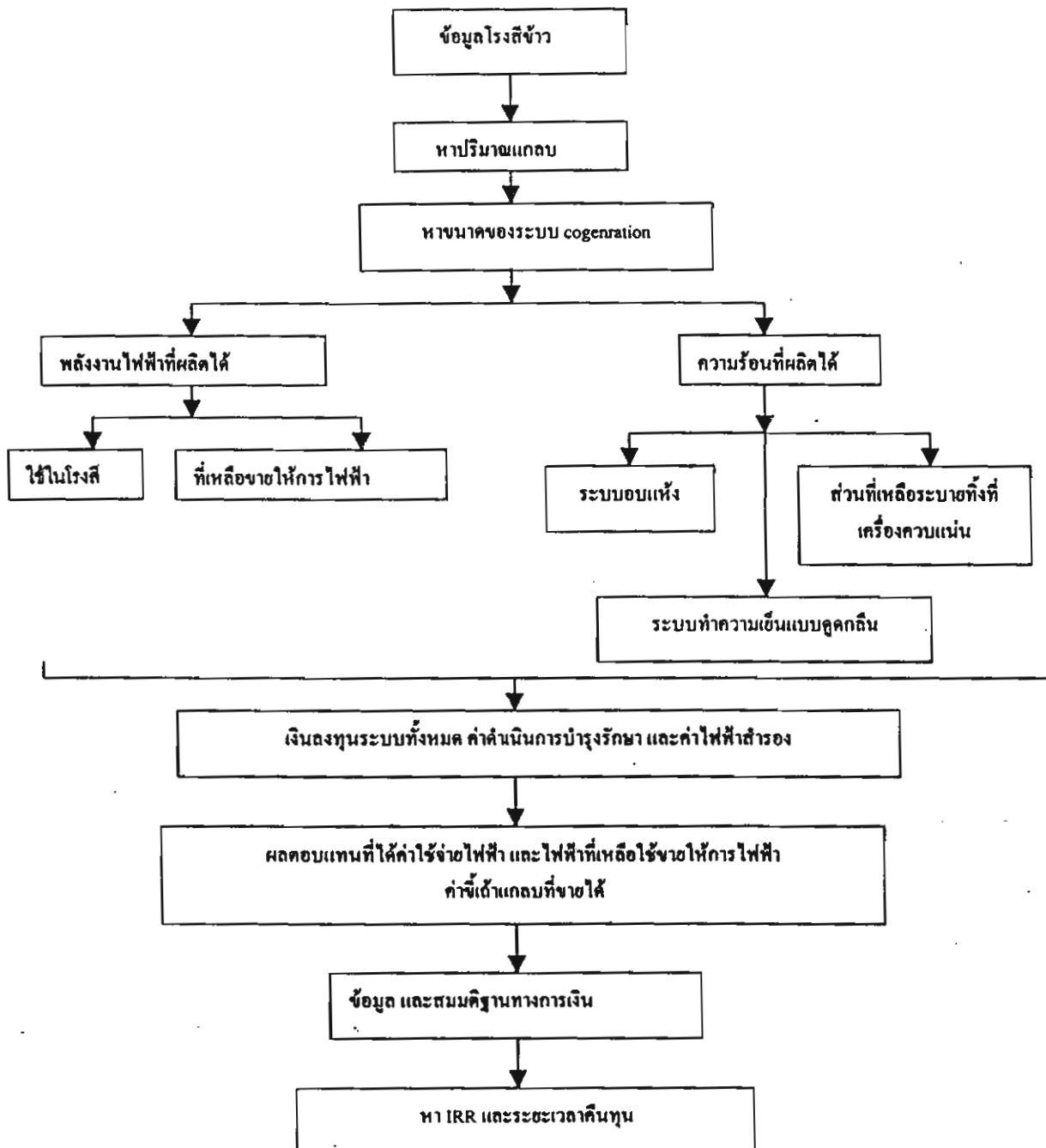
รูปที่ 1 กระบวนการอบแห้งข้าวเปลือก [7]

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 Palaemonidae 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



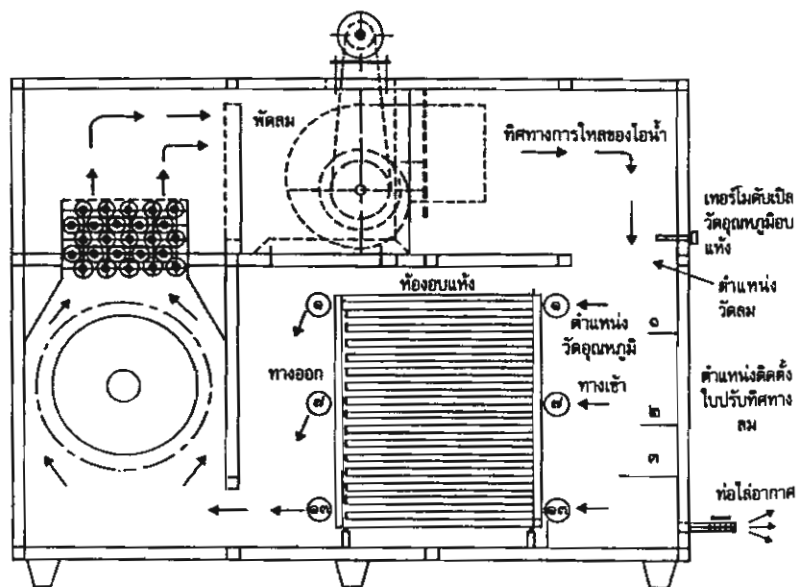


เกิดการหดตัวของกัง. อย่างไรก็ตาม เมื่อเปลี่ยนตัวกลางในการอบแห้งจากอากาศร้อนเป็นไอน้ำร้อนยวดยิ่งกลับพบว่าคุณภาพของกังแห้งที่ได้ดีขึ้น, การหดตัวน้อย และสีของกังมีลักษณะ สีส้มแดง แม้ว่าอุณหภูมิในการอบแห้งจะสูง^๕. นอกจากคุณภาพที่ดีขึ้นแล้ว การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนยวดยิ่งยังให้อัตราการอบแห้งที่สูงกว่า การอบแห้งด้วยอากาศร้อน. 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 ภายในเครื่องอบแห้งแบบตู้โดยวิธี การคำนวณทางพลศาสตร์ของไหล, โดยจำลองการไหลของอากาศภายใน ห้องอบแห้งเป็น ๒ มิติ, ความเร็วของ

อากาศในห้องอบแห้งอยู่ระหว่าง ๔- ๒๐ เมตรต่อวินาที, พบว่าการติดตั้ง ใบปรับทิศทางลม ณ บริเวณทางเข้า ห้องอบแห้งช่วยลดความปั่นป่วนของ กระแสอากาศภายในห้องอบแห้ง และ การไหลของอากาศก็มีความสม่ำเสมอ เมื่อเทียบกับกรณีที่ไม่ได้ติดตั้งใบปรับ ทิศทางลม. ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ นำหลักการแนวคิดที่ได้จากการศึกษา ดังกล่าวมาเป็นแนวทางในการปรับปรุง ลักษณะการไหลของไอน้ำภายใน เครื่องอบแห้งแบบตู้. เครื่องอบแห้ง ที่ออกแบบสามารถอบแห้งกังได้ครั้งละ ๕๐ กิโลกรัม. การอบแห้งโดยใช้ ไอน้ำร้อนยวดยิ่งนี้ผู้วิจัยคาดว่าจะ ช่วยตัดขั้นตอนการต้มกังเนื่องจากการต้มและการอบแห้งเกิดขึ้นไป



รูปที่ ๑
แผนภาพแสดงระบบไอน้ำร้อนยวดยิ่งของเครื่องอบแห้งแบบตู้



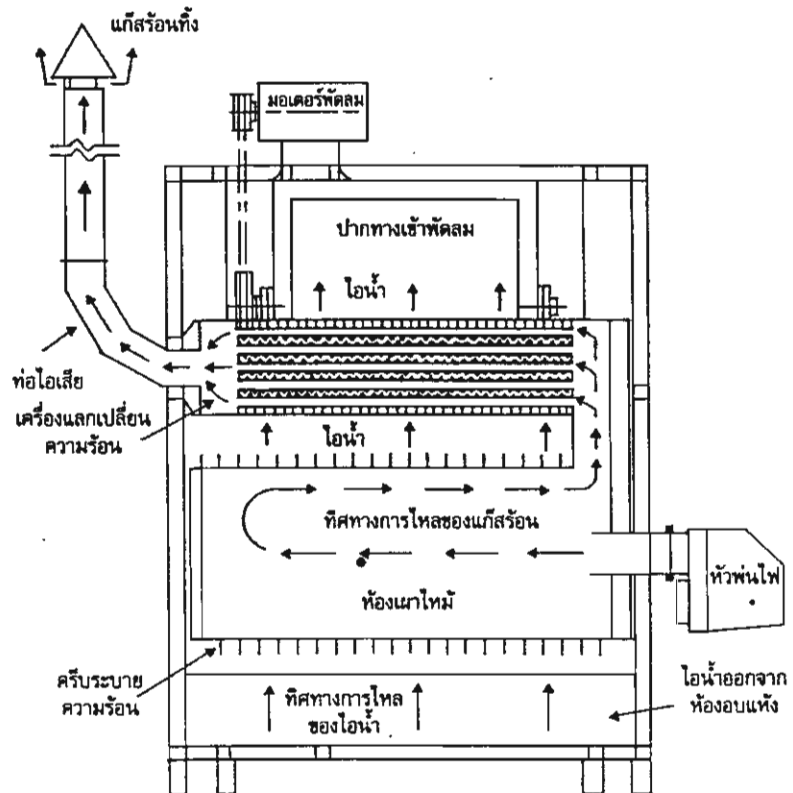
พร้อมๆ กัน.

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 ธีขางทอง^{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. เริ่มแรกจะทำการอุ่นอากาศภายในเครื่องอบแห้งให้มีอุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิอบแห้งเล็กน้อยเพื่อป้องกันการควบแน่นของไอน้ำภายในระบบ. จากนั้นนำผลิตภัณฑ์ที่ทำการอบแห้งเข้าเครื่องอบแห้ง. ในช่วงเริ่มต้นได้ใช้อากาศร้อนในการอบแห้ง จากนั้นไอน้ำจะเริ่มระเหยออกจากผลิตภัณฑ์ผสมกับอากาศที่อยู่ภายในเครื่องอบแห้ง ในขณะเดียวกันก็จะทำการไล่อากาศที่อยู่ภายในเครื่องอบแห้งออกโดยการเปิดลิ้นท้อไล่อากาศ ทำให้สัดส่วนของอากาศภายในเครื่องอบแห้งลดลงเมื่อเวลาผ่านไป. 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	๑๕.๗	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.)	๕๔.๘	๕๔.๘	๕๔.๘	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

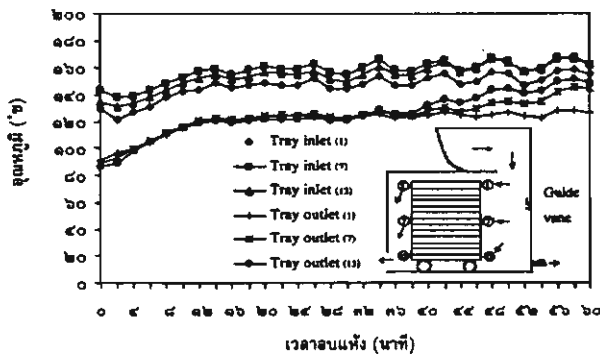
เข็นย้อนกลับออกมาผสมกับไอน้ำที่เพิ่งไหลออกจากพัดลม ณ บริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง จึงเป็นผลให้อุณหภูมิที่ตำแหน่งก่อนเข้าภาคต่างๆ มีความแตกต่างกัน และเป็นสาเหตุอันหนึ่งที่ทำให้ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของผ้าอบแห้งในแต่ละภาคไม่เท่ากัน จากผลความแตกต่างของความชื้น

สามารถคำนวณค่าสัมประสิทธิ์การแปรผันของความชื้น สำหรับการทดลองนี้มีค่าเท่ากับร้อยละ ๓๓.๕ ซึ่งมีค่าสูงมาก แสดงถึงการกระจายของไอน้ำในห้องอบแห้งยังไม่ดีเท่าที่ควร จากผลความชื้นชี้ให้เห็นว่าไอน้ำไหลผ่านห้องอบแห้งในช่วงภาคที่ ๕-๑๓ มากกว่าในช่วงภาคที่ ๑-๔ โดยสังเกต

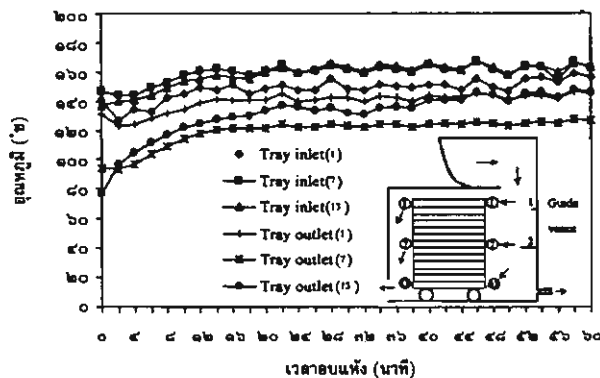
ได้จากความชื้นสุดท้ายในช่วงภาคที่ ๕-๑๓ มีค่าน้อยกว่าในช่วงภาคที่ ๑-๔ ดังแสดงในตารางที่ ๑ (การทดลองที่ ๑).

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.

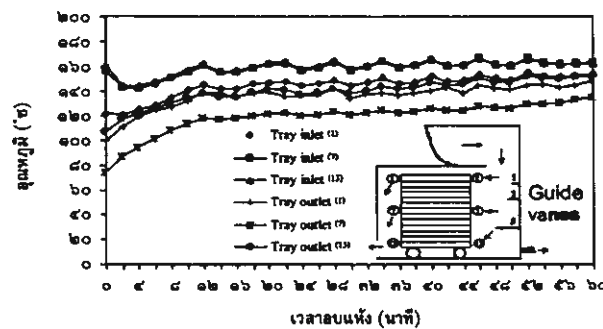
อย่างไรก็ตาม จากผลของความชื้นที่ได้จากการทดลองที่ ๓ ยังคงมีแนวโน้มที่ความชื้นบริเวณภาคด้านล่างต่ำกว่าบริเวณภาคด้านบน, โดยเฉพาะอย่างยิ่งภาคที่ ๑๓ มีความชื้นต่ำกว่าอย่างเห็นได้ชัดจนแสดงให้เห็น



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. ปัญหาดังกล่าวนี้อ่อนข้างมีความสำคัญสำหรับผลิตภัณฑ์ไวต่อความร้อนโดยเฉพาะกุ้ง. 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

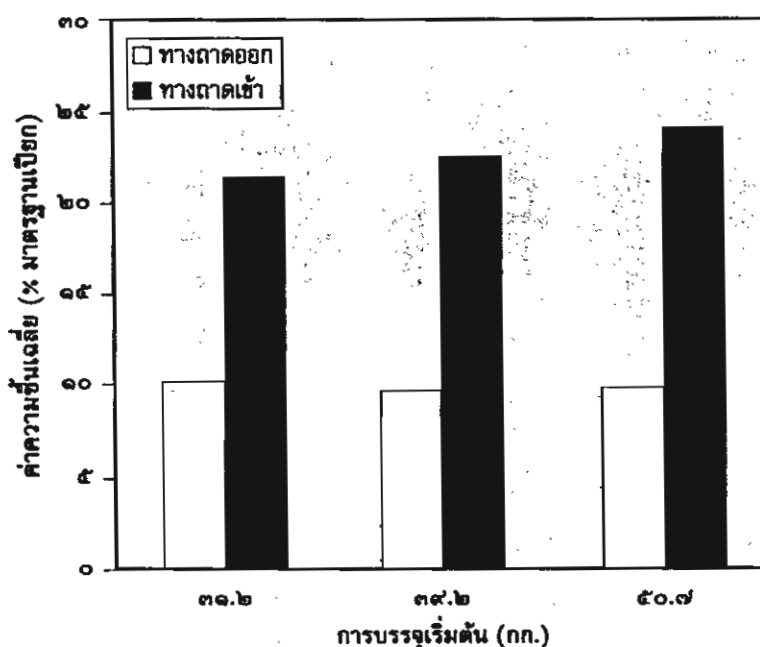
สีของกุ้งกุลาดำในตอนเริ่มต้นของการอบแห้งมีค่าความสว่าง, สีแดง และสีเหลืองเท่ากับ ๒๙.๐๒-๐.๘๕ และ ๒.๘๑ ตามลำดับ. เมื่อเทียบสีกุ้งตัวอย่างที่ได้จากบริเวณทางเข้าและออกจากถาดจะเห็นว่ามีความแตกต่างกันอย่างเห็นได้ชัดเจน โดยตัวอย่างกุ้งที่ได้จากบริเวณทางออกมีค่าความสว่าง, สีแดง และสีเหลืองสูงกว่าที่

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

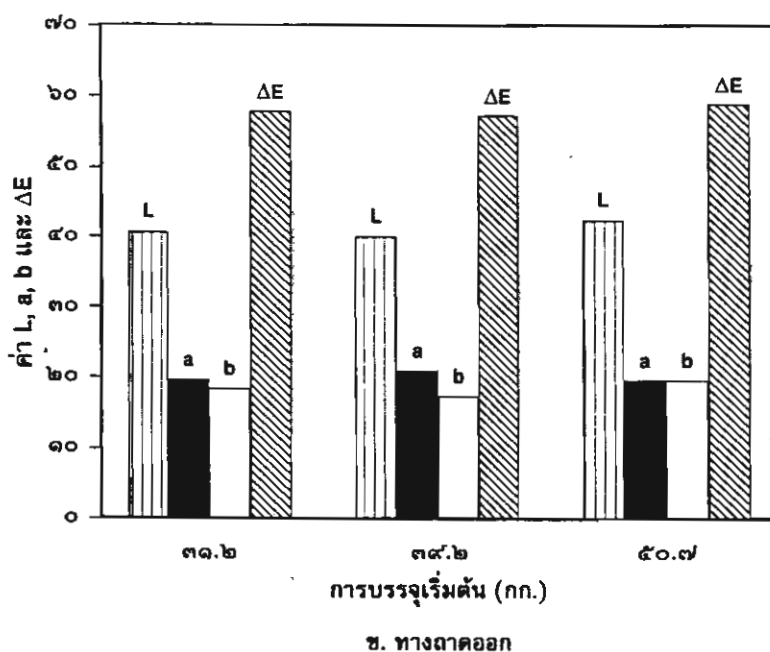
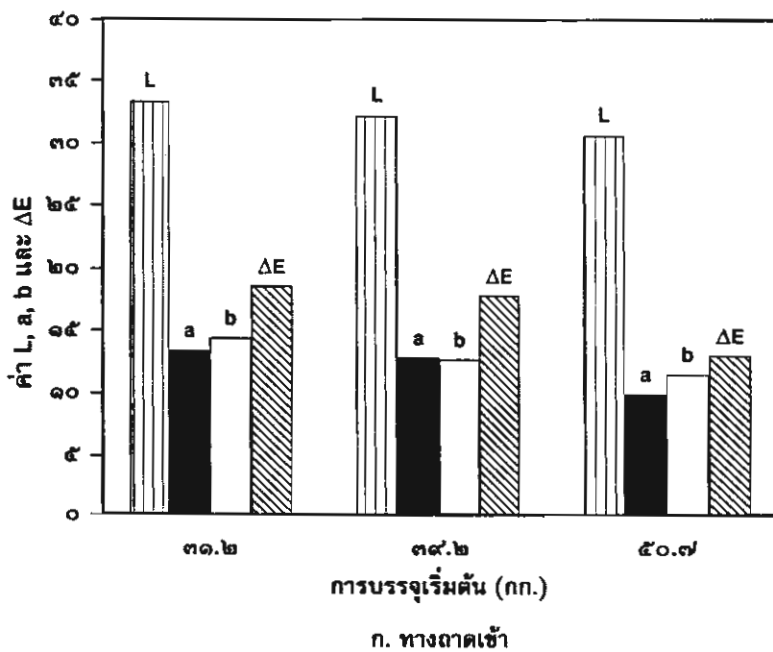
การศึกษาอิทธิพลของอุณหภูมิที่มีต่อสีของกุ้งหลังการอบแห้ง โดยนำตัวอย่างของกุ้งที่บริเวณทางเข้าและ



รูปที่ ๔

ความชื้นของกุ้งหลังการอบแห้ง ณ บริเวณทางเข้าและทางออกของห้องอบแห้งที่ปริมาณการบรรจุต่างๆ





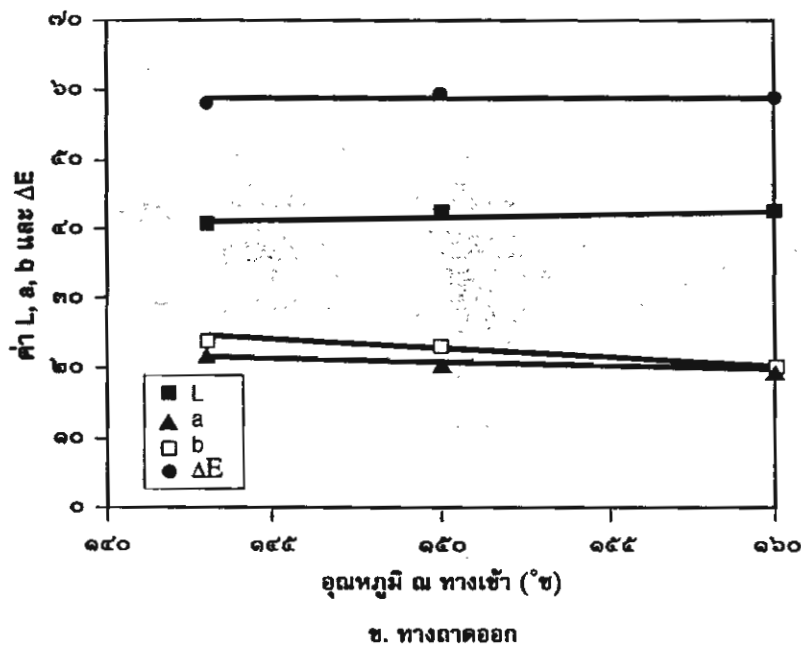
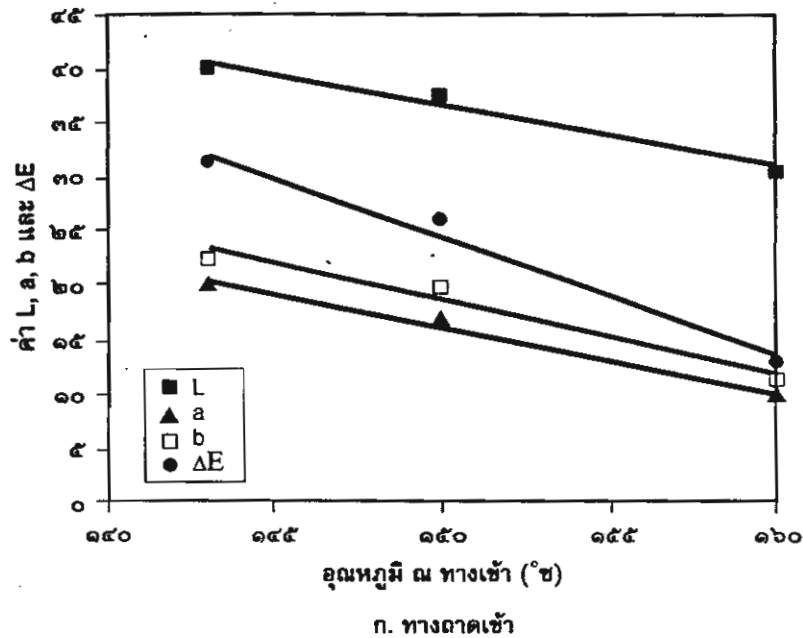
รูปที่ ๕
สื่อถึงหลังสิ้นสุดการอบแห้งที่ปริมาณการบรรจุต่าง ๆ (อุณหภูมิเฉลี่ย ๑๕๔-๑๖๐ องศาเซลเซียส)

ทางออกซึ่งมีความชื้นสุดท้ายประมาณร้อยละ ๑๗-๑๘ มาตรฐานเปียก มาทำการวัดสี, พบว่าค่า L, a และ b ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิที่ใช้ในการอบแห้ง ดังแสดงในรูปที่ ๖ก. สำหรับตัวอย่างกึ่งที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้ง โดยการเปลี่ยนแปลงของค่าดังกล่าวมีลักษณะแปรผกผันเชิงเส้นกับอุณหภูมิอบแห้ง โดยมีความสว่าง, สีแดง และเหลืองลดลงเมื่อใช้อุณหภูมิในการอบแห้งสูงขึ้น ขณะที่กึ่ง ณ บริเวณด้านทางออกห้องอบแห้งมีการเปลี่ยนแปลงของสีต่างๆ กับอุณหภูมิอย่างมาก ดังแสดงในรูปที่ ๖ข. จากผลที่ได้จะเห็นว่าสีของสื่อสอดคล้องกับรูปที่ ๕ โดย สรุปลักษณะของกึ่งหลังการอบแห้งมีสีส้ม-แดงเมื่อใช้อุณหภูมิอบแห้งประมาณ ๑๕๒ องศาเซลเซียส. หากใช้อุณหภูมิสูงกว่านี้จะทำให้กึ่งมีสีค่อนข้างคล้ำ.

สมรรถนะและค่าใช้จ่ายของเครื่องอบแห้ง

จากการทดลองอบแห้งกึ่งกลาดำที่ปริมาณต่างๆ พบว่าประสิทธิภาพของการอบแห้งอยู่ในช่วงระหว่างร้อยละ ๔๕-๕๕ โดยประสิทธิภาพสูงสุดเมื่อใช้ปริมาณกึ่งอบแห้ง ๕๐ กิโลกรัม ขณะที่ใช้ปริมาณกึ่งอบแห้ง ๓๑.๒ กิโลกรัม ให้ประสิทธิภาพของการอบแห้งต่ำสุดดังแสดงในรูปที่ ๗, ซึ่งที่ประสิทธิภาพของการอบแห้งสูงสุดดังกล่าวให้ความสิ้นเปลืองพลังงานปฏิกิริยาจำเพาะเท่ากับ ๔.๔๑ เมกะจูลต่อกิโลกรัมน้ำระเหย โดยแบ่งเป็นพลังงานไฟฟ้าร้อยละ ๖ และพลังงาน





รูปที่ ๒

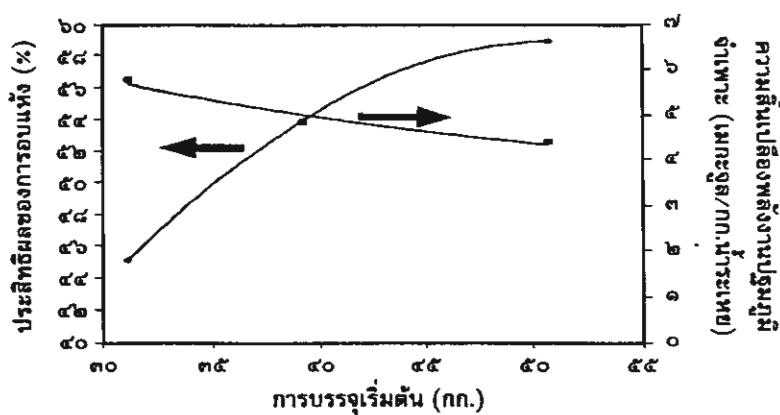
อิทธิพลของอุณหภูมิอบแห้งที่มีต่อสีของกุ้งหลังการอบแห้ง (ปริมาณกุ้งที่อบแห้ง ๕๐.๗ กิโลกรัม)

ความร้อนร้อยละ ๕๕ (ปริมาณความร้อนเปลี่ยนแปลงพลังงานปฏิกิริยาเฉพาะได้มาจากการนำปริมาณพลังงานความร้อนรวมกับพลังงานไฟฟ้า 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 ความชื้นสุดท้ายเฉลี่ยของกุ้งในภาคต่างๆ ที่เงื่อนไขในการอบแห้งต่างกัน

ตำแหน่งของภาค	ปริมาณความชื้นเฉลี่ย (% w.b.)		
	การทดลองที่		
	๕	๖	๗
๑	๒๓.๒	๒๔.๔	๒๓.๖
๒	๒๑.๖	๒๔.๗	๒๖.๕
๓	๑๘.๑	๒๑.๔	๒๕.๒
๔	๑๗.๖	๑๕.๔	๒๓.๑
๕	๑๔.๘	๑๗.๔	๑๘.๕
๖	๒๑.๓	๑๖.๒	๒๐.๖
๗	๑๓.๗	๑๕.๗	๑๕.๕
๘	๑๗.๓	๑๔.๕	๑๙.๘
๙	๑๐.๘	๑๕.๕	๑๖.๕
๑๐	๑๒.๖	๑๓.๕	๑๗.๕
๑๑	๒๓.๗	๒๒.๕	๑๔.๐
๑๒	๒๐.๕	๒๐.๓	๒๐.๒
๑๓	๒๐.๒	๑๙.๒	๑๗.๓
CV(%)	๑๖.๒	๑๒.๕	๑๔.๓
ปริมาณความชื้นเริ่มต้น (% w.b.)	๘๐.๐	๘๐.๐	๘๐.๐
ปริมาณความชื้นสุดท้าย (% w.b.)	๑๘.๕	๑๘.๕	๑๙.๕
น้ำหนักเริ่มต้น (กก.)	๕๐.๗	๓๙.๒	๓๑.๒
อุณหภูมิเฉลี่ย (°ซ.)	๑๕๙.๙	๑๕๗.๕	๑๕๘.๓
เวลาอบแห้ง (นาท.)	๖๐	๕๐	๔๕

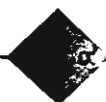


รูปที่ ๔

ผลของปริมาณการอบแห้งที่มีต่อประสิทธิภาพของการอบแห้งและความสิ้นเปลืองพลังงาน (อุณหภูมิเฉลี่ย ๑๕๗-๑๖๐ องศาเซลเซียส)

สรุป

การกระจายของตัวกลางที่ใช้ในการอบแห้งเป็นปัญหาที่สำคัญสำหรับเครื่องอบแห้งแบบตู้ อันเป็นสาเหตุให้การกระจายตัวของความชื้นผลิตภัณฑ์ไม่สม่ำเสมอ. เมื่อได้ติดตั้งใบปรับทิศทางไหลของตัวกลางที่บริเวณทางเข้าห้องอบแห้งช่วยให้การกระจายความชื้นของผลิตภัณฑ์มีความสม่ำเสมอขึ้น. 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 โพสมพูนธ์. 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 Engineers* 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. การพัฒนาเครื่องต้นแบบของเครื่องอบแห้งกุ้งด้วยไอน้ำร้อน. 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 ประญารากร, 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. การพัฒนาเครื่องอบแห้งแบบต่อเนื่องด้วยไอน้ำร้อน. 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

การอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งและอากาศร้อน Drying of Fermented Fish using Superheated Steam and Hot Air

ณรงก์ อึ้งกิม้วน¹ สมชาติ โสภณธนฤทธิ์¹ และ สมเกียรติ ปรัชญารากร¹

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

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาจลนศาสตร์การอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งและอากาศร้อน แล้วเปรียบเทียบสีของปลาร้าหลังการอบแห้งโดยวัดในรูปของ L^* , a^* และ b^* โดยมีเงื่อนไขการทดลองดังนี้ อุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดยึ่งและอากาศร้อน 120 140 และ 160 °C อัตราการไหลเชิงปริมาตร 0.071 m³/s ลดความชื้นจาก 2.4 dry basis ให้เหลือความชื้นสุดท้าย 0.04 dry basis จากการทดลองพบว่าอัตราการอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งที่อุณหภูมิ 120 และ 140 °C ต่ำกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน และอัตราการอบแห้งที่ได้จากการใช้ตัวกลางทั้งสองมีค่าใกล้เคียงกันที่อุณหภูมิ 160 °C สีของปลาร้าหลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งจะเข้มกว่าการอบแห้งด้วยอากาศร้อน

คำนำ

เนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมและผลผลิตทางการเกษตรส่วนใหญ่จะมีความชื้นสูงทำให้ไม่สามารถเก็บรักษาไว้ได้นาน อีกทั้งยังมีราคาตกต่ำเมื่อถึงฤดูเก็บเกี่ยว ดังนั้นวิธีการถนอมอาหารและการแปรรูปผลิตภัณฑ์จึงเป็นทางเลือกหนึ่งสำหรับการแก้ปัญหาดังกล่าวข้างต้น ซึ่งวิธีการหนึ่งที่ได้รับคามนิยมใช้กันเป็นเวลานานแล้วนอกจากการตากแห้งโดยธรรมชาติ ได้แก่ การอบแห้งโดยใช้อากาศร้อนเป็นตัวกลางสำหรับการถ่ายเทความร้อน แต่ปัจจุบันตัวกลางสำหรับการถ่ายเทความร้อนอีกชนิดหนึ่งที่น่าสนใจสำหรับการอบแห้ง คือ ไอน้ำร้อนขวดยึ่ง ซึ่งมีข้อดีหลายประการเมื่อเทียบกับการใช้อากาศร้อน เช่น อัตราการอบแห้งสูงกว่า เมื่ออุณหภูมิของไอน้ำร้อนขวดยึ่งมีค่าสูงกว่าค่า inversion temperature (อิศเรศ, 2543; Iyola *et al.*, 2001; Li *et al.*, 1999) สีของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งเข้มกว่าเมื่อใช้อากาศร้อน (อิศเรศ, 2543) การหดตัวของผลิตภัณฑ์หลังการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งน้อย (Iyola *et al.*, 2001; Li *et al.*, 1999) และไม่เกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันขณะทำการอบแห้ง

ปลาร้าเป็นผลิตภัณฑ์พื้นบ้านที่นิยมรับประทานกันอย่างแพร่หลายในหลายพื้นที่ นอกจากนี้ยังสามารถส่งจำหน่ายยังต่างประเทศ ทำรายได้เข้าประเทศเป็นหลายล้านบาท โดยปลาร้าที่ผลิตในปัจจุบันทำจากปลาหลายชนิด เช่น ปลากะตัก ปลาร่อน ปลานิล ปลาดุก เป็นต้น แต่ปลาร้าที่นิยมรับประทานส่วนใหญ่จะเป็นปลาร้าที่ทำจากปลากะตัก สำหรับงานวิจัยนี้เป็นการศึกษาวิธีการเพิ่มมูลค่าของปลาร้าให้สูงขึ้นโดยการอบแห้ง

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้เพื่อศึกษาเปรียบเทียบอัตราการอบแห้งปลาร้าและคุณภาพของสีหลัง การอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งและอากาศร้อน

อุปกรณ์และวิธีการ

1. อุปกรณ์

เครื่องอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนขวดยึ่งที่ใช้ในงานวิจัยนี้ประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก ได้แก่ เครื่องกำเนิดไอน้ำ พัดลม อุปกรณ์ให้ความร้อน และห้องอบแห้งแบบจวน ดังรูปที่ 1 เครื่องกำเนิดไอน้ำจะผลิตไอน้ำป้อนเข้าสู่ระบบอบแห้งซึ่งใช้พัดลมช่วย

¹คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยบูรพา อ.เมือง จ.ชลบุรี 20131

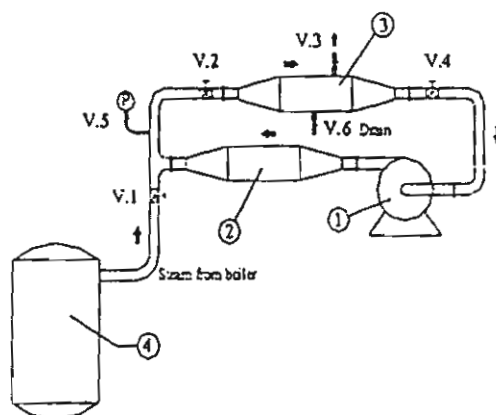
²คณะพลังงานและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.พระยาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

³คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี 91 ถ.พระยาอุทิศ เขตทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140

การไหลเวียนของไอน้ำร้อนผ่านอุปกรณ์ให้ความร้อน ทำให้อไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดมีอุณหภูมิสูงขึ้นตามต้องการ 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) ห้องอบแห้งแบบภาชนะ; (4) เครื่องกำเนิดไอน้ำ; (V) วาล์ว; (P) มาตรวัดความดัน

ภาพที่ 1 ระบบอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด (อิสเรศ, 2543; Moreira, 2001)

ผลและวิจารณ์

การลดลงของความชื้นแสดงในรูปของอัตราส่วนความชื้นไร้หน่วย (Moisture ratio, MR) โดยเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังนี้

$$MR = [M(t) - M_{eq}] / [M_0 - M_{eq}]$$

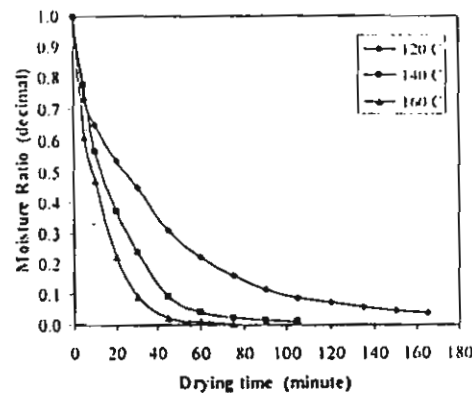
เมื่อ $M(t)$ คือ ความชื้นของปลาร้าที่เวลาใด ๆ, decimal dry basis

M_0 คือ ความชื้นเริ่มต้นของปลาร้า, decimal dry basis

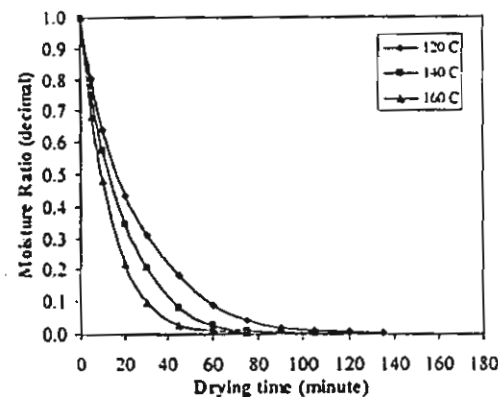
M_{eq} คือ ความชื้นสมดุล, decimal dry basis

เนื่องจากในการวิจัยนี้ใช้อุณหภูมิสูงกว่า 100°C ดังนั้นความชื้นสมดุลของผลิตภัณฑ์ที่ใช้ในการทดลองอาจสมมติได้ว่ามีค่าน้อยมากหรือประมาณเท่ากับศูนย์

1. อิทธิพลของอุณหภูมิของตัวกลางต่อการลดความชื้น



ภาพที่ 2 อิทธิพลของอุณหภูมิไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดต่อการลดความชื้นของปลาร้า



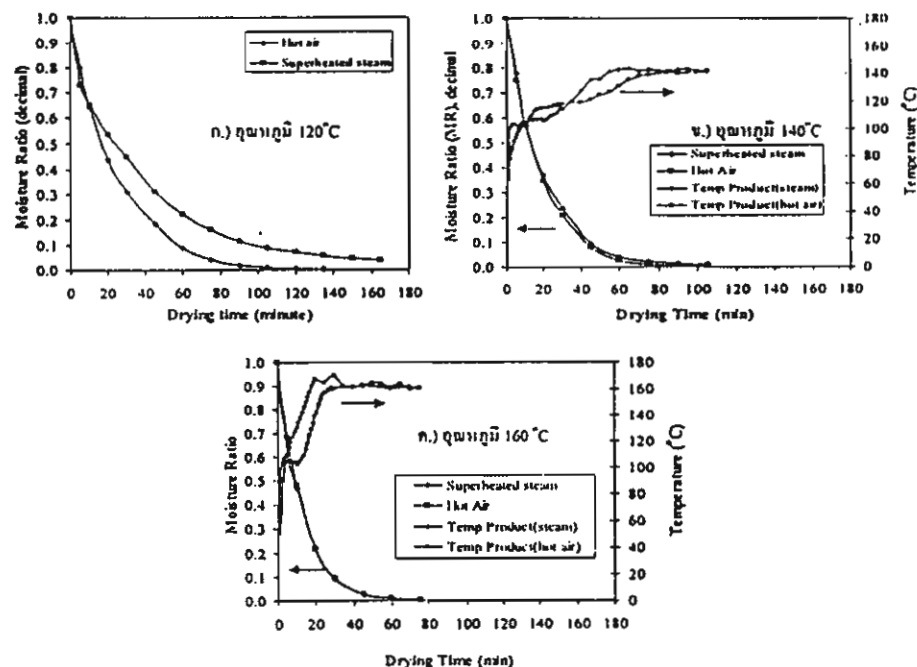
ภาพที่ 3 อิทธิพลของอุณหภูมิของอากาศร้อนที่มีต่อการลดความชื้นของปลาร้า

จากผลการทดลองอบแห้งปลาร้าด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวดและอากาศร้อนที่อุณหภูมิ 120 140 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 120 140 และ 160 °C พบว่าที่อุณหภูมิ 120 °C การอบแห้งด้วยอากาศร้อนสามารถลดความชื้นได้เร็วกว่าการอบแห้งด้วยไอน้ำร้อนชนิดยิ่งยวด 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. การอบแห้งข้าวเปลือกโดยใช้เทคนิคฟลูอิดไรเซชันด้วยไอน้ำร้อนขนาดยิ่ง. วิทยานิพนธ์ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. สาขาเทคโนโลยีหลังงาน. 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 ภราดรพันธุ์วัฒน์

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 ได้ ศึกษาการชะลอความเสียหายของกองข้าวเปลือกขึ้นโดยวิธีการเป่าด้วยอากาศเย็นและอากาศแวดล้อม, ทำการเปรียบเทียบกับกองข้าวเปลือกที่ไม่มีการระบายอากาศ ทดสอบกับข้าวเปลือกความชื้นร้อยละ ๒๒.๒ และ ๒๖.๐ มาตรฐานเปียก, อัตราการไหลของอากาศ ๐.๓๕ ลูกบาศก์เมตร/นาที่/ลูกบาศก์เมตรข้าวเปลือก. จากการศึกษาพบว่า ถึงแม้ไม่มีการระบายอากาศ อุณหภูมิเฉลี่ยของกองข้าวเปลือกสูงถึง ๓๓ องศาเซลเซียส และ ๔๐ องศาเซลเซียส ตามลำดับ. การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็นทำให้ อุณหภูมิเฉลี่ยของกองข้าวเปลือก 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 ศึกษาการระบายอากาศในกองข้าวเปลือกโดยใช้ อากาศ เย็นและอากาศแวดล้อม โดย ใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์กับข้าว

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/นาที่/ตันข้าวเปลือก, อุณหภูมิอากาศเย็น ๑๔ องศาเซลเซียส ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๕ โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของ Michl^๓ (โดยสมมุติให้เมล็ดพืชสมดุลกับอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ) ทำนายการเปลี่ยนอุณหภูมิและความชื้นของข้าวเปลือก. จากการศึกษาพบว่า การระบายอากาศโดยใช้ อากาศเย็น โดยใช้อัตราการไหลจำเพาะของอากาศ ๐.๑๕ ลูกบาศก์เมตร/นาที่/ตันข้าวเปลือก สามารถทำให้อุณหภูมิของข้าวเปลือก ลดลงเหลือ ๑๕ องศาเซลเซียส ภายในเวลา ๑๐-๑๕ ชั่วโมง ความชื้นของข้าวเปลือกลดลงเล็กน้อย, พลังงานที่ใช้ ๗.๔ กิโลวัตต์ชั่วโมง/ตันข้าวเปลือก. ในการศึกษาการระบายอากาศโดยใช้ อากาศแวดล้อม พบว่าไม่สามารถทำให้อุณหภูมิข้าวเปลือกลดลงถึง ๒๕ องศาเซลเซียส (ทั้งในฤดูฝนและฤดูร้อน). การวิเคราะห์การหดตัวของกองข้าวเปลือกพบว่า ในการระบายอากาศโดยใช้อากาศแวดล้อมในฤดูร้อนจะมีการหดตัวของกองข้าวเปลือกมากกว่าฤดูฝน. สำหรับการระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น พบว่ามีการหดตัวน้อยที่สุด ซึ่งมีค่าเท่ากับร้อยละ ๐.๐๕. การระบายอากาศแวดล้อม

อย่างต่อเนื่องทำให้ข้าวเปลือกหดตัวเท่ากับร้อยละ ๐.๙-๑.๔ และการใช้อากาศแวดล้อมโดยการควบคุมความชื้นสัมพัทธ์ไม่เกินร้อยละ ๗๕ ทำให้ข้าวเปลือกมีการหดตัวเท่ากับร้อยละ ๑.๒-๒.๑.

Maier^๔ ได้ศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการระบายอากาศในกองข้าวเปลือกโดยใช้อากาศเย็นและอากาศแวดล้อม โดยศึกษาทั้งข้าวเปลือกที่บรรจุในยุ้งคอนกรีต 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/นาที่/ตันข้าวเปลือก. การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น อากาศมีอุณหภูมิ ๑๕ องศาเซลเซียส ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๓. จากการศึกษาพบว่า การระบายอากาศโดยใช้อากาศเย็น ทำให้อุณหภูมิลดลงต่ำกว่า ๒๕ องศาเซลเซียส ใช้เวลา ๕๔ ชั่วโมง และอุณหภูมิลดลงถึงประมาณ ๑๕ องศาเซลเซียส ใช้เวลา ๑๒๔ ชั่วโมง นอกจากนี้ ยังพบว่าความแตกต่างของความชื้นและอุณหภูมิของข้าวเปลือก ระหว่างชั้นบนกับชั้นล่างแตกต่างกันน้อยมาก 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

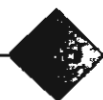
การเก็บรักษาข้าวเปลือกได้.

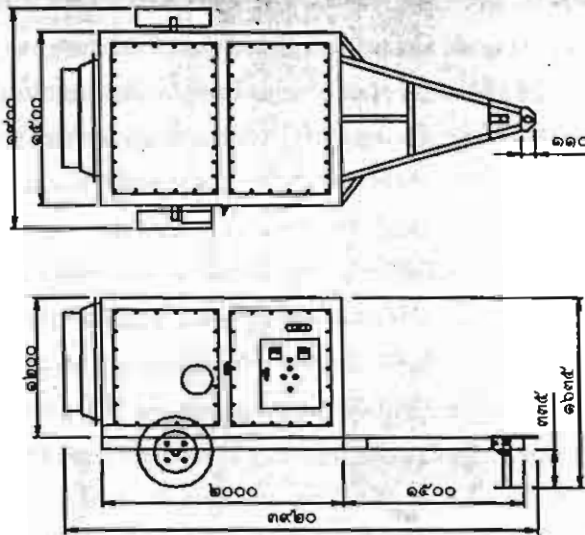
จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา พบว่าการเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยใช้อากาศเย็นมีข้อดีมากกว่าการเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยใช้อากาศแวดล้อม. การเก็บรักษาข้าวเปลือกโดยใช้อากาศเย็นช่วยให้สามารถเก็บข้าวเปลือกได้เป็นระยะเวลานานโดยไม่ทำให้เกิดการเสื่อมคุณภาพ รวมทั้งมีการสูญเสียมวลแห้งเนื่องจากแมลงและการหายใจน้อย. อุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการทำเย็นข้าวเปลือกมีค่าระหว่าง ๑๕-๒๐ องศาเซลเซียส. อุณหภูมิการเก็บรักษาที่ต่ำเกินไปจะทำให้มีค่าใช้จ่ายสูง. ส่วนอุณหภูมิการเก็บรักษาที่สูงเกินไปจะทำให้เกิดความเสียหายต่อการสูญเสียคุณภาพของข้าวเปลือก. จากการศึกษางานวิจัยที่ผ่านมา พบว่าในประเทศไทยมีการศึกษาการใช้ความเย็นในการเก็บรักษาข้าวเปลือกน้อยมาก. ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อออกแบบสร้างเครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าวเปลือกสำหรับศึกษาการทำความเย็นข้าวเปลือก โดยศึกษาระยะเวลาที่ใช้ในการทำความเย็น. นอกจากนี้ ยังได้มีการประเมินสมรรถนะของเครื่องต้นแบบและค่าใช้จ่ายที่ใช้ในการทำความเย็น. เครื่องต้นแบบนี้ออกแบบนี้สามารถทำความเย็นข้าวเปลือกที่บรรจุในถังขนาด ๒๕๐ ตัน และสามารถเคลื่อนย้ายได้โดยง่าย.

อุปกรณ์และวิธีการ

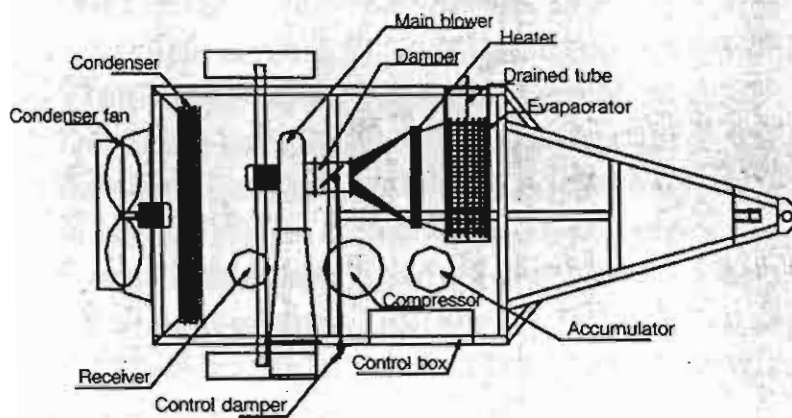
เครื่องต้นแบบทำความเย็นข้าว

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
เครื่องต้นแบบทำความชื้นข้าวเปลือก



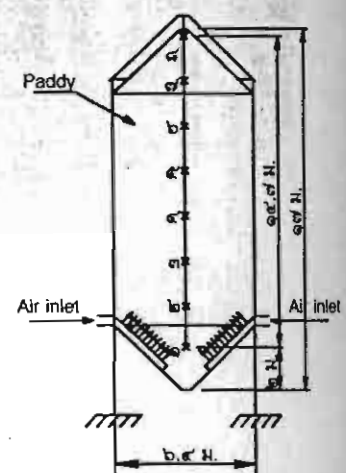
รูปที่ ๒
ตำแหน่งการติดตั้งอุปกรณ์ต่างๆ ของเครื่องทำความชื้น

สัมพัทธ์ร้อยละ ๗๐ รายละเอียดในการติดตั้งตำแหน่งของอุปกรณ์ต่างๆ แสดงในรูปที่ ๒.

ในงานวิจัยนี้ได้ดำเนินการทดลองที่สหกรณ์การเกษตรเมือง

เพชรบุรี จำกัด, ทำการทดลองทำ ความชื้นข้าวเปลือกจำนวน ๓ การทดลอง โดยทดลองกับข้าวเปลือก ความชื้นร้อยละ ๑๔ มาตรฐานเปียก บรรจุในถุงเหล็กจำนวน ๒ ถุง แต่ละ

ยังบรรจุข้าวเปลือกจำนวน ๒๕๐ ตัน ซึ่งใน ๒ การทดลองแรกเป็นการทดลองการทำความชื้นข้าวเปลือกใน ยัง ๑ และ ๒ เพื่อหาระยะเวลาที่ใช้ ในการทำความชื้นข้าวเปลือกจาก อุณหภูมิเฉลี่ยเริ่มต้น ๓๗-๓๘ องศาเซลเซียส จนมีอุณหภูมิสุดท้ายเฉลี่ย ๒๐-๒๑ องศาเซลเซียส. ในการทดลองสุดท้ายเป็นการทดลองการทำความชื้นข้าวเปลือก ๒ เพื่อหาระยะเวลาที่ใช้ในการทำความชื้นข้าวเปลือกโดยเมื่อข้าวเปลือกมีอุณหภูมิเฉลี่ยเพิ่มขึ้นถึง ๒๒ องศาเซลเซียส จึงทำความชื้นข้าวเปลือกมีอุณหภูมิตกลงเหลือเท่ากับการทำความชื้นในครั้งแรก. นอกจากนี้ ยังได้ทำการทดลองหาอัตราความสิ้นเปลืองพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในการทำความชื้นและระยะเวลาในการเพิ่มอุณหภูมิข้าวเปลือกจากอุณหภูมิเริ่มต้นเฉลี่ย 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 (กิโลวัตต์ชั่วโมง)	๑๗๕๕.๘	๑๔๑๘.๖	๕๐๖.๓
สมรรถนะเครื่องทำความเย็นข้าวเปลือก			
ความสามารถในการทำความเย็น (ตันข้าวเปลือก/วัน)	๕๒	๕๐	๑๖๖.๗
SEC (กิโลวัตต์ชั่วโมง/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

เสียสละ จนมีอุณหภูมิเฉลี่ยเพิ่มขึ้นถึงประมาณ ๒๒ องศาเซลเซียส. ในการอ่านค่าอุณหภูมิข้าวเปลือกในถังจะอ่านจากเครื่องวัดอุณหภูมิที่ติดตั้งมาพร้อมกับถัง โดยจุดวัดอุณหภูมิแต่ละจุดอยู่ห่างกันประมาณ ๒.๑ เมตร รายละเอียดตำแหน่งการวัดอุณหภูมิข้าวเปลือกในถังแสดงดังรูปที่ ๓.

ในการทำงาน อากาศแวดล้อมไหลผ่านเครื่องทำระเหยเพื่อลดอุณหภูมิลง อากาศเย็นหลังเครื่องทำระเหยจะไหลผ่านชุดลดความร้อนเพื่อปรับอุณหภูมิให้ใกล้เคียงกับเงื่อนไขที่ออกแบบ ก่อนที่จะไหลผ่านพัดลมเข้าสู่ถัง.

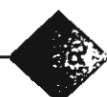
ผลการทดลองและวิจารณ์

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

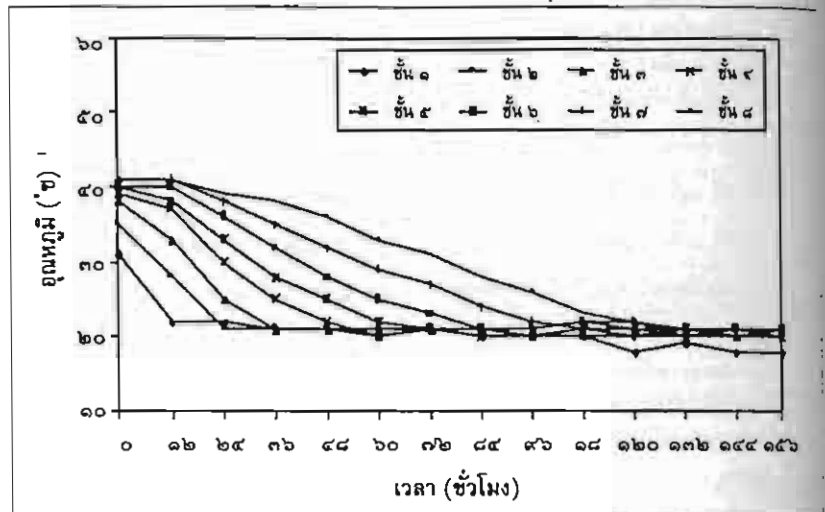
จากการทำความเย็นข้าวเปลือกในถัง ๑ และ ๒ พบว่าอุณหภูมิเริ่มต้นของข้าวเปลือกระหว่างชั้นบนกับชั้นล่างแตกต่างกันประมาณ ๑๐ องศาเซลเซียส และเมื่อทำความเย็นผ่านไป ๑๔๔ ชั่วโมงและ ๑๒๐ ชั่วโมง ตามลำดับ อุณหภูมิข้าวเปลือกระหว่างชั้นบนกับชั้นล่างแตกต่างกันประมาณ ๒-๓ องศาเซลเซียส. จากการทำความเย็นซ้ำถัง ๒ พบว่าขณะเริ่มต้นอุณหภูมิข้าวเปลือกด้านบนสุดมีอุณหภูมิประมาณ 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.

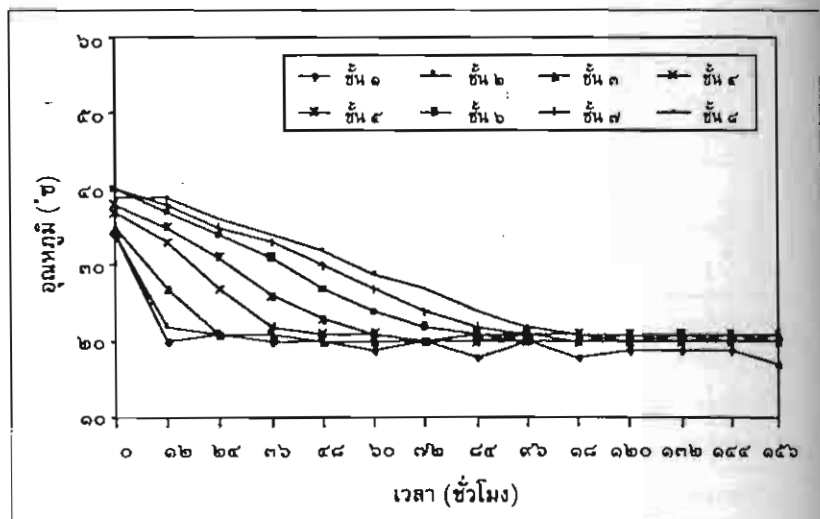
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะหยุดทำความเย็น

หลังจากทำความเย็นข้าวเปลือกจนมีอุณหภูมิตามต้องการแล้วหยุด



รูปที่ ๔

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะทำความเย็นถัง ๑



รูปที่ ๕

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะทำความเย็นถัง ๒



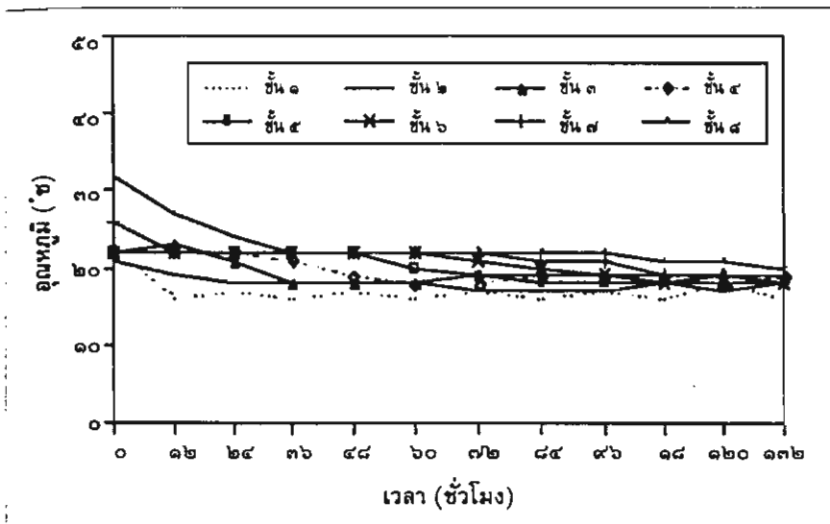
เครื่องทำความเย็นและทิ้งข้าวเปลือกไว้ในถังโดยไม่ต้องมีการระบายอากาศ. จากการบันทึกอุณหภูมิข้าวเปลือกในถังที่เพิ่มขึ้น จากข้อมูลอุณหภูมิข้าวเปลือกที่เพิ่มขึ้นแสดงในรูปที่ ๗ และ ๘ พบว่าเมื่อเวลาผ่านไป ๔๒ วัน อุณหภูมิของข้าวเปลือกชั้นที่ ๑ ถึงชั้นที่ ๗

ของทั้ง ๒ ยังมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นเล็กน้อย แต่ข้าวเปลือกในชั้นบนสุดมีอุณหภูมิเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วง ๗-๑๐ วันแรกนับจากหยุดทำความเย็น. จากนั้นอุณหภูมิจะคงที่ประมาณ ๓๒

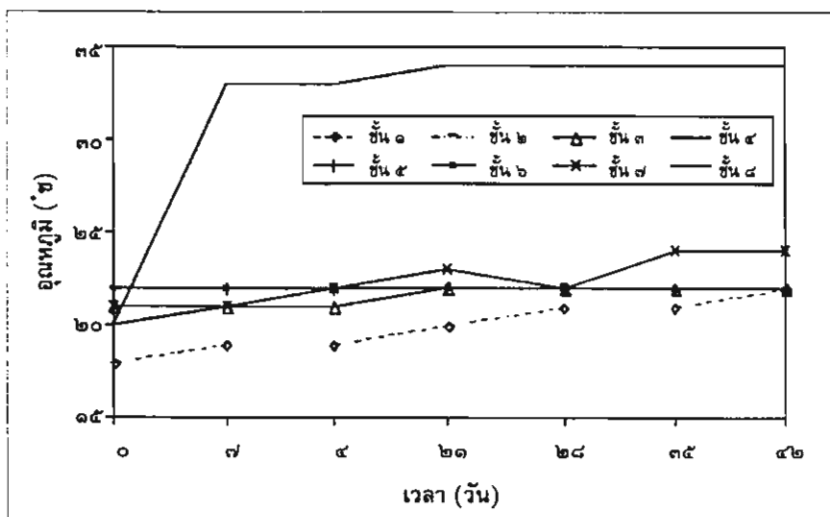
องศาเซลเซียส. เนื่องจากข้าวเปลือกบริเวณด้านบนสุดจะได้รับความร้อนจากการแผ่รังสีของดวงอาทิตย์ที่หลังคาและผนังของถังซึ่งเป็นโลหะดูดกลืนไว้และถ่ายเทความร้อนมาให้แก่ข้าวเปลือก ประกอบกับลักษณะของกองข้าวเปลือกในถังด้านบนมีลักษณะเป็นรูปกรวยคว่ำมีจุดวัดอุณหภูมิฝังอยู่บริเวณยอดแหลมของกอง (จุดที่ ๘) ซึ่งเป็นตำแหน่งวัดอุณหภูมิที่ไม่เหมาะสม.

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิและความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศขณะทำความเย็น

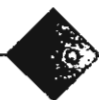
จากการทำความเย็นข้าวเปลือกในถัง ๑ และ ๒ พบว่าอุณหภูมิของลมเย็นที่ออกจากเครื่องทำระเหยต่ำกว่าอุณหภูมิแวดล้อมประมาณ ๒๐ องศาเซลเซียส, อุณหภูมิลมเย็นออกจากเครื่องมีอุณหภูมิประมาณ ๑๕-๑๗ องศาเซลเซียส, ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๕-๗๕ และลมเย็นก่อนเข้าถังมีอุณหภูมิประมาณ ๑๘-๒๐ องศาเซลเซียส, ความชื้นสัมพัทธ์ร้อยละ ๖๐-๗๐ อุณหภูมิของลมเย็นก่อนเข้าไซโลมีอุณหภูมิสูงกว่าที่ออกแบบไว้ เนื่องจากการทำความเย็นข้าวเปลือกในถัง ๑ และ ๒ ได้ทำการปรับอุณหภูมิของลมเย็นที่ออกจากเครื่องไว้ที่ ๑๖ องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับที่ออกแบบไว้ เมื่อลมเย็นไหลไปตามท่อลมในตอนกลางวันอุณหภูมิอากาศแวดล้อมมีค่าสูงกว่าลมเย็นในท่อมักทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนสู่ลมเย็นส่งผลให้อุณหภูมิของลมเย็นเพิ่มสูง



รูปที่ ๒
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของข้าวเปลือกขณะทำความเย็นถัง ๒



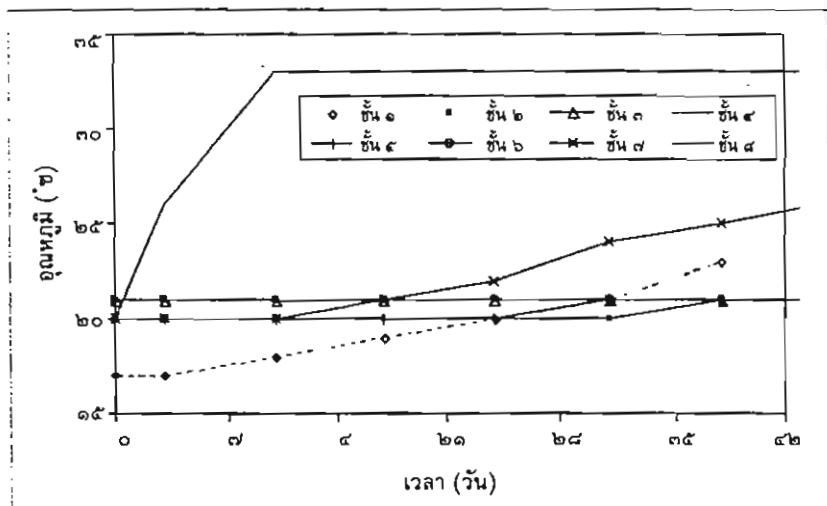
รูปที่ ๓
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิข้าวเปลือกในถัง ๑ ขณะหยุดทำความเย็น





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.

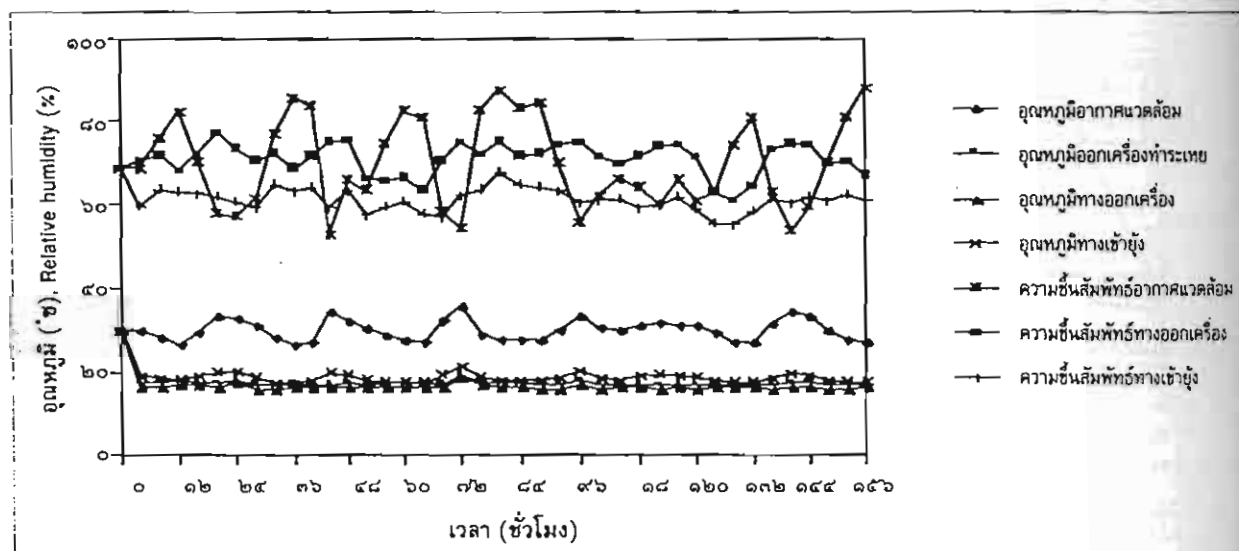


รูปที่ ๙

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิอากาศในห้องเย็น 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

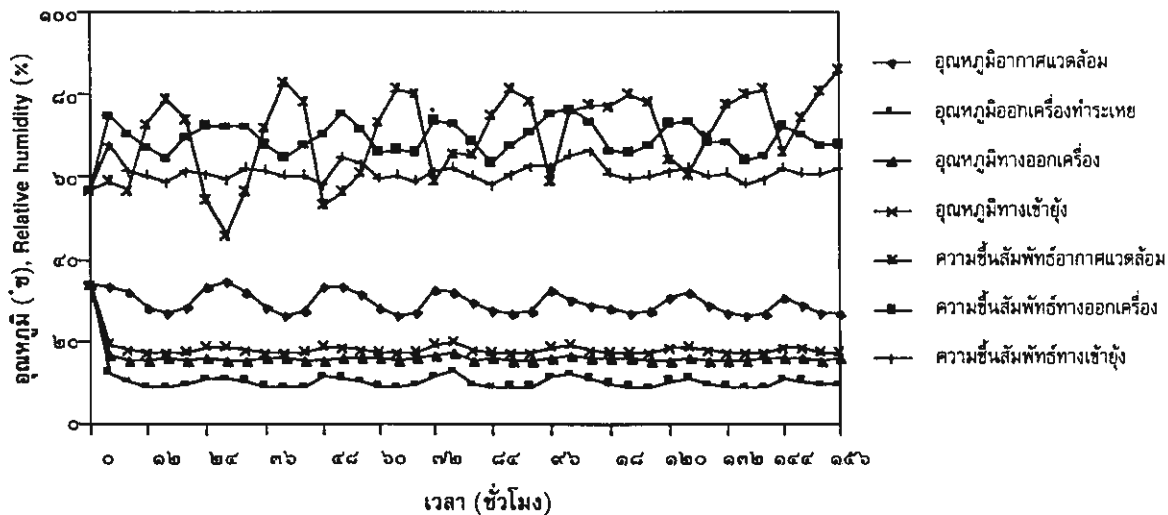


สมรรถนะของเครื่องทำความเย็น

จากตารางที ๑ แสดงข้อมูลผลการทดลองทำความเย็นข้าวเปลือกพบว่าในการทำความเย็นข้าวเปลือก

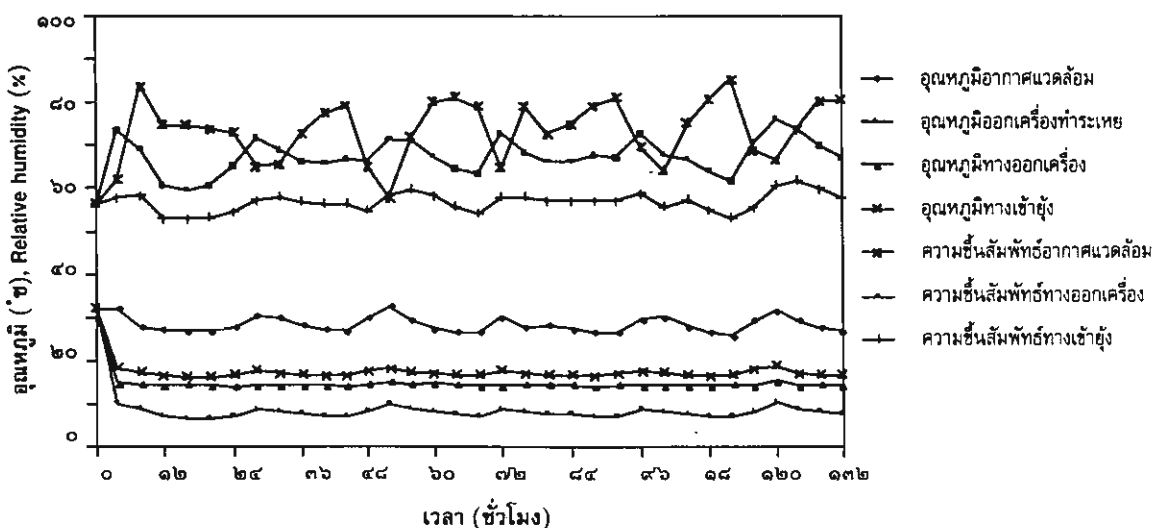
๑ มีค่าต่ำกว่าอีก ๒ การทดลอง เนื่องจากการทำความเย็นข้าวเปลือกยัง ๑ มีลมจากภายนอกมาปะทะกับลมที่ระบายความร้อนเครื่องควบแน่น จึงทำให้ความร้อนที่เครื่องควบแน่น

ระบายออกไม่ดีพอ, ทำให้อุณหภูมิและความดันของสารทำความเย็นในเครื่องควบแน่นเพิ่มสูงขึ้น, ส่งผลให้พลังงานที่ใช้ในเครื่องอัดไอเพิ่มสูงขึ้น. ดังนั้น ในการทดลองทำความเย็นข้าว



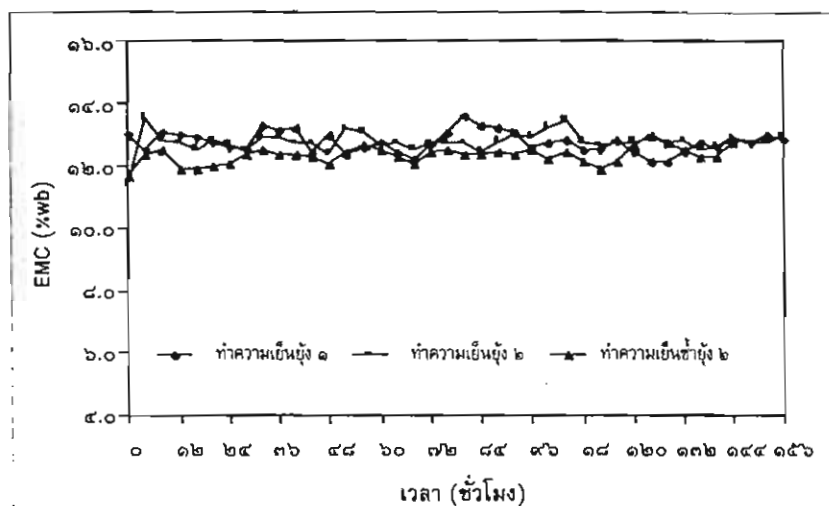
รูปที ๑๐

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 และขดลวดความร้อน ตามลำดับ. 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 ๔๓.๔ บาทต่อตันข้าวเปลือก โดยแบ่งเป็นค่าใช้จ่ายทางด้านพลังงานเท่ากับ ๓๑.๒๑ บาทต่อตันข้าวเปลือก, ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาเท่ากับ ๑.๒๕ บาทต่อตันข้าวเปลือก และค่าใช้จ่ายในการสร้างเครื่องเท่ากับ ๑๐.๘๗ บาทต่อตันข้าวเปลือก.

กิตติกรรมประกาศ

สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัยสนับสนุนด้านการเงิน, บริษัท ไรซ์ เอ็นจิเนียริง ซัพพลาย จำกัด ให้ความร่วมมือในการดำเนินการสร้างและติดตั้งเครื่องทำความเย็น, และสหกรณ์การเกษตรเมืองเพชรบุรี จำกัด ใต้ให้ความอนุเคราะห์ใช้สถานที่ในการติดตั้งและทดสอบเครื่องทำความเย็น.

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.

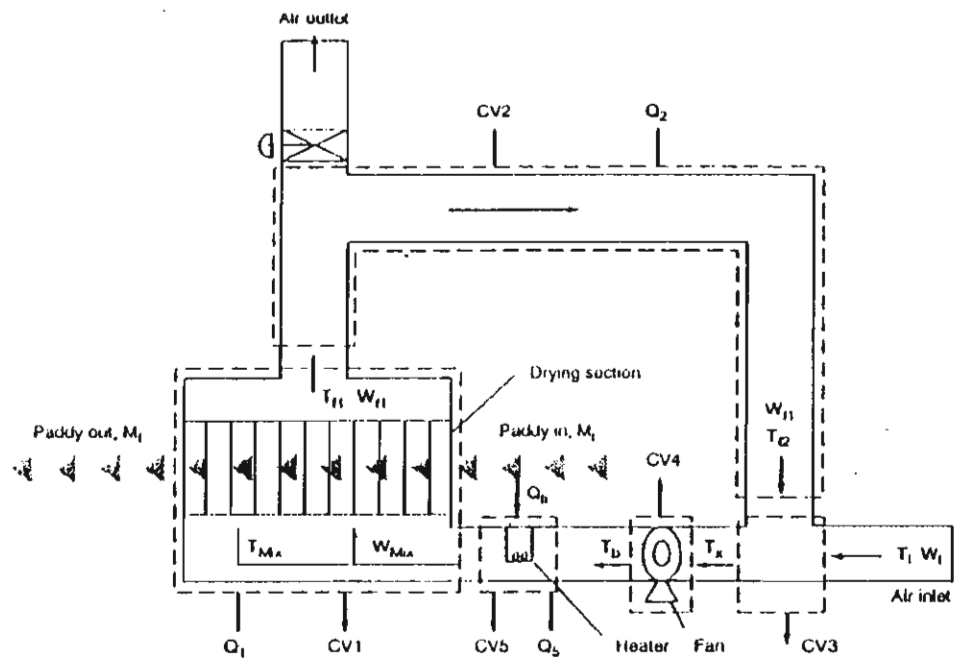


Figure 1 Control volumes of continuous cross-flow fluidised bed drying system:
 ← air flow; T, temperature; W, humidity ratio; M, grain moisture content;
 Q, heat; CV, control volume

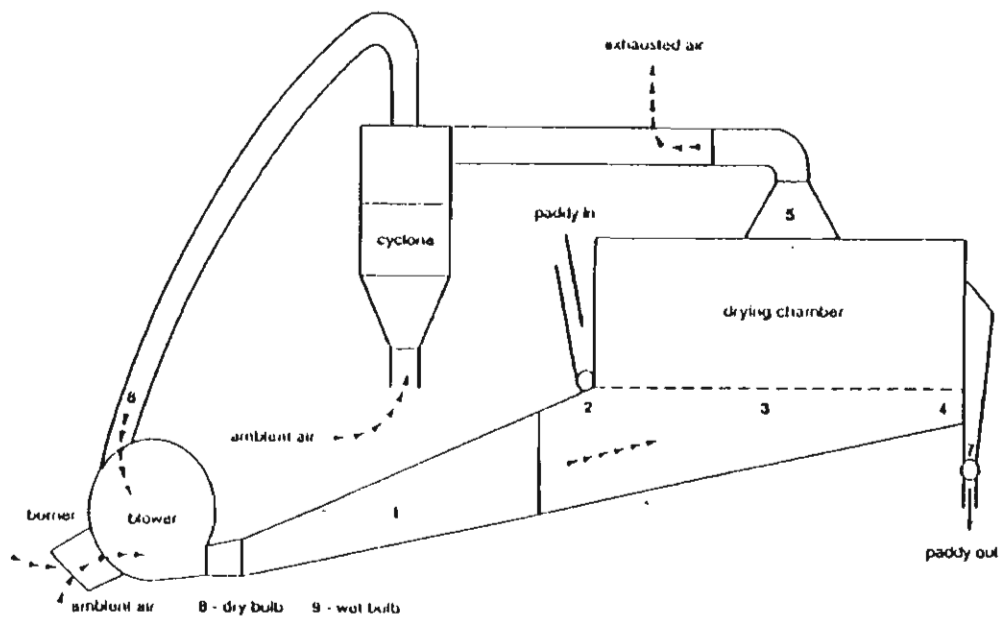


Figure 2 Schematic of the fluidised bed paddy dryer

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.

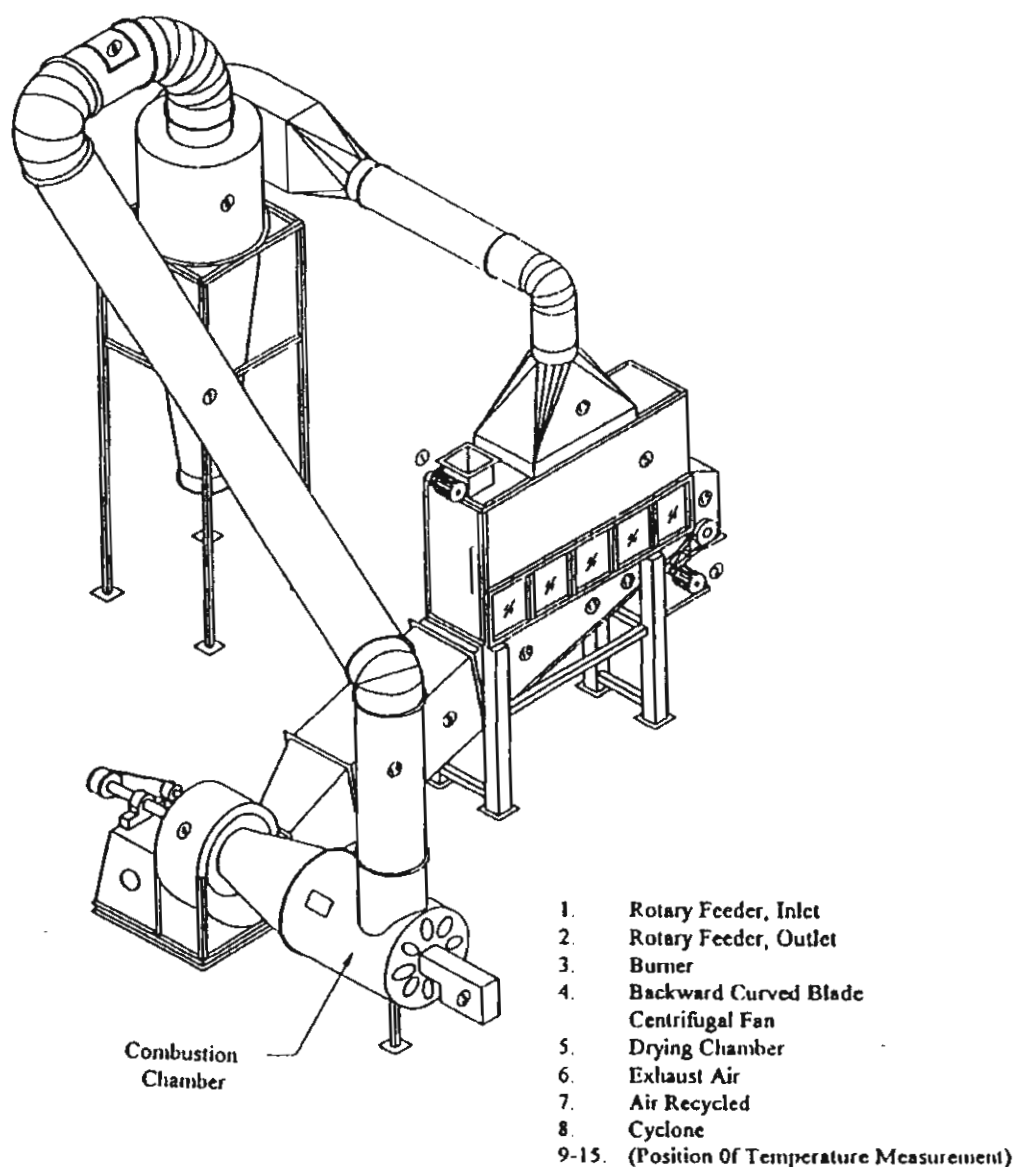


Figure 3 Commercial fluidised bed paddy dryer

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

$$x = 0.00163100 T_{mix} - 1.16202 (m_{mix}/hu) + 0.00415300 (m_{mix}/hu) T_{mix} \\ + 0.147383 \ln (m_{mix}/hu) + 0.474743$$

$$y = -0.00322000 T_{mix} - 0.835960 (m_{mix}/hu) + 0.0203190 (m_{mix}/hu) T_{mix} - 0.143150 \ln (m_{mix}/hu) + 0.548493$$

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

$$W_{fi,i} = R(M_i - M_f) + W_{mix} \quad (3)$$

- where $W_{fi,i}$ = 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

$$T_{fi,i} = [Q_i/m_{mix} + C_a T_{mix} + W_{mix}(h_{fg} + C_v T_{mix}) - W_{fi,i} h_{fg} + R C_{pw} T_{mix}] / (C_a + W_{fi,i} C_v + C_{pw}) \quad (4)$$

- where $T_{fi,i}$ = 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.

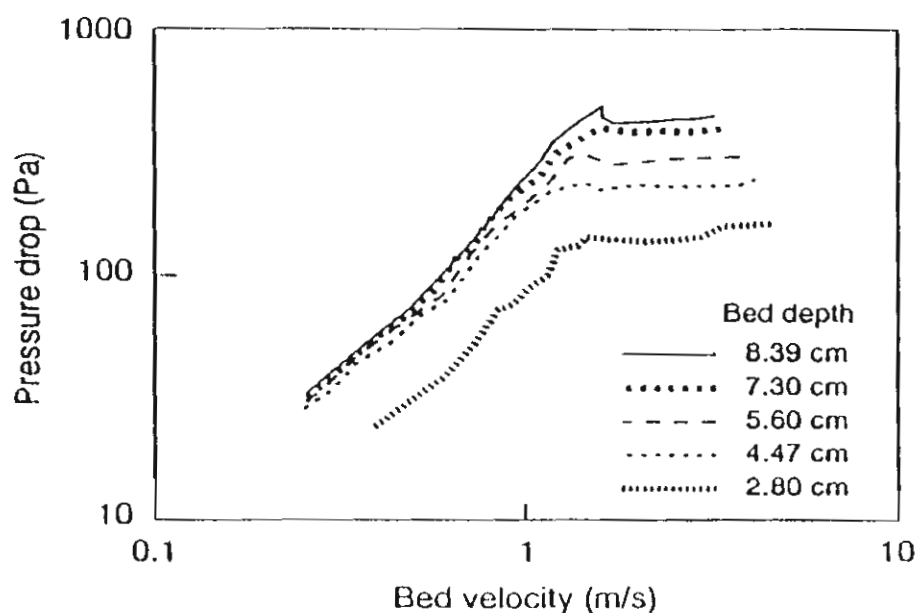


Figure 4 Relationship between bed pressure drop and bed velocity at different bed depths in fluidised bed paddy dryer

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.

