



การเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ: กรณีศึกษาการเหวี่ยงแยก
Efficiency Improvement of Crude Palm Oil Extraction Process:
A Case Study on Decanter Centrifuge

วีนิตา แวววรรณจิตร์
Winita Waewwanjit

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the
Degree of Master of Science in Agro-Industry Technology Management
Prince of Songkla University

2561

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์



การเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ: กรณีศึกษาการเหวี่ยงแยก
Efficiency Improvement of Crude Palm Oil Extraction Process:
A Case Study on Decanter Centrifuge

วีนิตา แวววรรณจิตร์
Winita Waewwanjit

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the
Degree of Master of Science in Agro-Industry Technology Management
Prince of Songkla University

2561

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ การเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ: กรณีศึกษาการ
 เหยี่ยงแยก
 ผู้เขียน นางสาววินิตา แววรรณจิตร
 สาขาวิชา การจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....
 (รองศาสตราจารย์ ดร.ไพรัตน์ โสภโณดร)

.....ประธานกรรมการ
 (ดร.เกรียงไกร ไวยกาญจน์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

.....กรรมการ
 (รองศาสตราจารย์ ดร.ไพรัตน์ โสภโณดร)

.....
 (ดร.บุษวรรณ หิรัญวรชาติ)

.....กรรมการ
 (ดร.บุษวรรณ หิรัญวรชาติ)

.....กรรมการ
 (ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยรัตน์ ศิริพันธ์)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยนี้เป็น
 ส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาการจัดการ
 เทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร

.....
 (ศาสตราจารย์ ดร.ดำรงศักดิ์ ฟ้างู่งสูง)
 คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ขอรับรองว่าผลงานวิจัยนี้เป็นผลมาจากการศึกษาวิจัยของนักศึกษาเอง และได้แสดงความขอบคุณผู้มีส่วนช่วยเหลือแล้ว

ลงชื่อ.....

(รองศาสตราจารย์ ดร.ไพรัตน์ โสภโณตร)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ลงชื่อ.....

(ดร.บุษวรรณ ทิรัญวรชาติ)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

ลงชื่อ.....

(นางสาววินิตา แววรรณจิตร)

นักศึกษา

ข้าพเจ้าขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้ไม่เคยเป็นส่วนหนึ่งในการอนุมัติปริญญาในระดับใดมาก่อน และ
ไม่ได้ถูกใช้ในการยื่นขออนุมัติปริญญาในขณะนี้

ลงชื่อ.....

(นางสาววินิตา แววรรณจิตร)

นักศึกษา

ชื่อวิทยานิพนธ์	การเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ: กรณีศึกษาการเหวี่ยงแยก
ผู้เขียน	นางสาววินิตา แววรรณจิตร
สาขาวิชา	การจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร
ปีการศึกษา	2560

บทคัดย่อ

การสูญเสียในระหว่างกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบมีความแตกต่างและแปรปรวนมาก เนื่องจากความแตกต่างของคุณภาพวัตถุดิบ เทคโนโลยีและสภาวะในการสกัดน้ำมันปาล์มดิบที่ไม่แน่นอน โดยเฉพาะของโรงงานกรณีศึกษา งานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพและลดการสูญเสียของการเหวี่ยงแยกซึ่งเป็นขั้นตอนสำคัญหนึ่งในกระบวนการผลิต เมื่อใช้เทคนิคการวิเคราะห์เหตุและผลที่ประกอบด้วยพนักงาน เครื่องจักร วัตถุดิบ และวิธีการ พบว่าปัจจัยที่มีความสำคัญและมีความเป็นไปได้ในการศึกษาวิจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ (78-82, 83-87 และ 88-92 องศาเซลเซียส) และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์ (10-11, 12-13 และ 14-15 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง) ต่อปริมาณและคุณภาพของน้ำมันที่ได้หลังจากผ่านการเหวี่ยงแยก สมบัติของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์มีสัดส่วนน้ำมัน น้ำ และของแข็งอยู่ในช่วงร้อยละ 5.00-5.89, 30.33-54.55 และ 40.00-64.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ตามลำดับ หลังจากผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ที่สามารถแยกได้สามส่วนคือ น้ำมัน น้ำทิ้ง และตีแคนเตอร์เค้ก พบว่าทั้งอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ส่งผลต่อปริมาณน้ำมันที่แยกได้ โดยอุณหภูมิที่สูงขึ้นส่งผลให้สามารถแยกน้ำมันได้มากขึ้น ส่วนอัตราการไหลที่สูงขึ้นส่งผลต่อปริมาณน้ำมันที่แยกได้ลดน้อยลงอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) โดยพบปริมาณน้ำมันที่แยกได้ร้อยละ 6.02-7.05 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ สำหรับคุณภาพของน้ำมัน ประกอบด้วย น้ำมัน น้ำ และของแข็งอยู่ในช่วงร้อยละ 97.83-98.43, 0.23-0.64 และ 1.15-1.81 โดยน้ำหนักน้ำมัน ตามลำดับ และพบปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันที่จัดว่ามีคุณภาพดี อยู่ในช่วงร้อยละ 1.76-2.60 โดยน้ำหนักตัวอย่างน้ำมัน

เมื่อวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่มีผลต่อปริมาณและคุณภาพของน้ำมันที่แยกได้ โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป พบว่าสภาวะที่เหมาะสมประกอบด้วยอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ คือ 92 องศาเซลเซียสและ 10 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง ตามลำดับ และเมื่อทำการทดลองยืนยัน พบว่าปริมาณน้ำมันที่แยกได้มีค่าเพิ่มขึ้นร้อยละ 0.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ความสามารถในการเหวี่ยงแยกเพิ่มขึ้นร้อยละ 10.26 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ และแม้ว่าสภาวะที่คัดเลือกมี

(6)

ค่าใช้จ่ายพลังงานไฟฟ้าที่สูงกว่าสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ แต่ได้รับผลตอบแทนเพิ่มขึ้นจากเดิม 147.75 บาทต่อน้ำสลัดจ์ 1 ตัน หรือ 358,027.68บาท/เดือน หรือ 4,296,332.16 บาท/ปี

Thesis Title	Efficiency improvement of crude palm oil extraction process: A case study on decanter centrifuge
Author	Miss Winita Waewwanjit
Major Program	Agro-Industry Technology Management
Academic Year	2017

Abstract

Loss in crude palm oil production is always occurred and highly variation due to condition of raw material, technology and uncertainty of extraction conditions, especially in the case study factory. This research aimed to improve the efficiency and reduce loss in the decanter centrifugation. Factors affecting the performance of decanter centrifugation were analyzed using cause and effect diagram based on 4 factors i.e. man, machine, material and method. It was showed that the major conditions on decanter centrifugation were not optimally set-up, therefore the flow rate of input sludge (10-11, 12-13 and 14-15 m³/h) and temperature of sludge (78-82, 83-87 and 88-92° C) were designed to study the effect on the quantity and quality of the output oil. The initiate input sludge consisted of oil, water and solid at 5.00-5.89, 30.33-54.55 and 40.00-64.66 % w/w of sludge, respectively. After passing through the decanter centrifuge at various conditions, three parts i.e. oil, waste water and decanter cake were obtained. The quantity and quality of oil were significantly affected ($p < 0.05$) by both temperature and the flow rate of sludge. The higher temperature resulted in higher amount of centrifuged oil but the higher flow rate resulted in lower oil quantity which revealed about 6.02-7.05 % (w/w) of the input sludge. The centrifuged oil consisted of oil, water and solid at 97.83-98.43, 0.23-0.64 and 1.15-1.81 % (w/w) of oil, respectively. It was also showed that in all centrifugation conditions resulted in good quality of oil considering from free fatty acid content of about 1.76-2.60 % (w/w) of oil sample.

The optimized condition of temperature and the flow rate of input sludge were analyzed using relevant computer software showing that the temperature of 92 °C and flow rate of 10 m³/h. were suitable. After confirmation experiment, the results showed

that the output oil under the selected condition was higher than which under the factory condition of about 0.66 % (w/w of sludge). Performance of the decanter centrifuge was increased 10.26 % (w/w) of input sludge. Although the expense for the electricity of the selected condition was more than that for the factory condition, the factory will get higher benefit about 147.75 Bath/ 1 ton of sludge or 358,027.68Bath/month or 4,296,332.16 Bath/year.

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จตามวัตถุประสงค์ของหลักสูตร การจัดการเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร ภาควิชาเทคโนโลยีอุตสาหกรรมเกษตร คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ โดยการให้คำปรึกษาแนะนำทางด้านวิชาการ จากอาจารย์ที่ปรึกษาหลัก รองศาสตราจารย์ ดร.ไพรัตน์ โสภโณตร และอาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ดร.บุษวรรณ หิรัญวรชาติ ที่กรุณาให้ความรู้ คำแนะนำ แก่ผู้วิจัยในการศึกษาวิจัยครั้งนี้ ตลอดจนการตรวจทานแก้ไขข้อบกพร่องจนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เสร็จสมบูรณ์

ขอขอบพระคุณ ดร.เกรียงไกร ไวยกาญจน์ และผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยรัตน์ ศิริพัธนะ คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ที่ได้สละเวลาในการสอบ เสนอแนะ และแก้ไขข้อบกพร่อง ทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สมบูรณ์ และถูกต้องมากขึ้น

ขอขอบพระคุณ คุณมานพ วงศ์ปาน ผู้จัดการทั่วไป บริษัท เกษตรลุ่มน้ำ จำกัด ที่ให้ความอนุเคราะห์ตัวอย่างและสถานที่ในการศึกษาวิจัย ขอขอบพระคุณ คุณวัชระ ร่วมพันธ์ คุณสุทิน จันทवास คุณสุจิตรา ชูแทน คุณธเนศ คงเกิด คุณวายุสิทธิ์ วายุเวช รวมทั้งพนักงานที่เกี่ยวข้องทุกท่าน ที่ให้ความช่วยเหลือในการดำเนินการเก็บรวบรวมข้อมูล และให้คำปรึกษาเกี่ยวกับการวิจัยในครั้งนี้เป็นอย่างดี

ขอขอบพระคุณบัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ให้เงินอุดหนุนวิจัย คณาจารย์ และบุคลากรคณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ให้คำแนะนำในการศึกษาวิจัยครั้งนี้

สุดท้ายผู้วิจัยขอขอบคุณ บิดา มารดา พี่ชาย รุ่นพี่ รุ่นน้อง และเพื่อน ๆ ที่ได้เป็นกำลังใจ ให้แก่ผู้วิจัยและคอยช่วยเหลือผู้วิจัยเสมอมา

วินิตา แวววรรณจิตร

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ.....	(10)
รายการตาราง.....	(11)
รายการภาพประกอบ.....	(12)
บทที่	
1 บทนำ.....	1
บทนำต้นเรื่อง.....	1
การตรวจเอกสาร.....	3
วัตถุประสงค์การวิจัย.....	20
2 วัสดุ อุปกรณ์ และวิธีการ.....	21
3 ผลและวิจารณ์ผลการทดลอง.....	26
4 บทสรุปและข้อเสนอแนะ.....	51
เอกสารอ้างอิง.....	53
ภาคผนวก.....	57
ก กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบของโรงงานกรณีศึกษา.....	58
ข วิธีการวิเคราะห์ปริมาณกรดไขมันอิสระ น้ำ และน้ำมัน.....	66
ค ผลการวิเคราะห์ผลการทดลองทางสถิติ.....	69
ง การคำนวณปริมาณน้ำมันปาล์มดิบเมื่อผ่านเครื่องตีแคนเตอร์.....	83
จ การคำนวณค่าพลังงานความร้อนและค่าไฟฟ้าในการเหยียงแยกน้ำมันปาล์มดิบ.....	84
ประวัติผู้เขียน.....	95

รายการตาราง

ตารางที่		หน้า
1	ผลิตภัณฑ์จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ.....	6
2	ส่วนประกอบของน้ำสลัดจ์และผลิตภัณฑ์หลังการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	7
3	เปรียบเทียบกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำและไม่ใช้ไอน้ำ.....	12
4	เกณฑ์การประเมินด้านความรุนแรงหรือผลกระทบจากข้อบกพร่อง (Severity: S), ด้านโอกาสในการเกิดข้อบกพร่อง (Occurrence: O) และด้านความสามารถในการควบคุมป้องกันไม่ให้เกิดข้อบกพร่อง (Detection: D).....	22
5	ชุดการทดลองเพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกแบบดีแคนเตอร์.....	23
6	สมมูลมวลของกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำของโรงงานกรณีศึกษา..	29
7	ลำดับคะแนนความเสี่ยงของปัจจัยที่มีผลต่อการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	31
8	ปริมาณของน้ำมัน น้ำ และของแข็งในน้ำสลัดจ์ก่อนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	32
9	ปริมาณของน้ำมันหลังจากผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	33
10	ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในส่วนของน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	35
11	ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในส่วนของน้ำทิ้งหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	37
12	ปริมาณน้ำมัน, น้ำ และของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค็กล้างผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	38
13	ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนของน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์.....	39
14	สมการเชิงคณิตศาสตร์ของปริมาณน้ำมัน น้ำมันในส่วนน้ำมัน และกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน.....	40
15	ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในน้ำสลัดจ์ก่อนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ใช้ในการเปรียบเทียบผลการดำเนินงานก่อนและหลังการปรับปรุง.....	45
16	เปรียบเทียบผลการดำเนินงานก่อนและหลังการปรับปรุงสภาวะการเหวี่ยงแยกด้วยดีแคนเตอร์.....	46

รายการภาพประกอบ

ภาพที่		หน้า
1	ลักษณะพันธุ์ปาล์มน้ำมัน.....	4
2	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ.....	5
3	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบบอบแห้ง (แบบอย่าง).....	9
4	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบทอดในสภาวะสุญญากาศ.....	10
5	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบทอดในสภาวะบรรยากาศ.....	11
6	เครื่องเหวี่ยงแยกแบบตีแคนเตอร์.....	16
7	โครงสร้างแผนภาพสาเหตุและผล.....	19
8	แผนภูมิกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำของโรงงานกรณีศึกษา.....	27
9	แผนผังสาเหตุและผลของปัญหาที่มีผลต่อการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยก น้ำมันปาล์มดิบ.....	30
10	แผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่อง ตีแคนเตอร์.....	41
11	แผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยก ด้วยเครื่องตีแคนเตอร์.....	42
12	แผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันที่ผ่านการ เหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์.....	43
13	ผลการวิเคราะห์ค่าความพึงพอใจโดยรวมของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตรา การไหลของน้ำสลัดจ์ในการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์.....	44
14	สมุดุลมวลในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกน้ำสลัดจ์จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ ภายใต้สภาวะปัจจุบันของโรงงานกรณีศึกษา [A] และสภาวะที่คัดเลือก [B].....	47

บทที่ 1

บทนำ

บทนำตั้งเรื่อง

ปาล์มน้ำมันเป็นพืชที่มีความสำคัญทางเศรษฐกิจของประเทศและของโลก เนื่องจากปาล์มน้ำมันเป็นพืชน้ำมันที่ให้น้ำมันต่อหน่วยพื้นที่การปลูกมากกว่าพืชน้ำมันอื่นๆ สามารถเจริญเติบโตได้ดีในเขตอากาศร้อนชื้นโดยเฉพาะบริเวณใกล้เส้นศูนย์สูตร ประเทศที่สามารถปลูกปาล์มน้ำมันได้ผลดี เช่น ประเทศมาเลเซีย อินโดนีเซีย ไทย โคลัมเบีย ไนจีเรีย สำหรับประเทศไทยพื้นที่ที่เหมาะสมในการเพาะปลูกปาล์มน้ำมัน คือ ภาคใต้ จากรายงานพบว่า พื้นที่ที่ให้ผลผลิตในภาคใต้อีกมากที่สุด ได้แก่ จังหวัดสุราษฎร์ธานี มีพื้นที่ให้ผลผลิตจำนวน 999,434 ไร่ และรองลงมา คือ จังหวัดกระบี่ มีพื้นที่ให้ผลผลิตจำนวน 967,095 ไร่ จังหวัดชุมพร มีพื้นที่ให้ผลผลิตจำนวน 781,170 ไร่ และจังหวัดนครศรีธรรมราช มีพื้นที่ให้ผลผลิตจำนวน 305,325 ไร่ ตามลำดับ (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2558) ปาล์มน้ำมันสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย เช่น ต้นใช้ทำแผ่นไม้สำหรับผนังห้องเพดาน หรือเฟอร์นิเจอร์ต่างๆ ทะลายเปล่าใช้ป็นเชื้อเพลิง หรือเพาะเห็ดฟาง ทางใบใช้เป็นปุ๋ยอาหารเลี้ยงสัตว์ หรือใช้คลุมโคนต้นปาล์มน้ำมัน เป็นต้น ทั้งนี้สิ่งที่เป็นประโยชน์ที่สำคัญของปาล์มน้ำมัน คือ น้ำมันปาล์ม ซึ่งสามารถนำไปแปรรูปเพื่อใช้ประโยชน์ได้ทั้งสินค้าอุปโภคและบริโภค เช่น นมข้นหวาน เนยเทียม เครื่องสำอาง สบู่ เป็นต้น อีกทั้งยังสามารถนำไปใช้ผลิตเป็นน้ำมันเชื้อเพลิงคือไบโอดีเซล เพื่อเป็นพลังงานทางเลือก และมีการคาดการณ์ความต้องการใช้น้ำมันปาล์มภายในประเทศในปี 2558 เพื่อบริโภค เพิ่มขึ้นจากปี 2557 ร้อยละ 6.21 และความต้องการใช้น้ำมันปาล์มเพื่อผลิตไบโอดีเซลเพิ่มขึ้นจากปี 2557 ร้อยละ 18.84 (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2557)

ปัจจุบันอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มดิบในประเทศมีการขยายตัวอย่างต่อเนื่อง จากการสำรวจโดยกรมโรงงานอุตสาหกรรม (2558) พบว่า มีโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มดิบทั้งสิ้น 134 แห่ง สาเหตุที่มีโรงงานเพิ่มขึ้นเกิดจากปาล์มน้ำมันที่ปลูกในปี 2551-2553 เริ่มให้ผลผลิตมากขึ้น ประกอบกับยุทธศาสตร์ปาล์มน้ำมันและน้ำมันปาล์มปี 2558-2569 ได้มีเป้าหมายในการขยายพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันในพื้นที่ใหม่ ปีละ 250,000 ไร่ รวม 3 ล้านไร่ (12 ปี) และปลูกทดแทนสวนปาล์มน้ำมันเก่าปีละ 30,000 ไร่ รวม 0.36 ล้านไร่ (12 ปี) เพื่อรองรับกับความต้องการใช้เพื่อบริโภคและพลังงานทดแทนที่ขยายตัวเพิ่มขึ้น (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2557) และจากสภาพเศรษฐกิจทำให้อุตสาหกรรมมีการแข่งขันกันสูงขึ้น ซึ่งจะเห็นได้จากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มดิบแต่ละแห่งมีการปรับปรุงกระบวนการสกัดน้ำมันให้มีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้น โดยใช้เครื่องมือหรือเทคโนโลยีที่ทันสมัยเข้ามาช่วยเพิ่มโอกาสในการเพิ่มผลผลิต เช่น การเพิ่มเครื่องนวดทะลายเปล่าทำให้ผลปาล์มหนึ่งที่หลงเหลืออยู่หลุดออกเพิ่มขึ้น การเพิ่มขึ้นตอนการดักน้ำมันที่ปะปนไปกับน้ำที่กลับคืนมา หรือการเพิ่มขึ้นตอน

การเหวี่ยงแยกเพื่อแยกเอาน้ำมันที่ปะปนกับน้ำและของแข็งกลับคืนมา เป็นต้น (อรรณู หันพงษ์กิตติคุณ และคณะ, 2536)

บริษัท เกษตรลุ่มน้ำ จำกัด ประกอบกิจการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ มีพนักงานประมาณ 75 คน มีกำลังการผลิต 30,000 กิโลกรัมทะลายปาล์มสดต่อชั่วโมง แหล่งวัตถุดิบที่เข้าสู่กระบวนการผลิตมาจาก 3 แหล่ง คือ สวนของโรงงานฯ สวนของเกษตรกร และแหล่งรวบรวมปาล์ม (ลานเท) ที่มีแหล่งปลูกอยู่ในอำเภอเชียรใหญ่ อำเภอหัวไทร อำเภอบ่อลือ และอำเภอเฉลิมพระเกียรติ จังหวัดนครศรีธรรมราช สำหรับปริมาณวัตถุดิบป้อนเข้าโรงงานขึ้นอยู่กับปัจจัยต่างๆ เช่น ฤดูกาล ราคารับซื้อ ฯลฯ เมื่อรับซื้อวัตถุดิบแล้วจะนำมารวบรวมไว้ที่ลานเทของโรงงานฯ เพื่อรอเข้าสู่กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ ซึ่งบริษัทฯ มีกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ ประกอบด้วยขั้นตอนหลัก คือ การนึ่งทะลายปาล์มสด การนวดทะลายปาล์มนึ่ง การย่อยผลปาล์มนึ่ง การหีบเนื้อปาล์ม การตกตะกอน การเหวี่ยงแยก และการกำจัดความชื้น ผลผลิตที่ได้ คือ น้ำมันปาล์มดิบ (Crude palm oil) และเมล็ดใน (Kernel) ส่วนที่เป็นของเหลือทิ้ง ได้แก่ น้ำทิ้ง (Wastewater) ทะลายเปล่า (Empty fruit bunch: EFB) เส้นใย (Fiber) กะลา (Kernel) และน้ำสลัดจ์ (Sludge)

จากการสำรวจข้อมูลเบื้องต้นของโรงงานกรณีศึกษา พบว่าปริมาณน้ำมันปาล์มดิบที่สกัดได้เทียบกับปริมาณวัตถุดิบในระหว่างเดือนมกราคมถึงเดือนมิถุนายน 2557 มีค่าอยู่ในช่วงร้อยละ 14.85-19.74 ซึ่งมีความแปรปรวนค่อนข้างสูง ใกล้เคียงกับรายงานของ Chavalparit และคณะ (2006) ที่มีค่าปริมาณน้ำมันปาล์มดิบเท่ากับ ร้อยละ 17.80 แต่มีค่าต่ำกว่ารายงานของ Kramanandita และคณะ (2014) ที่พบว่าปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ ร้อยละ 20.23 และรายงานน้ำมันปาล์มดิบของประเทศอินโดนีเซียที่สกัดได้ร้อยละ 20.20 (ศูนย์วิจัยกสิกรรมไทย, 2556) ทั้งนี้อาจเป็นเพราะความแตกต่างทางด้านสายพันธุ์ปาล์มน้ำมัน เทคโนโลยีและสภาวะในการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ โดยพบว่าโรงงานกรณีศึกษา ไม่มีการกำหนดสภาวะการผลิตในแต่ละขั้นตอนที่แน่นอน จึงอาจทำให้เกิดการสูญเสียในระหว่างกระบวนการผลิต ถ้าสามารถควบคุมกระบวนการผลิตที่ดีจะช่วยส่งผลให้เกิดการสูญเสียน้อยลงโดยเฉพาะน้ำมันที่ติดไปกับน้ำสลัดจ์ (Sludge) ซึ่งเป็นของผสมที่เกิดจากขั้นตอนการตกตะกอน ประกอบด้วยน้ำมัน น้ำ และของแข็ง จำเป็นต้องทำการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ เพื่อสามารถนำน้ำมันกลับคืนมาได้ แต่ปัญหาของโรงงานฯ ยังไม่มีการรวบรวมข้อมูลดังกล่าว และการปรับตั้งการทำงานของเครื่องเหวี่ยงแยกแบบดีแคนเตอร์ยังไม่มีสภาวะที่แน่นอน จึงไม่สามารถประเมินประสิทธิภาพของเครื่องดังกล่าวได้ ดังนั้นงานวิจัยนี้มุ่งเน้นที่การเพิ่มผลผลิตน้ำมันปาล์มดิบ ลดการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยก จึงได้กำหนดขอบเขตการศึกษาปัจจัยภายใต้ความเป็นไปได้ที่มีผลต่อปริมาณและคุณภาพผลผลิตในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ โดยการนำเครื่องมือทางการจัดการมาช่วยในการเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตและเพื่อเพิ่มความสามารถในการแข่งขันทางธุรกิจ

การตรวจเอกสาร

1. ปาล์มน้ำมัน

ปาล์มน้ำมัน (Oil palm) ชนิด *Elaeis guineensis* อยู่ในจำพวก *Elaeis* ซึ่งอยู่ในตระกูลของ Palmae เป็นพืชพื้นเมืองทางตะวันตกของทวีปแอฟริกา และเป็นสายพันธุ์ที่สำคัญทางเศรษฐกิจ เนื่องจากเป็นสายพันธุ์ที่นิยมปลูกเป็นการค้าในปัจจุบัน สามารถปลูกได้ตลอดปี ให้ผลผลิตเมื่ออายุ 2 ปีครึ่งถึง 3 ปี และเก็บเกี่ยวผลผลิตได้นาน 25 ปี ลักษณะต้นปาล์มน้ำมันเป็นพืชที่สมบูรณ์เพศ โดยมีดอกเพศเมียและดอกเพศผู้แยกช่ออยู่บนต้นเดียวกัน หรือบางครั้งจะพบว่ามีช่อดอกกระเทย ซึ่งมีทั้งดอกเพศผู้และดอกเพศเมียอยู่ร่วมกัน ลักษณะลำต้นเป็นลำต้นเดี่ยว ขนาดของลำต้นประมาณ 12-20 นิ้ว และเมื่ออายุระหว่าง 1-3 ปี ลำต้นจะถูกหุ้มด้วยโคนกาบใบ แต่เมื่ออายุมากขึ้นโคนกาบใบจะหลุดร่วงทำให้เห็นลำต้นได้ชัดเจน ลักษณะผิวของลำต้นคล้ายต้นตาล ใบเป็นแบบใบประกอบรูปขนนก (Pinnate) และเกิดในลักษณะเป็นเกลียวเวียนรอบลำต้น โคนกาบใบมีลักษณะเป็นซี่คล้ายหนามแต่ไม่คม โดยทั่วไปต้นปาล์มน้ำมันสามารถผลิตทะลายปาล์มสดได้ไม่ต่ำกว่า 12 ทะลายต่อต้นต่อปี มีน้ำหนักต่อหนึ่งทะลายประมาณ 10-30 กิโลกรัม ลักษณะของผลปาล์มจะขึ้นอยู่กับสายพันธุ์ (ธีระ เอกสมทราเมษฐ์ และคณะ, 2548) ซึ่งสามารถจำแนกออกได้ 3 สายพันธุ์ (ธีระพงศ์ จันทรนิยม, 2553) ดังนี้ (ภาพที่ 1)

1) ดูรา (Dura) เป็นพันธุ์ที่มีกะลาหนา เรียกว่า มาโครคายา (Macrocaria) ซึ่งหนาประมาณ 2-8 มิลลิเมตร ไม่มีวงเส้นประสีดำอยู่รอบกะลา มีชั้นเนื้อเยื่อ (Mesocarp) ประมาณร้อยละ 36-60 ของน้ำหนักผลปาล์ม พบมากในแถบตะวันออก นิยมใช้พันธุ์ดูราเป็นต้นแม่พันธุ์เพื่อผลิตลูกผสม

2) พิสิเฟอรา (Pisifera) เป็นพันธุ์ที่มีกะลาบางมาก หรือบางครั้งไม่มีกะลา มีชั้นเนื้อเยื่อมากกว่าร้อยละ 90 ของน้ำหนักผลปาล์ม เมล็ดในเล็ก ขนาดผลเล็ก ช่อดอกตัวเมียมักเป็นหมันทำให้ผลฝ่อลีบ ผลผลิตทะลายต่อต้นต่ำ นิยมใช้พันธุ์พิสิเฟอราเป็นต้นพ่อพันธุ์เพื่อผลิตลูกผสม

3) เทเนอรา (Tenera) เป็นลูกผสมระหว่างพันธุ์แม่ดูราและพันธุ์พ่อพิสิเฟอรา เป็นพันธุ์ที่มีกะลาบางประมาณ 0.5-4 มิลลิเมตร มีวงเส้นประสีดำอยู่รอบกะลา มีชั้นเนื้อเยื่อประมาณร้อยละ 60-90 ของน้ำหนักผลปาล์ม ผลผลิตทะลายต่อต้นสูง จึงนิยมปลูกปาล์มพันธุ์เทเนอราเป็นพันธุ์การค้าในปัจจุบัน



Dura



Pisifera



Tenera

ภาพที่ 1 ลักษณะผลปาล์มน้ำมันพันธุ์ต่างๆ

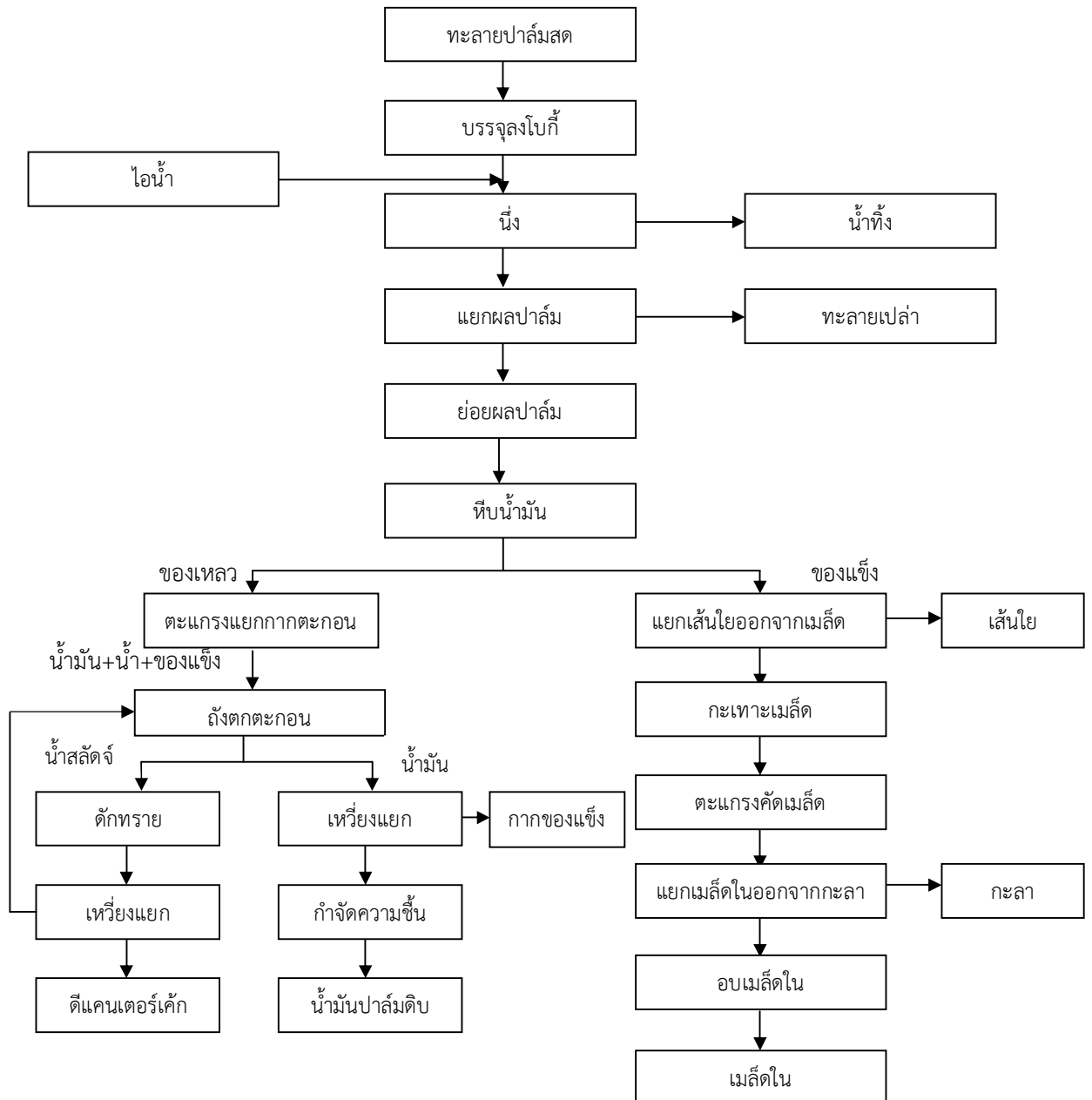
ที่มา : ธีระพงศ์ จันทรนิยม (2553)

2. กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบเป็นการเอาน้ำมันปาล์มดิบ (Crude palm oil) ออกจากผลปาล์ม นอกจากนี้ยังสามารถแยกน้ำมันออกจากเมล็ดในของผลปาล์ม เรียกว่า น้ำมันเมล็ดใน (Palm kernel oil) ปัจจุบันกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ มี 2 วิธี ได้แก่

2.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ เป็นเทคโนโลยีที่โรงงานส่วนใหญ่นิยมใช้ ซึ่งมีกรรมวิธีการสกัดเริ่มจากการนึ่งทะลายปาล์มสด (Sterilization) โดยนำทะลายปาล์มสดบรรจุลงบ่อกีเคลื่อนที่เข้าสู่หม้อนึ่งและใช้ไอน้ำแบบอิ่มตัว (Saturated steam) ที่อุณหภูมิ 140 °C เป็นเวลาประมาณ 85 นาที ความดัน 3 บาร์ ในกระบวนการดังกล่าวเป็นการหยุดการทำปฏิกิริยาของเอนไซม์ไฮโดรไลติกชนิดไลเปสที่ก่อให้เกิดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบและทำให้ขี้ผลปาล์มนิ่ม หลุดออกจากทะลายได้ง่าย หลังจากผ่านขั้นตอนการนึ่งแล้วจะเข้าสู่การนวด (Threshing) เพื่อให้ผลปาล์มหนึ่งหลุดออกจากทะลาย เมื่อผลปาล์มหนึ่งหลุดจากทะลายแล้วจะเข้าสู่การย่อย (Digestion) โดยป้อนผลปาล์มหนึ่งเข้าสู่ถังทรงกระบอก ภายในมีใบพัดกวนผลปาล์มหนึ่งให้เส้นใยแยกตัวออกจากเมล็ดและเซลล์น้ำมันแตกออกมา เพื่อง่ายต่อการหีบน้ำมัน จากนั้นจะเข้าสู่การหีบ (Pressing) ด้วยเครื่องหีบเกลียวคู่ น้ำมันที่หีบได้จะผ่านตะแกรงสั่น (Screen vibration) เพื่อแยกเอาของแข็งออกจากนั้น น้ำมันจะไหลเข้าถังตกตะกอนเพื่อให้ไขมันแยกชั้นจากน้ำและของแข็ง น้ำมันที่ลอยตัวขึ้นด้านบนจะไหลไปเข้าสู่การเหวี่ยงแยก (Decanting) เพื่อแยกเอาน้ำและของแข็งที่เหลือออกจากน้ำมัน แล้วน้ำมันจะไหลเข้าเครื่องกำจัดความชื้นเพื่อให้ไขมันเป็นไปตามเกณฑ์ที่กำหนด จากนั้นนำไปบรรจุลงถังเก็บเพื่อรอส่งขายให้โรงงานกลั่นน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ ส่วนกากปาล์มที่ออกจากเครื่องหีบจะนำมาแยกเส้นใยออกจากเมล็ดด้วยปล่องดูดเส้นใย (Depericarper) โดยใช้แรงลมเป่าเส้นใยให้ลอยไปตามท่อเพื่อป้อนเข้าเตาเป็นเชื้อเพลิงของหม้อกำเนิดไอน้ำ เมล็ดที่แยกออกจากเส้นใยจะนำมาขัดให้สะอาดแล้วอบให้แห้ง จากนั้นนำมาคัดขนาดและกะเทาะด้วยเครื่องกะเทาะที่ใช้แรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง

เมล็ดที่กะเทาะจะนำไปแยกเศษกะลาออก เมล็ดในจะนำไปอบแห้งให้มีความชื้นไม่เกินร้อยละ 7 และบรรจุในไซโลเพื่อรอจำหน่ายต่อไป (Rupani *et al.*, 2010) (ภาพที่ 2)



ภาพที่ 2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ
ที่มา : ดัดแปลงจาก Rupani และคณะ (2010)

ผลผลิตที่ได้จากการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำประกอบด้วย น้ำมันปาล์มดิบ (Crude palm oil) และเมล็ดใน (Kernel) ส่วนที่เป็นของเหลือทิ้ง ได้แก่ น้ำทิ้ง (Wastewater) ทะลายเปล่า (Empty fruit bunch: EFB) เส้นใย (Fiber) กะลา (Kernel) และน้ำสลัดจ์ (Sludge) ในปริมาณที่แตกต่างกัน ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับปัจจัยหลายอย่าง เช่น พันธุ์และความแก่อ่อนของปาล์ม สภาวะในการสกัดและเทคโนโลยีที่ใช้ในการสกัด ดังตัวอย่างในตารางที่ 1 และพบว่าผลรวมของผลผลิตที่ได้มากกว่าร้อยละ 100 เนื่องจากกระบวนการผลิตที่มีการใช้ไอน้ำเป็นแหล่งพลังงานให้ความร้อน จึงอาจทำให้น้ำหนักบางส่วนเพิ่มขึ้น

ตารางที่ 1 ผลผลิตจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ

Products	w/w (% of fresh fruit bunch)	
	Source 1	Source 2
Crude palm oil	20.23	17.80
Kernel	6.75	5.50
Wastewater	36.22	60.00
EFB	26.97	23.00
Fiber	17.83	14.00
Shell	6.47	5.50
Sludge	19.83	45.00

ที่มา : ¹Kramanandita และคณะ (2014) และ ²Chavalparit และคณะ (2006)

หากพิจารณาในส่วนของน้ำสลัดจ์ มีรายงานว่า การสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ มีน้ำมัน น้ำ และของแข็งปะปน และเมื่อผ่านเครื่องเหวี่ยงแยกแบบดีแคนเตอร์สามารถแยกได้ส่วนที่เป็นน้ำมัน ของเหลือทิ้ง และสิ่งตกค้างในเครื่องเหวี่ยงแยก ดังแสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 ส่วนประกอบของน้ำสลัดจ์และผลิตภัณฑ์หลังการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

Sludge	w/w (% of sludge)	
	Source 1	Source 2
1. Oil	27.50	6.89
2. Water	70.50	N/A
3. Solid	2.0	N/A
Output		
1. Oil	29.22	6.22
- Oil	24.69	N/A
- Water	3.87	N/A
- Solid	0.66	N/A
2. Waste	70.00	N/A
- Oil	0.63	N/A
- Wastewater	65.80	N/A
- Decanter cake	3.57	N/A
3. Residue in decanter centrifuge	0.78	N/A

ที่มา : ¹Kramanandita และคณะ (2014) และ ²Chavalparit และคณะ (2006)

2.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบไม่ใช้ไอน้ำ เนื่องจากกระบวนการผลิตแบบใช้ไอน้ำส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ทำให้โรงงานต้องเสียค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำทิ้งจำนวนมาก เพื่อให้เป็นไปตามกฎหมายของกรมควบคุมมลพิษ ต่อมาโรงงานจึงมีการพัฒนากระบวนการผลิตแบบไม่ใช้ไอน้ำมากขึ้น ซึ่งในปัจจุบันมี 3 รูปแบบ ได้แก่

2.2.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบอบแห้ง (แบบย่าง)

นำผลปาล์มร่วงมาอบ (ย่าง) ที่อุณหภูมิ 80-100 °ซ โดยมีพนักงานคอยพลิกผลปาล์มอย่างสม่ำเสมอ ต่อมานำผลปาล์มอบเข้าสู่เครื่องแยกผลปาล์ม เพื่อแยกกากหรือเศษต่างๆ ออกจากผลปาล์มก่อนเข้าสู่เครื่องที่บเกลียวเดียว ซึ่งเป็นการที่บรวมระหว่างเนื้อปาล์มกับเมล็ดหรือแก่นของผลปาล์ม น้ำมันปาล์มดิบที่ได้จะมีกรดไขมันอิสระสูงเนื่องจากใช้ผลปาล์มร่วงในการสกัดน้ำมัน จากนั้นจึงลำเลียงน้ำมันปาล์มดิบเข้าสู่ตะแกรงสั่น เพื่อกรองกากของแข็งออกจากน้ำมัน และนำกากปาล์มเปียกเข้าสู่เครื่องที่บเกลียวเดียวเพื่อที่บน้ำมันออกอีกครั้ง จนกระทั่งได้กากปาล์มแห้ง จากนั้นนำน้ำมันที่ได้เข้าสู่กระบวนการต้มเพื่อกำจัดความชื้น น้ำมันที่ได้จากการต้มจะลำเลียงผ่านทาง

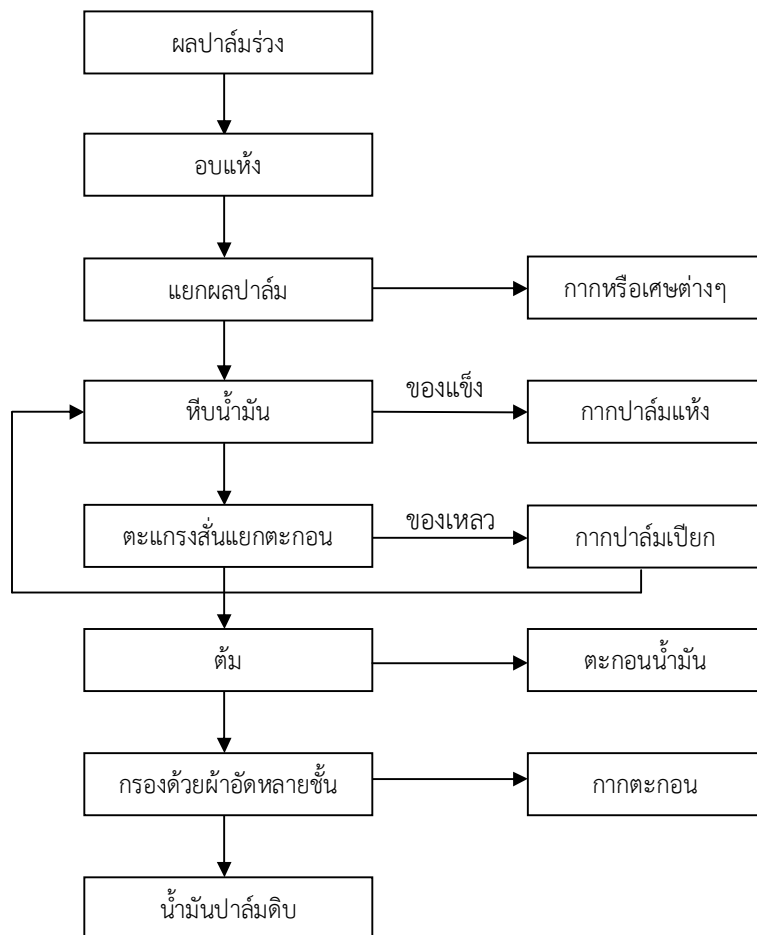
ท่อเพื่อกรองเอากากปาล์มออกอีกครั้งด้วยเครื่องกรองผ้าอัดหลายชั้น จนกระทั่งได้น้ำมันปาล์มดิบ (Crude palm oil) (ภาพที่ 3)

2.2.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบทอดในสภาวะสุญญากาศ

นำผลปาล์มร่วนเข้าเครื่องแยกผลปาล์ม เพื่อแยกกากและเศษต่างๆ ออกจากผลปาล์ม จากนั้นเข้าสู่กระบวนการทอดด้วยน้ำมันปาล์มในสภาวะสุญญากาศที่อุณหภูมิ 70-85 °C ความดัน 600 มิลลิเมตรปรอทหรือ 0.80 บาร์ ซึ่งมีเตาเทอร์มัลนำพลังงานความร้อนมาใช้ในหม้อทอดและถังไล่ความชื้น โดยอาศัยการเผาไหม้เป็นแหล่งพลังงานของระบบ ส่วนการกำจัดความชื้นออกจากหม้อทอดและถังไล่ความชื้นทำโดยการระเหยน้ำออกไปยังระบบสุญญากาศ จากนั้นผลปาล์มทอดจะเข้าสู่เครื่องหีบเกลียวเดี่ยว จะได้กากปาล์มเปียกและน้ำมัน โดยกากปาล์มเปียกจะถูกลำเลียงเข้าสู่เครื่องหีบเกลียวเดี่ยวเพื่อหีบน้ำมันออกอีกครั้ง จนกระทั่งได้กากปาล์มแห้ง และน้ำมันจะเข้าสู่ขั้นตอนการกำจัดความชื้นและลำเลียงผ่านทางท่อเพื่อกรองเอากากปาล์มออกอีกครั้งด้วยเครื่องกรองผ้าอัดหลายชั้น จนกระทั่งได้น้ำมันปาล์มดิบ (ภาพที่ 4)

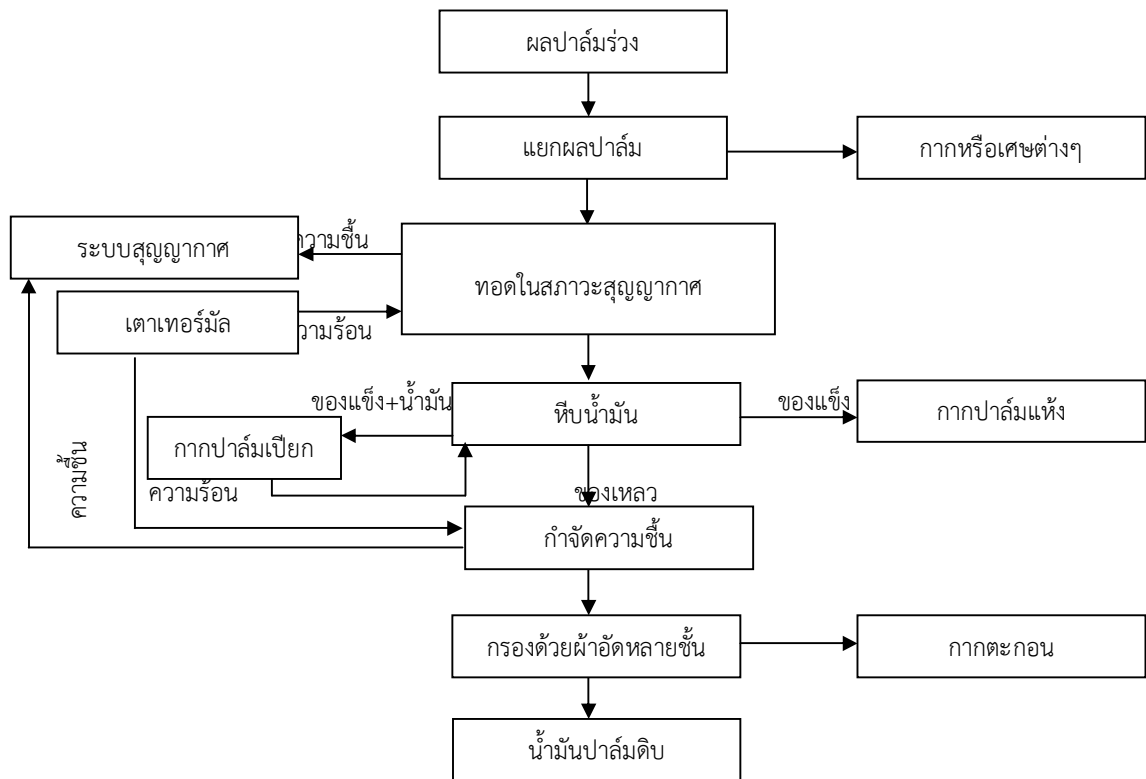
2.2.3 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบทอดในสภาวะบรรยากาศ

เริ่มจากนำทะลายปาล์มสดเข้าสู่เครื่องแยกเพื่อแยกผลปาล์มและทะลายออกจากกัน จากนั้นป้อนเข้าสู่เครื่องทำความสะอาดผลปาล์มและนำผลปาล์มเข้าสู่หม้อทอดในสภาวะบรรยากาศที่อุณหภูมิ 120 °C เวลา 30 นาที โดยมีพนักงานกววนผลปาล์มอย่างสม่ำเสมอ ผลปาล์มที่ผ่านการทอดแล้วจะเข้าสู่เครื่องหีบเกลียวเดี่ยวเพื่อหีบน้ำมันออกจนได้กากปาล์มแห้งและน้ำมัน จากนั้นลำเลียงน้ำมันเข้าสู่ตะแกรงสั่น เพื่อกรองกากปาล์มออกจากน้ำมัน โดยกากปาล์มเปียกจะถูกลำเลียงเข้าสู่เครื่องหีบเกลียวเดี่ยวเพื่อหีบน้ำมันออกอีกครั้ง และน้ำมันที่ผ่านตะแกรงสั่นจะถูกส่งเข้าสู่กระบวนการกรองด้วยเครื่องกรองผ้าอัดหลายชั้น จนกระทั่งได้น้ำมันปาล์มดิบ (ภาพที่ 5)

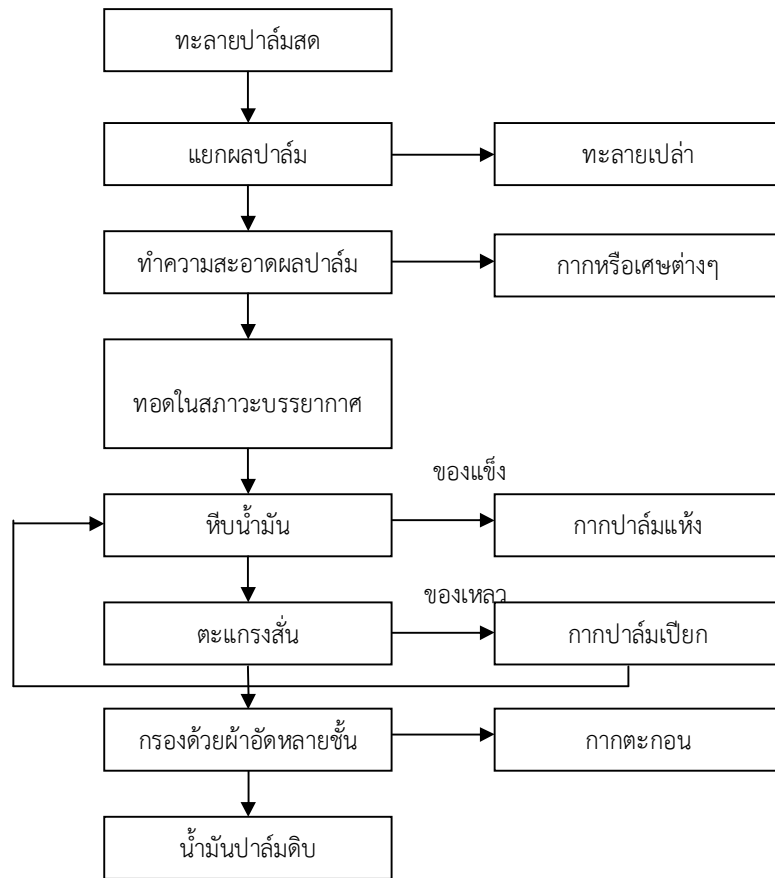


ภาพที่ 3 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบอบแห้ง (แบบอย่าง)

ที่มา : ดัดแปลงจาก จณัญญา เลิศคารม (2555)



ภาพที่ 4 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบทอดในสภาวะสุญญากาศ
ที่มา : ดัดแปลงจาก จณัญญา เลิศคารม (2555)



ภาพที่ 5 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบทอดในสภาวะบรรยากาศ
ที่มา : ดัดแปลงจาก จณัญญา เลิศคารม (2555)

โดยสรุปกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบทั้งแบบใช้น้ำและไม่ใช้น้ำมีข้อเปรียบเทียบต่างๆ เช่น ของเหลือทิ้ง ข้อดี-ข้อเสียของระบบ ดังแสดงในตารางที่ 3

ตารางที่ 3 เปรียบเทียบกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำและไม่ใช้ไอน้ำ

ประเด็น	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ	กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบไม่ใช้ไอน้ำ		
		แบบอบแห้ง	แบบทอดในสุญญากาศ	แบบทอดในบรรยากาศ
ของเหลือทิ้ง	น้ำทิ้ง ดีแคนเตอร์เค้ก ทะลายเปล่า กะลา และเส้นใย	เศษขยะต่างๆ และกากปาล์ม	เศษต่างๆ และกากปาล์ม	ทะลายเปล่า เศษต่างๆ และกากปาล์ม
ข้อดีของระบบ	1.ได้น้ำมันปาล์มดิบเกรดเอ 2.ของเหลือทิ้งนำไปใช้ประโยชน์ได้ เช่น เส้นใย และกะลาใช้เป็นเชื้อเพลิง, น้ำทิ้งนำไปหมักเป็นก๊าซชีวภาพ, ดีแคนเตอร์เค้ก ทำปุ๋ย อาหารสัตว์, ทะลายเปล่าใช้เพาะเห็ด และเมล็ดนำไปจำหน่ายต่อไป	1.กระบวนการไม่ซับซ้อน 2.ไม่มีน้ำทิ้ง 3.ได้น้ำมันปริมาณมากเพราะหีบกากปาล์มเปียกหลายครั้ง	1.ปลอดภัยจากการระเบิดเพราะทอดในระบบสุญญากาศ 2.ไม่มีน้ำทิ้ง 3.ไม่มีเขม่า กลิ่น 4.ได้น้ำมันปริมาณมากเพราะหีบกากปาล์มเปียกหลายครั้ง	1.กระบวนการไม่ซับซ้อน 2.ไม่มีน้ำทิ้ง 3.ได้น้ำมันปริมาณมากเพราะหีบกากปาล์มเปียกหลายครั้ง
ข้อเสียของระบบ	1.กระบวนการมีความซับซ้อน 2.มีค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำทิ้ง	1.ได้น้ำมันเกรดบี 2.เครื่องจักรสึกหรอมากกว่าแบบใช้ไอน้ำ 3.มีค่าใช้จ่ายในการซ่อมแซมเครื่องจักร 4.กรดไขมันอิสระค่อนข้างสูง เนื่องจากใช้ผลปาล์มร่วงเป็นวัตถุดิบ	1.ได้น้ำมันเกรดบี 2.เครื่องจักรสึกหรอมากกว่าแบบใช้ไอน้ำ 3.มีค่าใช้จ่ายในการซ่อมแซมเครื่องจักร 4.กรดไขมันอิสระค่อนข้างสูง เนื่องจากใช้ผลปาล์มร่วงเป็นวัตถุดิบ	1.ได้น้ำมันเกรดบี 2.ใช้แรงงานคนในการกวนผลปาล์มขณะทอด 3.เครื่องจักรสึกหรอมากกว่าแบบใช้ไอน้ำ 4.มีค่าใช้จ่ายในการซ่อมแซมเครื่องจักร 5.กรดไขมันอิสระค่อนข้างสูง เนื่องจากใช้ผลปาล์มร่วงเป็นวัตถุดิบ

ที่มา : ดัดแปลงจาก จณัญญา เลิศคารม (2555)

ในการซื้อขายน้ำมันปาล์มดิบจะใช้เกณฑ์ด้านคุณภาพเป็นตัวกำหนดราคา โดยคุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบขึ้นอยู่กับหลายปัจจัย เช่น กระบวนการสกัด คุณภาพของวัตถุดิบ เป็นต้น (บุญญาวัฒน์ อยู่สุข, 2557) สามารถแบ่งเกรดคุณภาพได้เป็น 2 เกรด (สำนักส่งเสริมการค้าสินค้าเกษตร, 2554) ได้แก่

1) เกรดเอ มีค่ากรดไขมันอิสระ (Free fatty acid) ไม่เกินร้อยละ 5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ ค่าความชื้นและความไม่บริสุทธิ์ (Moisture & Impurity) ไม่เกินร้อยละ 0.5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันจะเป็นสีระหว่างเหลืองไปจนแดง เหมาะสำหรับอุตสาหกรรมเพื่อการบริโภค เช่น น้ำมันปรุงอาหาร เนยเทียม เนยขาว ไอศกรีม ขนมเค้ก อาหารเสริมเพื่อสุขภาพ เป็นต้น

2) เกรดบี มีค่ากรดไขมันอิสระ ไม่เกินร้อยละ 10 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ ค่าความชื้นและความบริสุทธิ์ ไม่เกินร้อยละ 0.5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันจะเป็นสีระหว่างเหลือง แดงและน้ำตาล เหมาะสำหรับอุตสาหกรรมเพื่อการอุปโภค เช่น ไปโอติเซล อาหารสัตว์ เครื่องสำอาง สบู่ หมักพิมพ์ น้ำยาขัดเงา ผงซักฟอก เป็นต้น

3. เทคโนโลยีการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ

เทคโนโลยีที่ใช้ในการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำ ซึ่งเป็นกระบวนการที่นิยมในปัจจุบัน ประกอบด้วยขั้นตอนหลักที่สำคัญ คือ

3.1 การนึ่งทะลายปาล์มสด (Sterilization) ถือเป็นขั้นตอนแรกในกระบวนการสกัดน้ำมันและเป็นขั้นตอนที่สำคัญ เนื่องจากการนึ่งจะช่วยหยุดการเกิดปฏิกิริยาของเอนไซม์ไฮโดรไลติกชนิดไลเปส ซึ่งเป็นสาเหตุให้เกิดกรดไขมันอิสระที่ส่งผลต่อคุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบ และยังช่วยให้ผลปาล์มนิ่มง่ายต่อการบีบน้ำมัน ในขั้นตอนนี้มีเครื่องจักรที่ใช้ในการดำเนินการ คือ หม้อนึ่งไอน้ำ (Steam retort) ชนิดทอร์นาโด (2550) ทำการวิเคราะห์และออกแบบตู้ตั้งนึ่งปาล์มต้นแบบ โดยใช้วัสดุในการสร้างทั้งหมดเป็นเหล็กกล้าไร้สนิม ออกแบบตู้ตั้งนึ่งปาล์มที่มีความจุของทะลายปาล์มสดประมาณ 60 กิโลกรัม ควบคุมความดันไม่เกิน 3 บาร์ และอุณหภูมิประมาณ 150 °C โดยเวลาที่ใช้ในการนึ่งประมาณ 60 นาที และช่วงที่เปลี่ยนโบกี้เข้า-ออกใช้เวลาประมาณ 40 นาที รวมใช้เวลาในการทำงานต่อรอบ คือ 80 นาที

3.2 การนวดทะลายปาล์มนึ่ง (Threshing) เพื่อช่วยให้ผลปาล์มหลุดออกจากทะลาย โดยใช้เครื่องนวด (Thresher) ตัวเครื่องมีลักษณะเป็นทรงกระบอกวางตัวในแนวนอน ผันเป็นซี่เหล็กทำงานโดยเหวี่ยงทะลายปาล์มนึ่งไปกระทบกับซี่เหล็กแล้วผลปาล์มจะร่วงลงร่องระหว่างซี่เหล็กและทะลายเปล่าจะแยกออกไปอีกทาง และงานวิจัยของ วุฒิพล จันทร์สระคู และคณะ (2556) มีการออกแบบเครื่องผลิตผลปาล์มออกจากทะลายปาล์มสดโดยสร้างเครื่องต้นแบบมีส่วนประกอบหลัก คือ ถังเหล็กทรงกระบอกหน้า 3 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 75 เซนติเมตร ความสูง 120 เซนติเมตร ภายในถังจะมีซี่แยกทำจากเหล็กขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 18 มิลลิเมตร ติดอยู่โดยรอบ สามารถปรับความยาวซี่แยกได้ ถัดติดกับโครงเครื่อง ส่วนฐานหมุนเป็นแบบกรวยปากตัด และหมุนด้วยมอเตอร์ไฟฟ้าขนาด 3 แรงม้า 220 โวลต์ สามารถสลับทิศทางหมุนได้ ทดสอบปาล์มน้ำมันหลังเก็บเกี่ยวและแยกกองทิ้งไว้ในร่มเป็นเวลา 1, 3 และ 5 วัน ที่ความยาวซี่แยก 4, 5 และ 6 เซนติเมตร ความเร็วรอบของฐานหมุน 70, 85 และ 100 รอบต่อนาที อัตราการป้อนทะลายปาล์มจำนวน 3-4 ทะลาย/

ครั้ง พบว่า ที่ความยาวซี่แยก 5 เซนติเมตร ความเร็วรอบ 85 รอบต่อนาที มีความสามารถในการทำงาน 1.0-1.3 ตัน/ชม. ประสิทธิภาพการแยกผลปาล์มออกจากทะเลายเท่ากับร้อยละ 93-97

3.3 การย่อยผลปาล์มหนึ่ง (Digestion) เป็นการกวนให้เนื้อปาล์มหลุดออกจากเมล็ดปาล์มภายในเครื่องย่อย (Digester) มีการออกแบบให้ใบกวนติดอยู่กับเพลลาโดยขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ตัวถังทำด้วยเหล็กกันสนิม เมื่อกวนได้ระยะหนึ่งเนื้อและเมล็ดปาล์มจะถูกดันออกทางช่องที่เป็นรอยต่อไปสู่เครื่องหีบ ตรงฐานเครื่องย่อยมีท่อต่อออกมาเพื่อระบายของเหลวที่มีทั้งน้ำ น้ำมัน และตะกอนปะปนอยู่ โดยมีตะแกรงคอยดักเนื้อและเมล็ดปาล์มไม่ให้ไหลออกไปด้วย

3.4 การหีบเนื้อปาล์ม (Pressing) ถือเป็นเป้าหมายของอุตสาหกรรมสกัดน้ำมันปาล์มดิบดำเนินการโดยใช้เครื่องหีบแบบเกลียวอัด (Screw press) หีบน้ำมันออกมาจากเนื้อปาล์ม และงานวิจัยของ ธนะวิทย์ ทองวิเชียร และ เฉลิม แก้วจันทร์ (2554) ได้ทำการสร้างเครื่องหีบปาล์มน้ำมันขนาดเล็กให้หลักการหีบของเกลียวอัดเป็นตัวหีบผลปาล์มสด โดยรับกำลังขับจากมอเตอร์ต้นกำลังขนาด 1 แรงม้า ผ่านเกียร์ทดเพื่อให้ความเร็วรอบเกลียวอัดเท่ากับ 24 รอบ/นาที เครื่องหีบนี้สามารถหีบผลปาล์มสดได้กากค่อนข้างละเอียดผสมกับน้ำมันปาล์มดิบออกมา กำลังการผลิตอยู่ที่ 3 กิโลกรัมใช้เวลา 18 นาที ปัญญา แดงวิไลลักษณ์ (2553) ทำการศึกษาและพัฒนาเครื่องหีบแบบหีบรวมของโรงงานขนาดเล็กให้สามารถหีบแยกเฉพาะเนื้อปาล์มได้ โดยการสร้างชุดทางออกของน้ำมันปาล์ม นำผลปาล์มร่วงที่ผ่านการอบและแยกเนื้อปาล์มใส่ในเกลียวอัดจนเต็ม และทดลองระยะห่างระหว่างสกรูกับชุดเสื้อที่ 1 และ 2 มิลลิเมตร หีบเนื้อปาล์มอย่างเดียว และนำเนื้อปาล์มรวมกับกากใช้แล้วผสมกันโดยมีอัตราส่วน 3:1, 1:1 และ 1:3 เพื่อเพิ่มไฟเบอร์ จากการทดลองพบว่าที่ช่องว่าง 1 มิลลิเมตรร่วมกับหีบเนื้อปาล์มกับกากอัตราส่วน 1:3 โดยที่ทะเลายปาล์มสด 35 กิโลกรัมได้น้ำมันปาล์มดิบ 12.68 กิโลกรัม คิดเป็นร้อยละ 36.22 เป็นน้ำมันเกรดเอ ส่วน ธรรมศักดิ์ พันธุแสนศรี และธัญญรัตน์ เชื้อสะอาด (2551) ศึกษาความเร็วรอบที่เหมาะสม ประสิทธิภาพการสกัดน้ำมันและพัฒนาเครื่องสกัดน้ำมันสบู่ดำด้วยระบบเกลียวอัด โดยเมล็ดสบู่ดำที่ใช้ในการทดสอบมีปริมาณน้ำมันเฉลี่ยร้อยละ 18 โดยน้ำหนักวัดดูดิบ ผลการศึกษาพบว่า สามารถหีบน้ำมันสบู่ดำได้ร้อยละ 15.63 สมรรถนะในการทำงานเฉลี่ย 10.75 กก./ชม. และความสามารถในการทำงานเฉลี่ย 1.84 ลิตร/ชม. โดยใช้ความเร็วรอบที่เหมาะสมอยู่ที่ 30 รอบ/นาที

3.5 การตกตะกอน (Continuous settling) เป็นการแยกน้ำและของแข็งออกจากน้ำมัน โดยการกักน้ำมันไว้ในถังตกตะกอน (Continuous settling tank) ช่วงระยะเวลาหนึ่งเพื่อลดความเร็วในการไหลจนกระทั่งของแข็งตกตะกอนลงสู่ด้านล่างของถังโดยอาศัยแรงโน้มถ่วงและภายในถังมีใบพัดกวนเพื่อช่วยให้เกิดการแยกชั้นของน้ำมัน น้ำและของแข็งได้ดีขึ้น ของแข็งที่จมลงด้านล่างยังมีน้ำและน้ำมันปะปนอยู่จึงเรียกว่า น้ำสลัดจ์ และต้องผ่านการเหวี่ยงแยกอีกครั้ง ส่วนน้ำมันที่ลอยตัวขึ้นด้านบนจะเข้าสู่การกำจัดความชื้นต่อไป

3.6 การเหวี่ยงแยก (Centrifugation) เป็นการแยกอนุภาคของแข็งออกจากตัวกลางของเหลวหรือก๊าซ (หรือการแยกของเหลวที่มีความหนาแน่นต่างกันและไม่รวมตัวกัน) โดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง สำหรับเครื่องจักรที่ใช้ในการเหวี่ยงแยก คือ เครื่องเหวี่ยงแยก (Centrifuge) สามารถแบ่งได้เป็น 3 กลุ่ม (รุ่งนภา พงศ์สวัสดิ์มานิต, 2551) ดังนี้

3.6.1 เครื่องเหวี่ยงแยกของเหลว-ของเหลว (Liquid – Liquid separation)

3.6.1.1 ทิวบูลาร์ โบวล์ เซนตริฟิวจ์ (Tubular bowl centrifuge) เป็นเครื่องเหวี่ยงแยกที่มีประสิทธิภาพสูง ใช้แยกของเหลวที่มีความหนาแน่นต่างกัน ซึ่งอาจมีอนุภาคของแข็งปะปนเล็กน้อย ประกอบด้วยถังที่มีลักษณะทรงกระบอกที่หมุนรอบแกนในแนวตั้งด้วยความเร็วระหว่าง 15,000-50,000 รอบ/นาที ขึ้นอยู่กับเส้นผ่านศูนย์กลาง ของเหลวจะถูกนำเข้าไปและปล่อยออกอย่างต่อเนื่อง ซึ่งของเหลวจะถูกแยกเป็นชั้นวงแหวน ทั้งนี้ของเหลวที่หนาแน่นกว่าจะเคลื่อนเข้าสู่ผนังของถัง และของเหลวทั้งสองจะถูกนำออกจากเครื่องในลักษณะที่แยกจากกัน ส่วนของแข็งที่ถูกแยกออกจะตกค้างในเครื่องจึงต้องทำการหยุดการทำงานเป็นระยะๆ เพื่อเอาของแข็งออก

3.6.1.2 ดิสก์ โบวล์ เซนตริฟิวจ์ (Disc bowl centrifuge) มีหลักการเหมือนกับทิวบูลาร์ โบวล์ เซนตริฟิวจ์ แต่ภายในมีถ่วง (disk) วางซ้อนกัน ถ่วงเหล่านี้มีระยะห่างคงที่ประมาณ 0.5-1.27 มม. และหมุนด้วยความเร็ว 2,000-7,000 รอบ/นาที ถ่วงแต่ละใบมีรูที่ต่อเข้าหากันได้เพื่อให้เกิดช่องทางเดินของการไหลของของเหลว ของเหลวจะถูกส่งเข้าไปที่ฐานของถ่วงที่ซ้อนกันอยู่ และของเหลวที่หนาแน่นกว่าจะเคลื่อนเข้าสู่ผนังของถังตามผิวด้านล่างของถ่วง ส่วนของเหลวที่หนาแน่นน้อยกว่าจะเคลื่อนเข้าสู่ศูนย์กลางตามผิวด้านบนของถ่วง ไม่มีโอกาสปะปนกันอีก อาจมีช่องทางออกขนาดเล็ก (nozzle) สำหรับอนุภาคของแข็งที่ปะปน โดยมีการเหวี่ยงอนุภาคของแข็งออกตลอดเวลาหรือเป็นจังหวะ

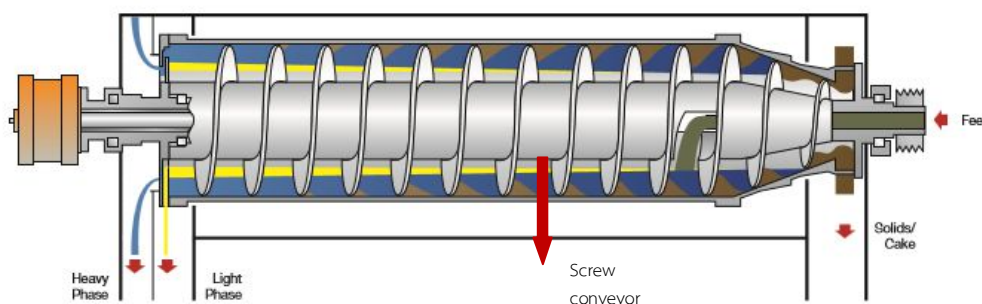
3.6.2 เครื่องทำให้ใสแบบหมุนเหวี่ยง (Centrifugal clarifiers)

3.6.2.1 โซลิด โบวล์ คลาไรไฟเออร์ (Solid bowl clarifier) ประกอบด้วยถังทรงกระบอกที่หมุนและมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.6-1.0 ม. ของเหลวที่มีของแข็งไม่เกินร้อยละ 3 (w/w) จะถูกป้อนเข้าสู่ถังและของแข็งจะเกิดเป็นเค้กที่ผนังของถังจนมีความหนาแน่นถึงจุดที่กำหนดก็จะถูกระบายออกผ่านทางช่องเปิดที่ฐานของถัง

3.6.2.2 โนซเซิล โบวล์ (Nozzle bowl) เครื่องหมุนเหวี่ยงชนิดนี้จะคล้ายกับดิสก์ โบวล์ เซนตริฟิวจ์ แต่ถังหมุนเหวี่ยงมีลักษณะเป็นกรวย 2 อัน ของเหลวที่มีอนุภาคของแข็งสูงจะถูกป้อนเข้าเครื่อง ของแข็งจะถูกนำออกจากเครื่องอย่างต่อเนื่องผ่านรูเปิดต่างๆ ที่อยู่รอบๆ ด้านนอกของถังหมุน เครื่องหมุนเหวี่ยงชนิดนี้มีทางออก 3 ทาง คือ สองทางสำหรับของเหลวสองชนิด และอีกทางสำหรับของแข็ง ซึ่งเรียกว่า Three way centrifuge

3.6.3 เครื่องเหวี่ยงแยกสำหรับกำจัดของแข็ง (Decanting or Dewatering centrifuges)

สกรอล - ไทป์ เซนทริฟิวจ์ (Scroll-type centrifuge) ตัวถังมีลักษณะเป็นทรงกระบอกในแนวนอน ซึ่งภายในประกอบด้วย Screw conveyor ที่หมุนในทิศทางเดียวกับถัง แต่มีความเร็วรอบต่ำกว่าความเร็วรอบถังเล็กน้อย เมื่อของผสมถูกส่งเข้าที่แกนกลางท่อ จากนั้นจะถูกหมุนเหวี่ยงไปที่ผนัง โดยของแข็งที่ถูกแยกจะติดอยู่ที่ส่วนผนัง และถูก Screw conveyor ลำเลียงออกไปทางช่องเปิดด้านเดียวกันกับทางเข้า ขณะที่น้ำมันและน้ำจะเคลื่อนไปยังช่องเปิดอีกด้านหนึ่ง (ภาพที่ 6)



ภาพที่ 6 เครื่องเหวี่ยงแยกแบบดีแคนเตอร์

ที่มา : The Alfa Laval PANX decanter (2015)

3.7 การกำจัดความชื้น (Moisture removing) เป็นการกำจัดน้ำที่ปะปนมากับน้ำมันโดยอาศัยหลักการระเหยในสภาวะสุญญากาศ ภายในถังสุญญากาศมีการฉีดพ่นน้ำมันให้เป็นละออง ช่วยทำให้น้ำระเหยได้ง่าย และทำการควบคุมอุณหภูมิกับความดัน เมื่อน้ำมันตกลงด้านล่างก็จะถูกส่งไปเก็บยัง CPO storage

4. การเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิต

การเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิต หมายถึง การทำให้ผลผลิต (Output) มากที่สุด โดยการใช้ปัจจัยนำเข้า (Input) อันได้แก่ วัตถุดิบ พนักงาน เครื่องจักร วิธีการทำงาน และอื่นๆ ในปริมาณน้อยที่สุด สามารถเขียนเป็นสมการ (กิตติศักดิ์ พลอยพานิชเจริญ, 2550) ได้ดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพ} = \frac{\text{ผลผลิต (Output)}}{\text{ปัจจัยนำเข้า (Input)}}$$

5. การวัดประสิทธิภาพในการผลิต

การวัดประสิทธิภาพในการผลิต (พงษ์ธร จิตต์การุณย์, 2554) มักอยู่ในรูปของการเปรียบเทียบผลผลิตที่เกิดขึ้นจากกระบวนการผลิตต่อหน่วยของปัจจัยนำเข้า ซึ่งการวัดประสิทธิภาพนั้นไม่เพียงแต่ถูกใช้ในการวัดผลลัพธ์ที่เกิดขึ้นเทียบกับเป้าหมาย แต่ยังถูกใช้ในการเปรียบเทียบผลผลิตในแต่ละรอบเวลา การวัดประสิทธิภาพในการผลิตจะขึ้นอยู่กับประเภทของธุรกิจ เช่น ธุรกิจการผลิตมักแสดงประสิทธิภาพที่เกิดขึ้นด้วยปริมาณของหน่วยชิ้นงานจากกระบวนการแปรรูปเทียบกับปัจจัยนำเข้า จากที่ได้กล่าวมาพบว่า ประสิทธิภาพนั้นเป็นความสัมพันธ์ระหว่างผลผลิตและปัจจัยนำเข้าที่ถูกใช้ไปในการแปรรูปสินค้าหรือบริการ ดังนั้นการวัดประสิทธิภาพ ในขั้นแรกจะทำการวัดผลผลิตแล้วจึงทำการระบุปัจจัยนำเข้าต่างๆ ในรูปของทรัพยากรต่างๆ เช่น เครื่องจักร แรงงาน สิ่งอำนวยความสะดวก เป็นต้น แล้วจึงทำการวัดประสิทธิภาพ

การวัดประสิทธิภาพในการผลิตดังกล่าว สามารถนำมาใช้วัดเพื่อสะท้อนประสิทธิภาพการทำงานได้ โดยการวัดประสิทธิภาพก่อนปรับปรุงและหลังปรับปรุง ถ้าประสิทธิภาพหลังปรับปรุงมีค่ามากกว่า แสดงว่ามีประสิทธิภาพในการทำงานสูงขึ้น

แนวทางในการปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตให้สูงขึ้น ประกอบด้วยหลายแนวทาง (พรรณทิพา ถาวรเลิศรัตน์, 2551) ดังนี้

1) การใช้ปัจจัยนำเข้าคงที่ ในขณะที่ผลผลิตเพิ่มขึ้น

เป็นการแสวงหาวิธีการในการแก้ไขปรับปรุงกระบวนการผลิต กระบวนการทำงาน ให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น และลดความสูญเสียที่เปล่าประโยชน์

2) การใช้ปัจจัยนำเข้าลดลงแต่ทำให้ผลผลิตได้เท่าเดิม

เป็นการก่อให้เกิดการใช้ทรัพยากรอย่างคุ้มค่า เกิดประโยชน์สูงสุด ถึงแม้ว่าผลผลิตจะไม่เพิ่มขึ้นแต่ถ้ามีความสามารถลดการใช้ปัจจัยการผลิตลงได้ก็เป็นการเพิ่มผลผลิตได้เช่นกัน

3) การใช้ปัจจัยนำเข้าลดลง ในขณะที่ผลผลิตเพิ่มขึ้น

เป็นแนวทางที่ทำได้ค่อนข้างยาก แต่ถ้าองค์กรใดทำได้ ถือว่าเป็นประโยชน์ต่อองค์กร

4) การใช้ปัจจัยนำเข้าเพิ่มขึ้น ทำให้ผลผลิตเพิ่มขึ้นในอัตราที่สูงกว่าการเพิ่มขึ้นของปัจจัยการผลิต

เป็นเรื่องของการลงทุนเพิ่มโดยการเพิ่มปัจจัยทุน เช่น เทคโนโลยีสมัยใหม่ เครื่องมือ เครื่องจักรที่ทันสมัย ระบบอัตโนมัติต่างๆ แม้ว่าการเพิ่มผลผลิตตามแนวทางนี้จะเป็นการเพิ่มการลงทุน แต่ผลตอบแทนที่ได้จากการนำเทคโนโลยีเข้ามาช่วยในการผลิต จะทำให้ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยลดลง ทำให้องค์กรได้รับกำไรต่อหน่วยเพิ่มขึ้น

5) การใช้ปัจจัยนำเข้าลดลง ทำให้ผลผลิตลดลงในอัตราที่ต่ำกว่าการลดลงของปัจจัยนำเข้า

แนวทางนี้มักจะใช้ในช่วงที่อยู่ในภาวะเศรษฐกิจตกต่ำและถดถอย การที่องค์กรสามารถรักษาระดับของการเพิ่มผลผลิตได้ จะทำให้องค์กรอยู่ได้อย่างมั่นคง

6. เครื่องมือที่ใช้ในการวิเคราะห์สาเหตุของปัญหา

การวิเคราะห์สาเหตุของปัญหา จำเป็นต้องอาศัยเครื่องมือต่างๆ มาช่วยเพื่อให้สามารถแก้ไข ปัญหาได้อย่างถูกต้อง สำหรับขั้นตอนในการวิเคราะห์สาเหตุของปัญหา ประกอบด้วย การศึกษา สภาพทั่วไปของปัญหา การเลือกปัญหา การสำรวจสภาพปัจจุบันของปัญหา การค้นหา และการ วิเคราะห์สาเหตุแห่งปัญหาที่แท้จริง เครื่องมือที่ใช้ในการวิเคราะห์สาเหตุของปัญหา (กิตติศักดิ์ พลอย พานิชเจริญ, 2545) ประกอบด้วย

6.1 แผนผังสาเหตุและผล (Cause and effect diagram)

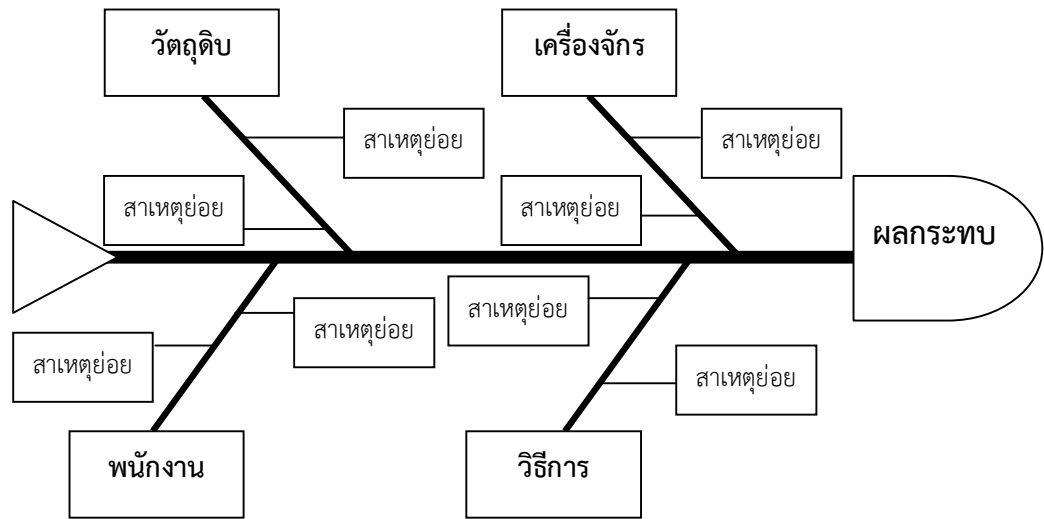
เป็นแผนผังที่แสดงถึงความสัมพันธ์ระหว่างปัญหา (Problem) กับสาเหตุที่เป็นไปได้ทั้งหมดที่ อาจก่อให้เกิดปัญหานั้น (Possible cause) อาจเรียกในชื่อของ แผนผังก้างปลา (Fish bone diagram) หรือบางครั้งอาจเรียกว่า แผนผังอิชิกาวา (Ishikawa diagram) ซึ่งได้รับการพัฒนาครั้งแรก เมื่อปี ค.ศ. 1953 โดยศาสตราจารย์คาโอริ อิชิกาวา แห่งมหาวิทยาลัยโตเกียว ประกอบด้วยส่วนต่างๆ คือ ส่วนของปัญหา หรือผลลัพธ์ (Problem or effect) จะแสดงอยู่ที่หัวปลา และส่วนของสาเหตุ (Cause) จะเขียนไว้ที่ก้างปลาแต่ละก้าง โดยสามารถแบ่งเป็นสาเหตุหลักแสดงไว้ที่ก้างหลัก และ สาเหตุรองจะแสดงไว้ที่ตำแหน่งก้างย่อย ซึ่งหมายความว่า ก้างย่อยเป็นสาเหตุของก้างหลักและ ส่วนมากจะใช้หลักการ 4M ได้แก่

M Man	คนงานหรือพนักงานปฏิบัติงาน
M Machine	เครื่องจักรหรืออุปกรณ์อำนวยความสะดวก
M Material	วัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการ
M Method	วิธีการทำงาน

เป็นกลุ่มปัจจัยสาเหตุในก้างหลักเพื่อนำไปสู่การแยกแยะสาเหตุย่อยต่างๆ (ภาพที่ 7)

6.2 แผ่นตรวจสอบ (Check sheet) คือ แบบฟอร์มหรือตารางที่มีการออกแบบช่องว่างต่างๆ ไว้เรียบร้อย เพื่อใช้ในการบันทึกข้อมูลได้ง่ายและสะดวก ถูกต้อง ไม่ยุ่งยาก โดยลักษณะของแผ่น ตรวจสอบ จะไม่มีรูปแบบตายตัว ขึ้นอยู่กับลักษณะและวัตถุประสงค์ในการใช้งาน และในการ ออกแบบแผ่นตรวจสอบทุกครั้งต้องมีวัตถุประสงค์ที่ชัดเจน

6.3 แผนภูมิพาเรโต (Pareto diagram) เป็นแผนภูมิที่ใช้แสดงให้เห็นถึงความสัมพันธ์ระหว่าง สาเหตุของความบกพร่องกับปริมาณที่เกิดขึ้น โดยมีที่มาจาก พาเรโต นักเศรษฐศาสตร์ ชาวอิตาลีเียน ผู้ค้นพบหลักการ 80-20 ที่สรุปได้ว่า “ข้อมูลที่มีความสำคัญมากจะมีจำนวนเพียงเล็กน้อย และข้อมูล ที่มีความสำคัญเพียงเล็กน้อยจะมีจำนวนมาก”



ภาพที่ 7 โครงสร้างแผนภาพสาเหตุและผล
ที่มา : ดัดแปลงจาก กิตติศักดิ์ พลอยพานิชเจริญ (2550)

6.4 แผนภูมิฮิสโตแกรม (Histogram)

เป็นแผนภูมิแท่งแบบเฉพาะ โดยแกนตั้งจะเป็นตัวเลขแสดง “ความถี่” และมีแกนนอนเป็นข้อมูลของคุณสมบัติของสิ่งที่เราสนใจ โดยเรียงลำดับจากน้อยไปหามาก เป็นเครื่องมือที่ใช้ในการวิเคราะห์ความผันแปร (Variation) ของข้อมูล ซึ่งจะทำให้เราทราบถึงรูปร่าง และขนาดของความแปรผันที่เกิดขึ้นโดยดูจากลักษณะการกระจายข้อมูล ตลอดจนการประมาณการลักษณะคุณภาพที่ได้จากการผลิต

6.5 แผนผังการกระจาย (Scatter diagram)

เป็นผังที่ใช้แสดงข้อมูลที่เกิดจากความสัมพันธ์ของ 2 ตัวแปรว่ามีแนวโน้มไปในทางใด เพื่อจะได้อาศัยความสัมพันธ์ที่แท้จริงของตัวแปรอิสระ

6.6 แผนภูมิ (Graph)

คือ แผนภาพที่แสดงถึงตัวเลขหรือข้อมูลทางสถิติที่ใช้ เมื่อต้องการนำเสนอข้อมูลและวิเคราะห์ผลของข้อมูลดังกล่าว เพื่อให้ง่ายต่อการทำความเข้าใจ แผนภูมิที่ใช้ในการนำเสนอข้อมูลให้ออกมาในรูปแบบของรูปภาพมีหลายประเภท เช่น

6.6.1 แผนภูมิแท่ง (Bar graph) ใช้สำหรับข้อมูลที่มีมากกว่าหรือเท่ากับ 2 ข้อมูลเหมาะสำหรับเปรียบเทียบข้อมูลในแต่ละช่วงเวลา

6.6.2 แผนภูมิเส้น (Line graph) เหมาะสำหรับดูแนวโน้ม การพยากรณ์ในอนาคตหรือทำนายข้อมูลในอดีตได้เมื่อเวลาเปลี่ยนไป

6.6.3 แผนภูมิวงกลม (Pie graph) เป็นการแบ่งส่วนของวงกลมออกเป็นหลายๆ ส่วนด้วยกัน พื้นที่ของแผนภูมิทั้งหมดจะเท่ากับ 100 แต่ละส่วนแบ่งออกมาแสดงให้เห็นถึงสัดส่วนของส่วนประกอบของข้อมูลว่าเป็นกี่ส่วนขององค์ประกอบทั้งหมด

6.6.4 แผนภูมิเรดาร์ (Radar graph) เป็นแผนภูมิรูปหลายเหลี่ยม แสดงการเปรียบเทียบปริมาณความมากน้อยของแต่ละส่วน โดยการกำหนดตำแหน่งจุดลงในแต่ละเส้นแกนของแผนภูมิ การกำหนดจุดลงบนแกนนี้จะมีจุดก่อน และหลังการแก้ไขปรับปรุงหรืออาจใช้ในการเปรียบเทียบเมื่อเวลาเปลี่ยนแปลงไป

6.7 แผนภูมิควบคุม (Control chart)

คือ แผนภูมิที่มีการเขียนขอบเขตที่ยอมรับได้ เพื่อนำไปเป็นแนวทางในการควบคุมกระบวนการ โดยการติดตามและตรวจจับข้อมูลที่อยู่นอกขอบเขต

วัตถุประสงค์

1. เพื่อรวบรวมสมมูลมวลในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบและค้นหาสาเหตุของการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์
2. เพื่อศึกษาผลของปัจจัยในการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ต่อปริมาณและคุณภาพของผลผลิตน้ำมันที่แยกได้
3. เพื่อเสนอแนวทางการกำหนดสภาวะที่เหมาะสมในการเหวี่ยงแยกต่อการเพิ่มประสิทธิภาพในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ

บทที่ 2

วัสดุ อุปกรณ์ และวิธีการ

1. รวบรวมข้อมูลเบื้องต้นของโรงงานกรณีศึกษาโดยการสังเกตและสอบถาม ประกอบด้วย

1.1 ขั้นตอนการปฏิบัติงานและกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแล้วเขียนแสดงเป็นแผนภูมิกระบวนการผลิตและรายละเอียดการปฏิบัติงานในแต่ละขั้นตอน

1.2 ข้อมูลสมมูลมวลในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ โดยรวบรวมข้อมูลของสารขาเข้าและสารขาออกของแต่ละขั้นตอนที่สามารถดำเนินการได้ ประกอบด้วยข้อมูลปฏิกิริยาที่โรงงานฯ รวบรวมอยู่แล้ว คือ วัตถุดิบขาเข้า และผลผลิตน้ำมันปาล์มดิบที่ได้ และข้อมูลหัตถกรรม คือ น้ำทิ้ง ทะลายเปล่า เส้นใย กะลา และดีแคแเตอร์เค้ก จากการอ้างอิงงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2. วิเคราะห์สาเหตุของปัญหา

วิเคราะห์สาเหตุของปัญหาที่มีผลต่อการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกโดยใช้แผนผังสาเหตุและผล ทั้งนี้ยึดตามหลักการ 4M ซึ่งประกอบด้วยพนักงาน เครื่องจักร วัตถุดิบ และวิธีการ พร้อมทั้งระดมสมองร่วมกับผู้ปฏิบัติงานที่เกี่ยวข้อง จากนั้นทำการคัดเลือกปัจจัยที่มีความสำคัญและมีความพร้อมในการดำเนินงานปรับปรุงมาศึกษา โดยพิจารณาจากลำดับคะแนนความเสี่ยง (Risk priority number: RPN) ในการประเมินเพื่อหาลำดับคะแนนความเสี่ยงด้วยการระดมสมองร่วมกับผู้ปฏิบัติงานที่เกี่ยวข้อง การให้คะแนน ด้านความรุนแรงหรือผลกระทบจากข้อบกพร่อง (Severity: S) ด้านโอกาสในการเกิดข้อบกพร่อง (Occurrence: O) และด้านความสามารถในการควบคุมป้องกันไม่ให้เกิดข้อบกพร่อง (Detection: D) ตามเกณฑ์ที่กำหนดในตารางที่ 4 ซึ่งผลการประเมินได้มาจากคะแนนแต่ละหัวข้อมาทำการคูณกัน ($RPN = S \times O \times D$) (อัจฉริยา วังวิเศษ และ จิตรา รู้กิจการพานิช, 2554)

ตารางที่ 4 เกณฑ์การประเมินความรุนแรงหรือผลกระทบจากข้อบกพร่อง (Severity: S), โอกาสในการเกิดข้อบกพร่อง (Occurrence: O) และความสามารถในการควบคุมป้องกันไม่ให้เกิดข้อบกพร่อง (Detection: D)

ระดับความรุนแรงหรือผลกระทบจากข้อบกพร่อง (S)	ผล	คะแนน
ผลกระทบสูงมาก เกิดความเสียหาย ไม่สามารถแก้ไขได้	สูงมาก	5
ผลกระทบมาก สามารถแก้ไขได้ ใช้ระยะเวลาในการแก้ไข	สูง	4
ผลกระทบมาก สามารถแก้ไขได้ทันที ใช้ระยะเวลาไม่นาน	ปานกลาง	3
ผลกระทบเล็กน้อย สามารถยอมรับได้ โดยไม่ต้องแก้ไข	ต่ำ	2
ไม่มีผลกระทบ	ต่ำมาก	1
โอกาสในการเกิดข้อบกพร่อง (O)	ผล	คะแนน
เกิดขึ้นมากกว่าร้อยละ 50 ขึ้นไป	สูงมาก	5
เกิดขึ้นร้อยละ 31 - 50	สูง	4
เกิดขึ้นร้อยละ 11 - 30	ปานกลาง	3
เกิดขึ้นร้อยละ 1 - 10	ต่ำ	2
เกิดขึ้นน้อยกว่าร้อยละ 1	ต่ำมาก	1
ความสามารถในการควบคุมป้องกันไม่ให้เกิดข้อบกพร่อง (D)	ผล	คะแนน
ไม่มีการควบคุม ไม่สามารถตรวจพบความผิดปกติที่เกิดขึ้น	สูงมาก	5
มีการควบคุม แต่ไม่สามารถตรวจพบความผิดปกติที่เกิดขึ้น	สูง	4
สามารถตรวจพบความผิดปกติได้	ปานกลาง	3
ตรวจพบความผิดปกติได้โดยอัตโนมัติและควบคุมได้อัตโนมัติ	ต่ำ	2
ทราบและป้องกันความผิดปกติตั้งแต่ก่อนเริ่มกระบวนการทำงาน	ต่ำมาก	1

ที่มา : อัจฉริยา วัจวิเศษ และ จิตรา ฐักิจการพานิช (2554)

3. การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

3.1 สมบัติเบื้องต้นของน้ำสลัดจ์

สุ่มเก็บตัวอย่างน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์ทุกครั้งที่มีการเปลี่ยนสถานะการทดลองเพื่อนำมาวิเคราะห์หาปริมาณของน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ด้วยวิธีดัดแปลงของ อรัญ หันพงศ์ กิตติกุล และคณะ (2536) โดยนำตัวอย่างปริมาตร 10 มล. บรรจุในหลอดทดลองขนาด 15 มล. นำไปหมุนเหวี่ยงด้วยเครื่องปั่นเหวี่ยง ยี่ห้อ Gemmy รุ่น PLC-03 ด้วยความเร็ว 4,500 รอบ/นาที เป็น

เวลา 30 นาที บันทึกผลการแยกชั้นของน้ำมัน น้ำ และของแข็ง โดยอ่านค่าจากสเกลวัดของหลอดทดลอง และคำนวณปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ตามสมการ (1)-(3)

$$\text{น้ำมัน (ร้อยละ)} = \frac{\text{ปริมาณน้ำมัน (มิลลิลิตร)}}{\text{ปริมาณน้ำสลัดจ์ (มิลลิลิตร)}} \times 100 \quad (1)$$

$$\text{น้ำ (ร้อยละ)} = \frac{\text{ปริมาณน้ำ (มิลลิลิตร)}}{\text{ปริมาณน้ำสลัดจ์ (มิลลิลิตร)}} \times 100 \quad (2)$$

$$\text{ของแข็ง (ร้อยละ)} = 100 - (\text{ปริมาณน้ำมัน (ร้อยละ)} + \text{ปริมาณน้ำ (ร้อยละ)}) \quad (3)$$

3.2 การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ ชนิด PANX 600 ของ Alfa Laval Ltd. สามารถรองรับปริมาณน้ำสลัดจ์ได้สูงสุดเท่ากับ 20 ลบ.ม./ชม. ที่อุณหภูมิตั้งแต่ 0-100 °ซ ความเร็วรอบสูงสุดของโบล (bowl) เท่ากับ 2900 รอบ/นาที และโบลสามารถรองรับตีแคนเตอร์เค็กได้มากที่สุดเท่ากับ 1.2 กก./0.001 ลบ.ม. มีช่องทางขาออก 3 ทาง ได้แก่ ช่องทางออกสำหรับของเหลว 2 ทาง คือ น้ำมัน และน้ำทิ้ง และช่องทางออกสำหรับของแข็ง 1 ทาง คือ ตีแคนเตอร์เค็ก กำหนดปัจจัยที่ได้จากการวิเคราะห์ในข้อ 2 รวมทั้งการพิจารณาความเป็นไปได้และได้รับความเห็นชอบจากโรงงานฯ ซึ่งจากการพิจารณาเบื้องต้นสามารถกำหนดปัจจัยที่จะศึกษาประกอบด้วย อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์ ออกแบบการทดลองเป็นแบบแฟกทอเรียลในแบบสุ่มสมบูรณ์ (Factorial in CRD) และกำหนดให้ชุดควบคุม คือ ชุดการทดลองตามสภาวะการปฏิบัติงานปัจจุบันของโรงงานกรณีศึกษา ที่อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ 83-87 °ซ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ 12-13 ลบ.ม./ชม. (Treatment 5) (ตารางที่ 5) แต่ลดชุดการทดลอง ทำการทดลอง 3 ชุด

ตารางที่ 5 ชุดการทดลองเพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกแบบตีแคนเตอร์

Temperature (°C)	Flow rate (m ³ /h)		
	10-11	12-13	14-15
78-82	Treatment 1	Treatment 2	Treatment 3
83-87	Treatment 4	Treatment 5	Treatment 6
88-92	Treatment 7	Treatment 8	Treatment 9

ทำการปรับตั้งค่าอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ในถังเก็บโดยการปรับวาล์วจ่ายไอน้ำเทียบกับเครื่องวัดอุณหภูมิ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์โดยการปรับวาล์วควบคุมการไหลของน้ำสลัดจ์เทียบกับ

เครื่องวัดอัตราการไหลก่อนเคลื่อนที่สู่เครื่องดีแคนเตอร์ ตามชุดการทดลองในตารางที่ 5 แล้วทำการเหยียงแยกในแต่ละสภาวะ บันทึกผลเชิงปริมาณ (ผลผลิตที่ได้) และวิเคราะห์เชิงคุณภาพ (ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็ง) ของส่วนที่แยกได้ (น้ำมัน น้ำทิ้ง และดีแคนเตอร์เค้ก) ทำการทดลองแต่ละสภาวะ 3 ซ้ำ แต่ละซ้ำเก็บตัวอย่าง 3 ครั้ง ห่างกันอย่างน้อย 20 นาที และแต่ละครั้งเก็บ 3 ตัวอย่างของส่วนที่เป็นน้ำมัน น้ำทิ้ง และดีแคนเตอร์เค้ก เพื่อทำการวิเคราะห์ต่อไป

3.3 การวิเคราะห์เชิงคุณภาพ

3.3.1 องค์ประกอบของน้ำมัน ประกอบด้วย ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ตามวิธีการในข้อ 3.1 และปริมาณกรดไขมันอิสระ (Free fatty acid: FFA) ในรูปของกรดปาล์มมิติก โดยดัดแปลงวิธีของ Rani และคณะ (2015) (ภาคผนวก ข)

3.3.2 องค์ประกอบของน้ำทิ้ง ประกอบด้วย ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ตามวิธีการในข้อ 3.1

3.3.3 องค์ประกอบของดีแคนเตอร์เค้ก ประกอบด้วย ปริมาณน้ำมัน และน้ำ ตามวิธีดัดแปลงจาก A.O.A.C. (1990) (ภาคผนวก ข) และคำนวณปริมาณของแข็งตามสมการ (3)

3.4 วิเคราะห์ผลการทดลองทางสถิติด้วยการวิเคราะห์ความแปรปรวน (Analysis of Variance: ANOVA) และเปรียบเทียบความแตกต่างโดยใช้ Duncan's Multiple Range Test (DMRT) เพื่อให้ทราบอิทธิพลของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่มีต่อร้อยละน้ำมัน น้ำ ของแข็งและกรดไขมันอิสระที่ผ่านชั้นตอนเหยียงแยกโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป SPSS 22.0 และทำการวิเคราะห์เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสม (Optimization) ของตัวแปรตามที่คัดเลือกไว้ด้วยวิธีพื้นที่ผิวตอบสนอง (Response surface methodology: RSM) โดยใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์ Statistica 13.2 จากนั้นทำการวิเคราะห์ Overall desirability โดยใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์ Minitab 16 เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมโดยรวมจากค่าความพึงพอใจโดยรวมของตัวแปรตามที่คัดเลือกไว้

4. เปรียบเทียบผลการดำเนินงานก่อนและหลังปรับปรุง

ทำการทดลองเปรียบเทียบชุดการทดลองในสภาวะที่ผ่านการคัดเลือกว่าเหมาะสมจากข้อ 3.4 กับชุดการทดลองสภาวะควบคุม (Treatment 5) โดยใช้ น้ำสลัดจ์ชุดเดียวกัน ทำการเก็บตัวอย่างน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องดีแคนเตอร์มาวิเคราะห์สมบัติเบื้องต้นตามข้อ 3.1 และเก็บตัวอย่างน้ำมันที่ออกจากเครื่องดีแคนเตอร์มาวิเคราะห์องค์ประกอบและคุณภาพ ประกอบด้วยปริมาณ น้ำมัน น้ำ และของแข็งตามข้อ 3.3.1 ทำการทดลอง 3 ซ้ำ จากนั้นเปรียบเทียบองค์ประกอบและคุณภาพของน้ำมันที่ออกจากเครื่องดีแคนเตอร์ด้วย T-test โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป SPSS 22.0

5. คำนวณค่าประสิทธิภาพของการเหวี่ยงแยก กำลังการผลิต และผลตอบแทน

5.1 รวบรวมข้อมูลปริมาณน้ำสลัดจ์ (กิโลกรัม) ขาเข้าเครื่องตีแคนเตอร์ และปริมาณน้ำมันที่แยกได้ ใน 1 วันทำการ โดยรวบรวมจำนวน 3 ซ้ำๆละ 3 ตัวอย่าง แล้วคำนวณเป็นค่าเฉลี่ยร้อยละของน้ำมันโดยน้ำหนักของปริมาณน้ำสลัดจ์ ภายใต้สภาวะเครื่องตีแคนเตอร์ก่อนปรับปรุง (สภาวะควบคุม) และหลังปรับปรุง (คัดเลือกจากข้อ 3.4)

5.2 คำนวณประสิทธิภาพของเครื่องเหวี่ยงแยกที่เพิ่มขึ้น ดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยก (ร้อยละ)} = \frac{\text{ปริมาณน้ำมันหลังปรับปรุง (ร้อยละ)} - \text{ปริมาณน้ำมันก่อนปรับปรุง (ร้อยละ)}}{\text{ปริมาณน้ำมันก่อนปรับปรุง (ร้อยละ)}}$$

5.3 คำนวณกำลังการผลิตที่เปลี่ยนแปลง ดังนี้

$$\text{กำลังการผลิตที่เพิ่มขึ้น (กิโลกรัม/วัน)} = \text{ปริมาณน้ำมันตามสภาวะเดิมของโรงงานฯ (กิโลกรัม/วัน)} - \text{ปริมาณน้ำมันตามสภาวะที่ปรับเปลี่ยน (กิโลกรัม/วัน)}$$

5.4 ประเมินผลตอบแทน โดยพิจารณาจากข้อมูลราคาการซื้อขายน้ำมันปาล์มดิบเกรดเอ ของธนาคารแห่งประเทศไทย (2560) ในช่วงเวลาตั้งแต่เดือนมกราคม-ธันวาคม พ.ศ. 2560 (ดัดแปลงจากชัยรัช ไหมเจริญ, 2546) สามารถคำนวณผลตอบแทนที่เปลี่ยนแปลง ดังนี้

$$\text{ผลตอบแทน (บาท/ปี)} = \text{กำลังการผลิตที่เพิ่มขึ้น (กิโลกรัม/ปี)} \times \text{ราคาน้ำมันปาล์มดิบ (บาท/กิโลกรัม)}$$

5.5 ข้อเสนอแนะในการปฏิบัติงานในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกให้แก่โรงงานฯ

6. สรุปผลการศึกษา และข้อเสนอแนะ

บทที่ 3

ผลและวิจารณ์ผลการทดลอง

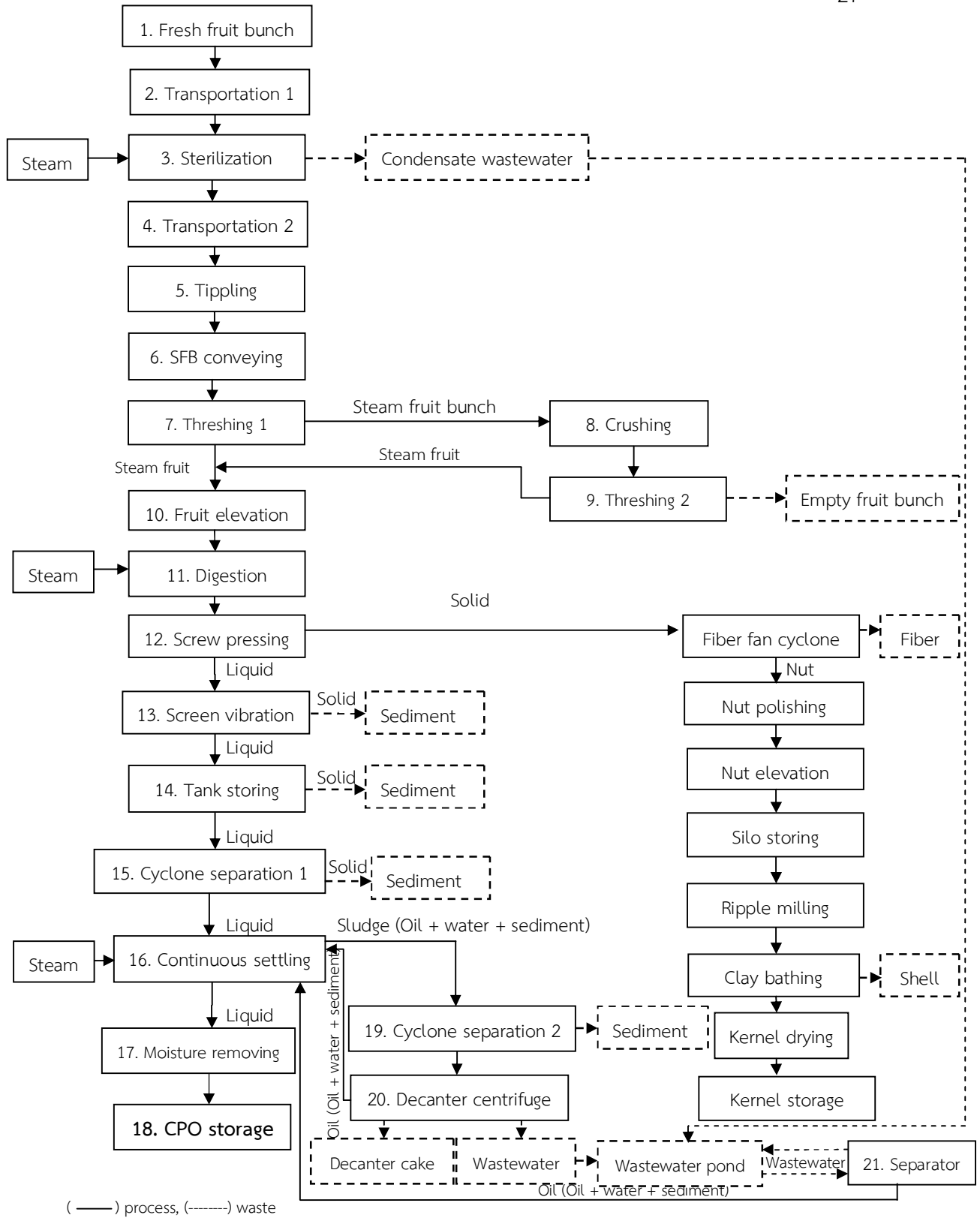
1. ข้อมูลเบื้องต้นของโรงงานกรณีศึกษา ประกอบด้วย

1.1 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบของโรงงานฯ ซึ่งเป็นกระบวนการสกัดแบบใช้ไอน้ำ ดังแสดงในภาพที่ 8 และรายละเอียดการปฏิบัติงานในแต่ละขั้นตอน มีดังนี้

1) เมื่อทะเลยปาล์มสด (Fresh fruit bunch) ผ่านการชั่งน้ำหนักและนำไปรวบรวมที่ลานของโรงงานฯ จากนั้นจึงขนย้ายทะเลยปาล์มสดจากลานผ่านทางช่องลาดเอียงลงสู่ตู้โบกี้จำนวนทั้งหมด 7 โบกี้ แล้วลำเลียงเข้าหม้อนึ่งไอน้ำ (Sterilization) ผ่านทางราง เริ่มเข้าสู่การนึ่งภายใต้สภาวะของโรงงานฯ โดยการจ่ายไอน้ำเข้าสู่หม้อนึ่งไอน้ำจนถึงสภาวะที่อุณหภูมิและความดันตามเกณฑ์ที่กำหนด ในช่วงที่ 1 ใช้เวลา 15 นาที อุณหภูมิ 130 °ซ ความดัน 2.5-3 บาร์ ถายน้ำออก 1 นาที ช่วงที่ 2 ใช้เวลา 45 นาที อุณหภูมิ 130-140 °ซ ความดัน 3 บาร์ ถายน้ำออก 3 นาที และช่วงที่ 3 ใช้เวลา 30 นาที อุณหภูมิ 140 °ซ ความดัน 3 บาร์ รวมใช้เวลาในการนึ่งทั้งหมด 90 นาที ส่งผลให้ผลปาล์มหนึ่งหลุดออกจากทะเลยปาล์มได้ง่าย เนื้อของผลปาล์มยุ่ย และมีน้ำทิ้งเกิดขึ้น

2) หลังจากผ่านขั้นตอนการนึ่ง โบกี้บรรจุทะเลยปาล์มหนึ่งจะถูกลำเลียงผ่านทางรางเข้าสู่เครื่อง Tippler เพื่อเททะเลยปาล์มหนึ่งลงสู่สายพานลำเลียงและลำเลียงเข้าสู่ขั้นตอนการนวดครั้งที่ 1 (Threshing 1) เพื่อแยกผลปาล์มหนึ่งออกจากทะเลย ส่วนที่เป็นผลปาล์มหนึ่งจะลำเลียงเข้าสู่ขั้นตอนการย่อย และส่วนที่เป็นทะเลยหนึ่งจะถูกลำเลียงด้วยรางเข้าสู่ขั้นตอนการฉีกทะเลย (Crushing) เพื่อย่อยให้ทะเลยเปล่ามีขนาดเล็กลงและนิ่มขึ้น จากนั้นเข้าสู่ขั้นตอนการนวดครั้งที่ 2 (Threshing 2) เพื่อแยกผลปาล์มหนึ่งที่ติดอยู่ออกจากทะเลยอีกครั้งหนึ่งแล้วจึงส่งทะเลยเปล่าผ่านทางสายพานลำเลียงไปยังที่จัดเก็บเพื่อรอการจำหน่ายต่อไป

3) ผลปาล์มหนึ่งที่แยกออกจากทะเลยแล้วจะถูกลำเลียงผ่านทาง Fruit elevation เข้าไปสู่ขั้นตอนการย่อย (Digestion) โดยผลปาล์มหนึ่งจะเข้าสู่ถังกวนเพื่อกวนให้เส้นใยแยกตัวออกจากเมล็ดและง่ายต่อการที่บีบ



ภาพที่ 8 แผนภูมิกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำของโรงงานกรณีศึกษา

4) จากนั้นเข้าสู่ขั้นตอนการหีบเนื้อปาล์ม (Pressing) เพื่อทำการหีบน้ำมันให้ออกมาจากการหีบสามารถแบ่งได้เป็นสองส่วน คือ ของเหลวและของแข็ง ในส่วนของเหลวประกอบไปด้วย น้ำมัน น้ำ และของแข็ง ซึ่งของเหลวจะถูกส่งไปที่ตะแกรงสั่น (Screen vibration) เพื่อกรองแยกกากตะกอนออกจากของเหลว เมื่อผ่านการแยกกากตะกอนแล้วของเหลวจะไหลเข้าสู่ถังพัก (Tank storage) เพื่อให้เกิดการตกตะกอนและส่งผ่านไปยังการกรองทราย (Cyclone separation 1) จากนั้นของเหลวจะไหลเข้าสู่ถังตกตะกอน (Continuous settling tank) ซึ่งถังนี้จะมีคอยล์ร้อนเพื่อให้ความร้อนของเหลวที่อุณหภูมิประมาณ 90-95 °ซ เพื่อให้ไขมันแยกตัวออกจากของแข็งและน้ำได้ดีขึ้น หลังจากไขมันแยกตัวออกจากของแข็งและน้ำแล้วจะลอยขึ้นด้านบน จากนั้นจะถูกส่งไปผ่านขั้นตอนการกำจัดความชื้น (Moisture removing) ก่อนส่งเข้าถังเก็บ (Storage tank) เพื่อรอการจำหน่ายต่อไป ในส่วนของแข็งประกอบด้วยเส้นใยและเมล็ด โดยเส้นใยจะถูกส่งเข้าเตาเผาด้วยสายพานลำเลียงเพื่อเป็นเชื้อเพลิงเผาไหม้ให้กับหม้อกำเนิดไอน้ำ ส่วนเมล็ดจะเข้าสู่ขั้นตอนการกระเทาะเมล็ด (Nut polishing) สามารถแยกได้เป็นสองส่วน คือ เมล็ดในและกะลา เมล็ดในที่ผ่านจะถูกลำเลียงขึ้นเก็บบนถังเก็บเมล็ด (Silo storing) ผ่านทาง Nut elevation และกะลาจะถูกลำเลียงทางสายพานไปยังที่จัดเก็บเพื่อรอการจำหน่ายต่อไป

5) น้ำสลัดจ์ที่เป็นของผสม ซึ่งแยกออกจากน้ำมันในถังตกตะกอนประกอบด้วยน้ำมัน น้ำ และของแข็ง จะถูกส่งเข้าถังพักและให้ความร้อนด้วยคอยล์ร้อนที่อุณหภูมิประมาณ 90-95 °ซ แล้วส่งผ่านไปยังการกรองทราย (Cyclone separation 2) จากนั้นเข้าสู่ขั้นตอนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ (Decanter centrifuge) โดยสามารถแยกได้เป็นสามส่วน ได้แก่ น้ำมัน น้ำทิ้ง และดีแคนเตอร์เค้ก จากนั้นน้ำมันจะถูกลำเลียงเข้าสู่กระบวนการผลิตอีกครั้ง น้ำทิ้งจะถูกปล่อยลงบ่อน้ำทิ้งและดีแคนเตอร์เค้กจะถูกส่งไปยังที่จัดเก็บเพื่อรอการจำหน่ายต่อไป

6) น้ำทิ้งจากขั้นตอนการนึ่ง (Condensate wastewater) และน้ำทิ้งจากขั้นตอนการเหวี่ยงแยกที่ไหลมารวมกันในบ่อน้ำทิ้งและถูกส่งเข้าสู่ขั้นตอนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องเซพาเรเตอร์ (Separator) โดยสามารถแยกได้สองส่วน ได้แก่ น้ำมันและน้ำทิ้ง จากนั้นน้ำมันจะถูกลำเลียงเข้าสู่กระบวนการผลิตอีกครั้ง ส่วนน้ำทิ้งจะถูกปล่อยลงสู่อบوابน้ำทิ้งต่อไป

1.2 สมดุลมวลในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ เป็นข้อมูลของสารขาเข้าและสารขาออกของแต่ละขั้นตอนที่สามารถดำเนินการได้ ประกอบด้วยข้อมูลปฐมภูมิที่โรงงานฯ รวบรวมไว้ ได้แก่ วัตถุดิบขาเข้า น้ำมันปาล์มดิบ เมล็ดใน และทะลายนเปล่า และข้อมูลทุติยภูมิจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำที่กรมโรงงานอุตสาหกรรม (2540) รวบรวมไว้ ได้แก่ น้ำทิ้ง เส้นใย กะลา และดีแคนเตอร์เค้ก (ตารางที่ 6)

ตารางที่ 6 สมดุลมวลของกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้น้ำของโรงงานการศึกษา

Products	% (w/w) of fresh fruit bunch
Crude palm oil	17.94 ¹
Kernel	4.44 ¹
Empty fruit bunch	21.98 ¹
Wastewater	31.50 ²
Fiber	14.50 ²
Shell	6.00 ²
Decanter cake	2.00 ²

ที่มา: ¹ จากการรวบรวมของโรงงานการศึกษา (พฤศจิกายน 2558 - กุมภาพันธ์ 2559) และ ² กรมโรงงานอุตสาหกรรม (2540)

2. สาเหตุของปัญหา

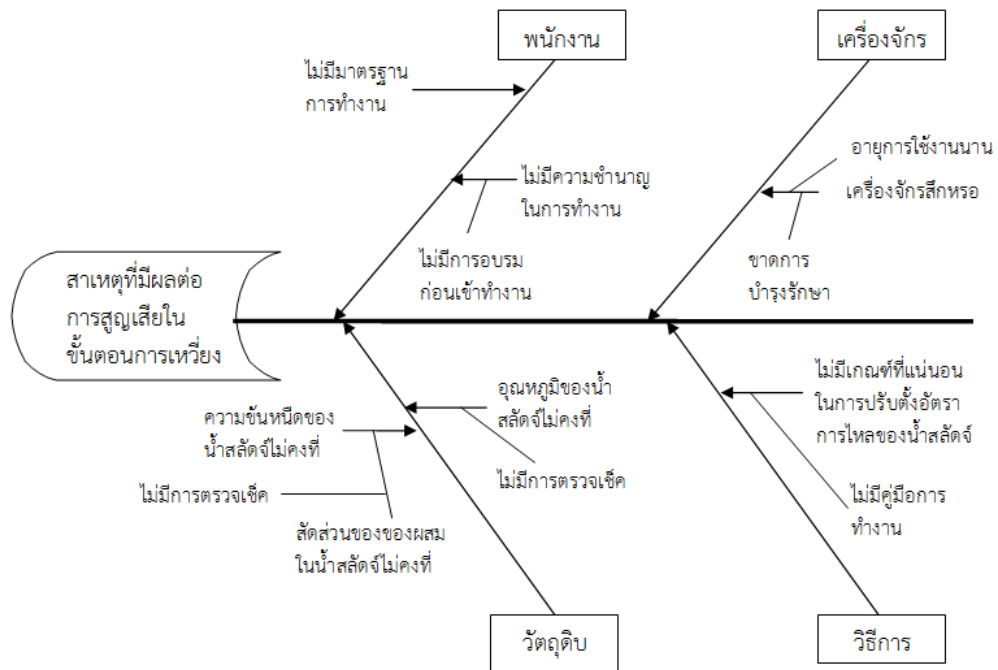
2.1 จากการวิเคราะห์สาเหตุของปัญหาที่มีผลต่อการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกโดยใช้แผนผังสาเหตุและผล ที่ยึดตามหลักการ 4M ประกอบด้วยพนักงาน เครื่องจักร วัตถุดิบ และวิธีการ ด้วยการระดมสมองร่วมกับผู้ปฏิบัติงานที่เกี่ยวข้อง ได้ผลดังแสดงในภาพที่ 9 ที่พบว่าสาเหตุของปัญหาทั้งสี่ด้าน ดังนี้

2.1.1 พนักงานไม่มีมาตรฐานในการทำงานและไม่มี ความชำนาญในการทำงานเนื่องจากไม่มีการอบรมพนักงานใหม่ก่อนเข้าทำงานจริง

2.1.2 เครื่องจักร คือ เครื่องเหวี่ยงแยกแบบตีแคนเตอร์มีอายุการใช้งานที่ยาวนาน ขาดการบำรุงรักษา และไม่มีแผนการบำรุงรักษาที่ชัดเจน

2.1.3 วัตถุดิบ คือ น้ำสลัดจ์ไม่มีข้อมูลด้านคุณภาพที่ชัดเจน ไม่ทราบสัดส่วนของของผสมในน้ำสลัดจ์ที่แน่นอน เพราะไม่มีการตรวจสอบด้านคุณภาพ และอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องเหวี่ยงแยกแบบตีแคนเตอร์ไม่คงที่ เพราะไม่มีการควบคุมและไม่มีการตรวจสอบก่อนการผลิต

2.1.4 วิธีการทำงาน ในการปรับตั้งค่าอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องเหวี่ยงแยกแบบตีแคนเตอร์นั้นไม่มีเกณฑ์ที่แน่นอน มักอาศัยจากประสบการณ์ในการทำงานของพนักงานเป็นหลักเนื่องจากไม่มีคู่มือหรือวิธีปฏิบัติในการทำงาน



ภาพที่ 9 แผนผังสาเหตุและผลของปัญหาที่มีต่อการสูญเสียในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกน้ำมันปาล์มดิบ

2.2 ทำการคัดเลือกปัจจัยที่มีความสำคัญและมีความพร้อมในการดำเนินงาน โดยพิจารณาจากสาเหตุของปัญหาที่ได้จากข้อ 2.1 แล้ววิเคราะห์ลำดับคะแนนความเสี่ยง (Risk priority number: RPN) ด้วยการระดมสมองร่วมกับผู้ปฏิบัติงานที่เกี่ยวข้อง ได้ผลดังแสดงในตารางที่ 7 เมื่อพิจารณาจากความเป็นไปได้ และการได้รับความเห็นชอบจากโรงงานกรณีศึกษา สามารถคัดเลือกปัจจัยที่มีคะแนนความเสี่ยงสูงสองอันดับแรก ได้แก่ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ เพื่อศึกษาต่อไป

ตารางที่ 7 ลำดับคะแนนความเสี่ยงของปัจจัยที่มีผลต่อการสูญเสียในขั้นตอนการเหียงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

ขั้นตอน	ลักษณะ ข้อบกพร่อง	ความรุนแรงหรือ ผลกระทบจาก ข้อบกพร่อง	Sev	สาเหตุในการเกิดข้อบกพร่อง	Occ	ความสามารถในการ ควบคุมไม่ให้เกิด ข้อบกพร่อง	Det	RPN
การเหียงแยก	ไม่มีสภาวะการทำงานที่แน่นอน	1.ไม่สามารถประเมินประสิทธิภาพของเครื่องเหียงแยกแบบตีแคนเตอร์และเกิดการสูญเสียขึ้น	3	1.พนักงานไม่มีมาตรฐานในการทำงาน	4	1.ตรวจสอบด้วยตาเปล่า	2	24
		3	2.พนักงานไม่มีความชำนาญ	5	2.ตรวจสอบด้วยตาเปล่า	2	30	
		3	3.เครื่องจักรสึกหรอ	4	3.ด้วยตาเปล่า	3	36	
		3	4.ความข้นหนืดของน้ำสลัดจ์ไม่คงที่	2	4.สุ่มตรวจ	5	30	
		3	5.อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ไม่คงที่	5	5.ตรวจสอบด้วยตาเปล่า	3	45	
		3	6.ไม่มีมาตรฐานในการปรับตั้งค่าอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์	4	6.ตรวจสอบด้วยตาเปล่า	4	48	

3. ผลการศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

3.1 สมบัติเบื้องต้นของน้ำสลัดจ์ที่ใช้ในแต่ละชุดการทดลอง มีองค์ประกอบของน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p>0.05$) (ตารางผนวก ค1) โดยประกอบด้วยน้ำมัน ร้อยละ 5.00-5.89 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ดังแสดงในตารางที่ 8 ซึ่งน้อยกว่ารายงานของ Chavalparit และคณะ (2006) ที่รายงานสมมูลมวลในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้น้ำ ซึ่งระบุว่าน้ำมันในน้ำสลัดจ์เท่ากับร้อยละ 6.89 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ส่วนปริมาณน้ำ และของแข็ง มีปริมาณแตกต่างกันมากในแต่ละชุดการทดลอง คือมีน้ำร้อยละ 30.33-54.5 และมีของแข็งร้อยละ 40.00-64.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ อาจเป็นเพราะความแตกต่างของชนิดพันธุ์ปาล์ม ระดับความแก่-อ่อน และหรือสภาวะในการสกัด

ตารางที่ 8 ปริมาณของน้ำมัน น้ำ และของแข็งในน้ำสลัดจ์ก่อนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

Treatment	Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	% (w/w) of sludge		
			Oil	Water	Solid
1	78-82 (79.44±1.74)	10-11 (10.75±0.53)	5.00±0.58 ^{NS}	30.33±1.80 ^{NS}	64.66±1.26 ^{NS}
2	78-82 (80.67±0.96)	12-13 (12.18±0.19)	5.44±0.20 ^{NS}	54.55±0.86 ^{NS}	40.00±0.83 ^{NS}
3	78-82 (81.33±0.96)	14-15 (14.28±0.35)	5.33±0.34 ^{NS}	51.39±1.92 ^{NS}	43.28±1.95 ^{NS}
4	83-87 (85.78±1.25)	10-11 (10.95±0.14)	5.67±0.88 ^{NS}	45.45±5.39 ^{NS}	48.89±6.25 ^{NS}
5	83-87 (85.78±1.34)	12-13 (12.24±0.17)	5.55±0.48 ^{NS}	40.17±7.16 ^{NS}	54.28±6.79 ^{NS}
6	83-87 (85.33±0.96)	14-15 (14.09±0.12)	5.67±0.67 ^{NS}	30.50±2.09 ^{NS}	63.83±2.45 ^{NS}
7	88-92 (89.67±0.48)	10-11 (10.27±0.20)	5.28±0.25 ^{NS}	52.22±2.25 ^{NS}	42.50±2.50 ^{NS}
8	88-92 (90.00±1.98)	12-13 (12.26±0.37)	5.89±0.70 ^{NS}	38.55±4.84 ^{NS}	55.55±4.59 ^{NS}
9	88-92 (89.44±1.53)	14-15 (14.22±0.18)	5.45±0.39 ^{NS}	31.72±1.00 ^{NS}	62.84±1.04 ^{NS}
	Average*		5.40±0.51 ^{NS}	41.62±10.0 ^{NS}	53.02±10.25 ^{NS}

*Mean ± SD from 27 replicates.

^{NS} non significantly differences ($p>0.05$) in the same column

3.2 ปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ ผลการทดลองการเหวี่ยงแยกน้ำสลัดจ์ด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ภายใต้สภาวะที่แตกต่างกันตามชุดการทดลองที่ออกแบบ ทั้งปริมาณและคุณภาพของน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยก ได้ผลดังนี้

ด้านปริมาณ พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ รวมถึงปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัย ส่งผลต่อปริมาณน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p<0.05$) (ตารางผนวก ค2) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค3) เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่อง

ดีแคนเตอร์มีค่าเพิ่มขึ้น สามารถแยกได้มากขึ้น ส่วนอัตราการไหลที่สูงขึ้นส่งผลต่อปริมาณน้ำมันที่แยกได้ลดน้อยลง ดังแสดงในตารางที่ 9 ทั้งนี้เนื่องจากตะกอนของแข็งในน้ำสลัดจ์ที่ยังคงมีน้ำมันปะปนอยู่กับ cell debris หรือถูกกักอยู่ใน cell membrane (อรัญ หันพงศ์กิตติกุล และคณะ, 2536) เมื่อได้รับความร้อนมีผลทำให้ผนังเซลล์ถูกทำลาย ดังนั้นเซลล์น้ำมันที่ปะปนมากับน้ำสลัดจ์ที่ได้รับความร้อนเพิ่มขึ้นทำให้ผนังเซลล์แตกออกส่งผลให้ได้ปริมาณน้ำมันเพิ่มขึ้น ส่วนการเหวี่ยงแยกซึ่งอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง สามารถเหวี่ยงแยกสารที่มีความหนาแน่นมากกว่า (ของแข็งและน้ำ) ออกไปโดยสารที่มีความหนาแน่นน้อยกว่า (น้ำมัน) จะถูกนำกลับเข้าสู่กระบวนการผลิตต่อไป (รุ่งนภา พงศ์สวัสดิ์มานิต, 2551) เมื่ออัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เพิ่มขึ้น นั่นคือมีปริมาตรเพิ่มขึ้น แต่พบว่าสามารถแยกได้ปริมาณน้ำมันน้อยลง ซึ่งสอดคล้องกับปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมัน (ตารางที่ 10)

ตารางที่ 9 ปริมาณของน้ำมันหลังจากผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)		
	10-11 (10.66±0.44)	12-13 (12.23±0.26)	14-15 (14.20±0.25)
	% (w/w) of sludge		
78-82 (80.48±1.48)	6.55±0.15 ^{Ba}	6.55±0.11 ^{NSa}	6.08±0.09 ^{Bb}
83-87 (85.63±1.20)	6.57±0.20 ^{Ba}	6.50±0.14 ^{NSa}	6.02±0.10 ^{Bb}
88-92 (89.70±1.44)	7.05±0.23 ^{Aa}	6.49±0.10 ^{NSb}	6.20±0.15 ^{Ac}

Mean ± SD from 9 replicates.

^{A,B} different letters in the same column indicate significantly differences (p<0.05)

^{a,b,c} different letters in the same row indicate significantly differences (p<0.05)

^{NS} non significantly differences (p>0.05) in the same column

ด้านคุณภาพ เมื่อผ่านการเหวี่ยงแยก ผลผลิตที่ได้ประกอบด้วย 3 ส่วน คือ น้ำมัน น้ำทิ้ง และดีแคนเตอร์เค้ก (decanter cake) ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ในแต่ละส่วนได้ผลดังนี้

ส่วนน้ำมัน

ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมัน พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์มีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ (p<0.05) (ตารางที่ 10) ส่วนอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัยไม่มีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ (p>0.05) (ตารางผนวก ค4) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ไม่แตกต่างกัน ส่วนแต่ละระดับของ

อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ (ตารางที่ 5) มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค5) ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการไหลที่สูงขึ้น ปริมาณน้ำสลัดจ์ไหลเข้าไปในเครื่องตีแคนเตอร์มากขึ้น เป็นการเพิ่มโอกาสให้น้ำและของแข็งที่ปะปนในน้ำสลัดจ์ถูกแรงเหวี่ยงแยกออกจากร้าน้ำมันออกไปได้มากขึ้น ส่งผลให้ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันเพิ่มขึ้นตรงข้ามกับปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมันที่ลดลง โดยที่ปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันมีความแปรปรวนสูงตามสมบัติเบื้องต้นของน้ำสลัดจ์ (ตารางที่ 8) โดยที่การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในแต่ละชุดการทดลองไม่มีผลต่อการเพิ่มขึ้นของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมัน ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิในแต่ละขั้นตอนของกระบวนการผลิตก่อนถึงขั้นตอนการเหวี่ยงแยกอยู่ในเกณฑ์ที่ใกล้เคียงกับอุณหภูมิในแต่ละชุดการทดลอง นั่นคือ อยู่ในช่วงระหว่าง 90-100 °ซ

ปริมาณน้ำในส่วนน้ำมัน พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ไม่มีผลต่อปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) (ตารางที่ 10) ส่วนปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค6) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค7) ปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันมีความแปรปรวนค่อนข้างสูงอาจเป็นผลมาจากสัดส่วนของปริมาณน้ำในส่วนน้ำสลัดจ์ที่มีความแตกต่างเช่นเดียวกัน เมื่อเทียบกับเกณฑ์คุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบเกรด เอ ตามที่สำนักส่งเสริมการค้าสินค้าเกษตร (2554) ได้ระบุความชื้นหรือปริมาณน้ำไม่เกินร้อยละ 0.5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ พบว่าบางชุดการทดลอง มีปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันเกินกว่าเกณฑ์ที่กำหนดเพียงเล็กน้อย แต่เนื่องจากน้ำมันที่ได้จากขั้นตอนนี้ยังต้องผ่านการกำจัดความชื้น ดังนั้นผลของปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันตามชุดการทดลองจึงไม่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพน้ำมันปาล์มดิบ

ปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมัน พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ไม่มีผลต่อปริมาณของแข็งในน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) (ตารางที่ 10) แต่อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์มีผลต่อปริมาณของแข็งในน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค8) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 ไม่แตกต่างกัน (ตารางผนวก ค9) โดยมีแนวโน้มที่พบของแข็งในส่วนน้ำมันลดลงเมื่ออัตราการไหลสูงขึ้น ส่วนปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยไม่มีผลต่อปริมาณของแข็งในน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) โดยที่การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในแต่ละชุดการทดลองไม่มีผลต่อการเพิ่มขึ้นของปริมาณของแข็งในน้ำมัน ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิในแต่ละขั้นตอนของกระบวนการผลิตก่อนจะมาถึงขั้นการเหวี่ยงแยกอยู่ในเกณฑ์ที่ใกล้เคียงกับอุณหภูมิในแต่ละชุดการทดลอง นั่นคือ อยู่ในช่วงระหว่าง 90-100 °ซ เมื่อเทียบกับเกณฑ์คุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบเกรด เอ ตามที่สำนักส่งเสริมการค้าสินค้าเกษตร (2554) ได้ระบุปริมาณสิ่งสกปรกไม่เกินร้อยละ 0.5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ พบว่าทุกชุดการทดลอง มีปริมาณสิ่งสกปรกใน

น้ำมันเกินกว่าเกณฑ์ที่กำหนด แต่เนื่องจากน้ำมันที่ได้จากขั้นตอนนี้ยังต้องผ่านการตกตะกอน ดังนั้นผลของปริมาณน้ำในน้ำมันตามชุดการทดลองจึงไม่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพน้ำมันปาล์มดิบ

ตารางที่ 10 ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในส่วนของน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)		
	10-11 (10.66±0.44)	12-13 (12.23±0.26)	14-15 (14.20±0.25)
	Oil (% (w/w of oil))		
78-82 (80.48±1.48)	97.96±0.54 ^{NSb}	97.83±0.64 ^{NSb}	98.38±0.38 ^{NSa}
83-87 (85.63±1.20)	97.94±0.47 ^{NSa}	97.99±0.73 ^{NSa}	98.18±0.60 ^{NSa}
88-92 (89.70±1.44)	97.88±0.80 ^{NSb}	98.13±0.71 ^{NSab}	98.43±0.20 ^{NSa}
	Water (% (w/w of oil))		
78-82 (80.48±1.48)	0.23±0.07 ^{Bb}	0.51±0.16 ^{Aa}	0.47±0.08 ^{Aa}
83-87 (85.63±1.20)	0.32±0.16 ^{Bb}	0.46±0.22 ^{Aa}	0.34±0.08 ^{Bb}
88-92 (89.70±1.44)	0.64±0.25 ^{Aa}	0.28±0.11 ^{Bb}	0.27±0.13 ^{Cb}
	Solid (% (w/w of oil))		
78-82 (80.48±1.48)	1.81±0.48 ^{NSa}	1.67±0.62 ^{NSa}	1.15±0.36 ^{NSb}
83-87 (85.63±1.20)	1.70±0.47 ^{NSa}	1.56±0.64 ^{NSa}	1.48±0.58 ^{NSa}
88-92 (89.70±1.44)	1.48±0.64 ^{NSa}	1.59±0.69 ^{NSa}	1.30±0.47 ^{NSa}

Mean ± SD from 27 replicates.

^{A,B} different letters in the same column indicate significantly differences (p<0.05)

^{a,b,c} different letters in the same row indicate significantly differences (p<0.05)

^{NS} non significantly differences (p>0.05) in the same column

ส่วนน้ำทิ้ง

ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้ง พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมไปถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยไม่มีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้งอย่างมีนัยสำคัญ (p>0.05) (ตารางผนวก ค10) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 ไม่แตกต่างกัน (ตารางผนวก ค11) เมื่ออุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์สูงขึ้น ส่งผลให้ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้งเพิ่มขึ้น แต่มีแนวโน้มลดลงเมื่ออัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ลดลง (ตารางที่ 11) ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการไหลที่เพิ่มขึ้น น้ำสลัดจ์ไหลเข้าไปในเครื่อง

ดีแคนเตอร์ได้มากขึ้น ทำให้เพิ่มโอกาสให้น้ำมันที่ปะปนในน้ำสลัดจ์ถูกแรงเหวี่ยงแยกออกจากน้ำและของแข็งได้ปริมาณเพิ่มขึ้นและในขณะเดียวกันอาจเป็นโอกาสที่น้ำมันจะปะปนไปกับน้ำทิ้งได้เพิ่มขึ้นเช่นกัน อย่างไรก็ตามผลของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้งที่ได้ยังมีค่าต่ำกว่ารายงานของกรมโรงงานอุตสาหกรรม (2540) ที่รายงานสมมูลมวลของการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้น้ำพบว่าร้อยละน้ำมันที่สูญเสียไปกับน้ำทิ้งหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์เท่ากับ 2.42 โดยน้ำหนักน้ำทิ้ง จากการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิในแต่ละชุดการทดลองไม่มีผลต่อการเพิ่มขึ้นของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้ง ทั้งนี้อาจเนื่องจากอุณหภูมิในแต่ละขั้นตอนของกระบวนการผลิตก่อนจะมาถึงขั้นการเหวี่ยงแยกอยู่ในเกณฑ์ที่ใกล้เคียงกับอุณหภูมิในแต่ละชุดการทดลอง คือ อยู่ในช่วงระหว่าง 90-100 °ซ

ปริมาณน้ำในส่วนน้ำทิ้ง พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณน้ำในส่วนน้ำทิ้งอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค12) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค13) เมื่ออุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์สูงขึ้น ส่งผลให้ปริมาณน้ำในส่วนน้ำทิ้งลดลง (ตารางที่ 11)

ปริมาณของแข็งในส่วนน้ำทิ้ง พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค14) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค15) ปริมาณของแข็งในน้ำทิ้งมีความแปรปรวนค่อนข้างสูงอาจเป็นผลมาจากสัดส่วนของปริมาณของแข็งในส่วนน้ำสลัดจ์ที่มีความแตกต่างเช่นเดียวกัน (ตารางที่ 11)

ตารางที่ 11 ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในส่วนของน้ำทิ้งหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)		
	10-11 (10.66±0.44)	12-13 (12.23±0.26)	14-15 (14.20±0.25)
Oil (% (w/w of wastewater))			
78-82 (80.48±1.48)	1.04±0.44 ^{NSa}	1.11±0.32 ^{NSa}	1.04±0.34 ^{Ba}
83-87 (85.63±1.20)	0.85±0.46 ^{NSb}	1.15±0.46 ^{NSa}	1.26±0.45 ^{Aa}
88-92 (89.70±1.44)	0.74±0.45 ^{NSa}	0.89±0.51 ^{NSa}	0.96±0.44 ^{Ba}
Water (% (w/w of wastewater))			
78-82 (80.48±1.48)	45.31±9.30 ^{Cc}	64.54±4.94 ^{Aa}	59.69±3.30 ^{Ab}
83-87 (85.63±1.20)	57.11±6.65 ^{Ba}	54.89±9.60 ^{Ba}	48.30±3.93 ^{Bb}
88-92 (89.70±1.44)	68.76±4.42 ^{Aa}	50.94±8.15 ^{Bb}	49.87±4.78 ^{Bb}
Solid (% (w/w of wastewater))			
78-82 (80.48±1.48)	53.65±9.17 ^{Aa}	34.35±4.75 ^{Cc}	39.31±3.41 ^{Bb}
83-87 (85.63±1.20)	42.00±6.94 ^{Bb}	43.96±9.58 ^{Bb}	50.41±4.04 ^{Aa}
88-92 (89.70±1.44)	30.50±4.30 ^{Cb}	48.20±8.05 ^{Aa}	49.17±4.71 ^{Aa}

Mean ± SD from 27 replicates.

^{A,B} different letters in the same column indicate significantly differences (p<0.05)

^{a,b,c} different letters in the same row indicate significantly differences (p<0.05)

^{NS} non significantly differences (p>0.05) in the same column

ส่วนตีแคนเตอร์เค้ก

ปริมาณน้ำมันในส่วนตีแคนเตอร์เค้ก พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำ สลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมไปถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนตีแคนเตอร์เค้กอย่างมีนัยสำคัญ (p<0.05) (ตารางผนวก ค16) (ตารางที่ 12) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค 17) เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันในส่วนตีแคนเตอร์เค้กมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นสอดคล้องกับปริมาณของน้ำมันที่เพิ่มขึ้น ส่วนอัตราการไหลที่สูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันในส่วนตีแคนเตอร์เค้กมีแนวโน้มลดลงตรงข้ามกับปริมาณของแข็งในส่วนตีแคนเตอร์เค้กที่มีแนวโน้มเพิ่มขึ้น

ปริมาณน้ำในส่วนตีแคนเตอร์เค้ก พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำ สลัดจ์ไม่มีผลต่อปริมาณน้ำในส่วนตีแคนเตอร์เค้กอย่างมีนัยสำคัญ (p>0.05) ส่วนอัตราการไหลของน้ำ สลัดจ์รวมถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณน้ำในส่วนตีแคนเตอร์เค้กอย่างมีนัยสำคัญ

($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค18) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค19) เมื่ออัตราการไหลสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณของน้ำในส่วนดีแคนเตอร์เค้กมีแนวโน้มลดลง (ตารางที่ 12) ดีแคนเตอร์เค้กมีน้ำเท่ากับร้อยละ 36.06-57.04 โดยน้ำหนักดีแคนเตอร์เค้ก ซึ่งมีความแปรปรวนค่อนข้างสูงอาจเป็นผลมาจากสัดส่วนของปริมาณของน้ำในส่วนน้ำสลัดจ์ที่มีความแตกต่างเช่นเดียวกัน แต่น้อยกว่ารายงานของกรมโรงงานอุตสาหกรรม (2540) พบว่าในดีแคนเตอร์เค้กจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้ไอน้ำมีน้ำเท่ากับร้อยละ 72 โดยน้ำหนักดีแคนเตอร์เค้ก

ปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้ก พบว่าปัจจัยหลักทั้งสองปัจจัย คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ไม่มีผลต่อปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) ส่วนอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค20) (ตารางที่ 12) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค21) เมื่ออัตราการไหลสูงขึ้นปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นตรงข้ามกับปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมันที่มีแนวโน้มลดลง

ตารางที่ 12 ปริมาณน้ำมัน, น้ำ และของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)		
	10-11 (10.66±0.44)	12-13 (12.23±0.26)	14-15 (14.20±0.25)
Oil (% (w/w of decanter cake))			
78-82 (80.48±1.48)	0.90±0.07 ^{Bb}	0.98±0.08 ^{Aa}	0.54±0.08 ^{ABc}
83-87 (85.63±1.20)	0.93±0.11 ^{Ba}	0.81±0.11 ^{Bb}	0.52±0.09 ^{Bc}
88-92 (89.70±1.44)	1.13±0.15 ^{Aa}	0.94±0.12 ^{Ab}	0.59±0.10 ^{Ac}
Water (% (w/w of decanter cake))			
78-82 (80.48±1.48)	47.76±2.23 ^{Bb}	39.36±5.31 ^{Bc}	51.85±4.88 ^{Aa}
83-87 (85.63±1.20)	57.04±2.28 ^{Aa}	46.67±4.46 ^{Ab}	36.06±5.95 ^{Cc}
88-92 (89.70±1.44)	47.52±3.36 ^{Ba}	47.34±8.81 ^{Aa}	41.49±4.96 ^{Bb}
Solid (% (w/w of decanter cake))			
78-82 (80.48±1.48)	51.34±2.23 ^{Ab}	59.65±5.30 ^{Aa}	47.60±4.89 ^{Cc}
83-87 (85.63±1.20)	42.02±2.33 ^{Bc}	52.52±4.43 ^{Bb}	63.42±5.94 ^{Aa}
88-92 (89.70±1.44)	51.35±3.40 ^{Ab}	51.73±8.82 ^{Bb}	57.92±4.96 ^{Ba}

Mean \pm SD from 9 replicates.

^{A,B} different letters in the same column indicate significant differences ($p < 0.05$)

^{a,b,c} different letters in the same row indicate significant differences ($p < 0.05$)

กรดไขมันอิสระ

ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน พบว่า อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ไม่มีผลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) ส่วนอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค22) (ตารางที่ 13) และพบว่าแต่ละระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามตารางที่ 5 มีความแตกต่างกัน (ตารางผนวก ค23) โดยพบว่าเมื่ออุณหภูมิของน้ำสลัดจ์สูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันมีแนวโน้มเพิ่มขึ้น ทั้งนี้เนื่องจากอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่ขึ้นอยู่กับปริมาณน้ำสลัดจ์ ถ้าน้ำสลัดจ์มีปริมาณมากอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์จะสูงขึ้นแต่ถ้าปริมาณน้ำสลัดจ์มีปริมาณน้อยอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ก็จะต่ำลง ในขณะเดียวกันมีการกักเก็บน้ำสลัดจ์ไว้ในถังพักในระยะเวลาหนึ่งทั้งก่อนเริ่มการทำงานและขณะกำลังล้างทำความสะอาดภายในเครื่องดีแคนเตอร์ในระหว่างการทำงานและยังคงจ่ายไอน้ำเข้าถังพักอย่างต่อเนื่อง ซึ่งการเหวี่ยงแยกที่ใช้เวลานานเกินไปจะทำให้มีโอกาสเกิดกรดไขมันอิสระขึ้นได้ (พรชัย เหลืองอาภาพงศ์, 2549) เมื่อเทียบกับเกณฑ์คุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบเกรด เอ ตามที่สำนักส่งเสริมการค้าสินค้าเกษตร (2554) ได้ระบุกรดไขมันอิสระไม่เกินร้อยละ 5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ ซึ่งทุกชุดการทดลองอยู่ในเกณฑ์ที่กำหนด ดังนั้นผลของปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันตามชุดการทดลองจึงไม่ส่งผลกระทบต่อคุณภาพน้ำมันปาล์มดิบ

ตารางที่ 13 ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนของน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Temperature ($^{\circ}\text{C}$) design (actual)	Flow rate (m^3) design (actual)		
	10-11 (10.66 \pm 0.44)	12-13 (12.23 \pm 0.26)	14-15 (14.20 \pm 0.25)
	% (w/w) of oil		
78-82 (80.48 \pm 1.48)	1.81 \pm 0.12 ^{Cb}	1.89 \pm 0.11 ^{Bb}	2.16 \pm 0.46 ^{Aa}
83-87 (85.63 \pm 1.20)	1.77 \pm 0.16 ^{Ab}	2.11 \pm 0.14 ^{Aa}	2.18 \pm 0.09 ^{Bc}
88-92 (89.70 \pm 1.44)	1.76 \pm 0.20 ^{Ba}	2.38 \pm 0.40 ^{Cb}	2.60 \pm 0.24 ^{Aa}

Mean \pm SD from 27 replicates.

^{A,B,C} different letters in the same column indicate significant differences ($p < 0.05$)

^{a,b,c} different letters in the same row indicate significant differences ($p < 0.05$)

3.3 การวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมในขั้นตอนการเหยียงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ โดยมี อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เป็นตัวแปรต้น (Independent variable) ใน ส่วนของตัวแปรตาม (Dependent variable) ได้แก่ ปริมาณน้ำมัน ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งใน ส่วนน้ำมัน ในส่วนน้ำทิ้ง ในส่วนตีแคนเตอร์เค้ก และปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนของน้ำมันหลังการ เหยียงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ เนื่องจากตัวแปรตามบางตัวไม่ตอบสนองต่อการเปลี่ยนแปลงของตัว แปรต้นทั้งสองตัวและไม่ใช่ตัวแปรตามที่ใช้เป็นตัวชี้วัดประสิทธิภาพในขั้นตอนการเหยียงแยกโดยตรง ดังนั้นจึงทำการคัดเลือกตัวแปรตามโดยอาศัยผลจากการวิเคราะห์ความแปรปรวนและเปรียบเทียบ ความแตกต่างด้วยวิธี Duncan's Multiple Range Test (DMRT) จากตารางที่ 9-13 ร่วมกับการ พิจารณาถึงผลที่แสดงออกในเชิงปริมาณและคุณภาพของน้ำมันที่แยกได้ พบว่าตัวแปรตามที่ผ่านการ คัดเลือก คือ ปริมาณน้ำมัน ปริมาณน้ำมันและปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนของน้ำมัน จากนั้นทำ การวิเคราะห์ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป Statistica 13.2 เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสม โดยกำหนดให้แกน ตั้งและแกนนอนของแผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองเป็นตัวแปรต้น ส่วนพื้นที่ในแผนภาพแต่ละสี่เหลี่ยม แสดง ปริมาณที่แตกต่างกันในแต่ละตัวแปรตามที่ถูกเลือกไว้โดยมีเส้นเป็นตัวแบ่ง ซึ่งมีรายละเอียด ดังนี้

1) ปริมาณน้ำมัน

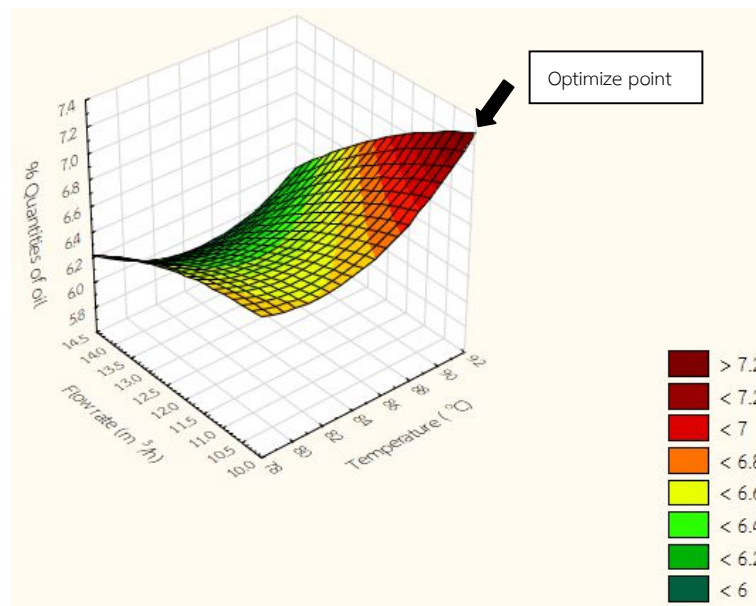
เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหยียงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ เพิ่มขึ้น ส่วนอัตราการไหลที่สูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันที่แยกได้ลดน้อยลง สามารถแสดง ความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อปริมาณน้ำมันในรูปของ สมการเชิงคณิตศาสตร์ที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป Statistica 13.2 ดังแสดงใน ตารางที่ 14 และเมื่อวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมโดยกำหนดเงื่อนไขที่ทำให้ได้ปริมาณน้ำมันมาก ที่สุด ตำแหน่งที่ได้ คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 92°C และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 10 ลบ.ม./ชม. ได้ปริมาณน้ำมันเท่ากับร้อยละ 7.30 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ (ภาพที่ 10) ซึ่งตรงกับชุดการ ทดลองที่ 7 (ตารางที่ 9)

ตารางที่ 14 สมการเชิงคณิตศาสตร์ของปริมาณน้ำมันรวม ปริมาณน้ำมันและกรดไขมันอิสระในส่วนของน้ำมัน

Dependent variable (%)	Equations
Quantities of oil (Y_1)	$37.5788-0.9018x_1+1.1939x_2+0.0062x_1^2-0.0102x_1x_2-0.0203x_2^2$
Oil in the oil (Y_2)	$120.2686-0.4571x_1-0.6505x_2+0.0027x_1^2+0.0012x_1x_2+0.0273x_2^2$
Free fatty acid in the oil (Y_3)	$45.2053-1.121x_1+0.3x_2+0.0062x_1^2+0.0084x_1x_2-0.0348x_2^2$

x_1 = temperature

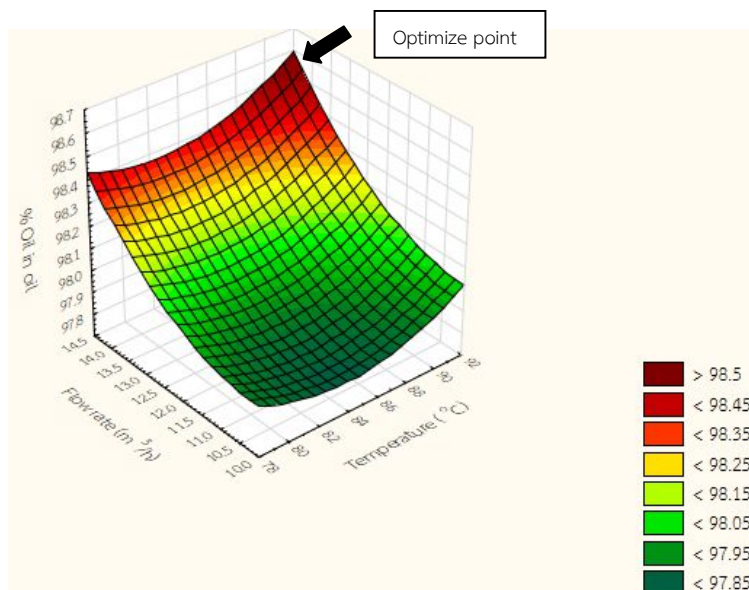
x_2 = flow rate



ภาพที่ 10 แผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

2) ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมัน

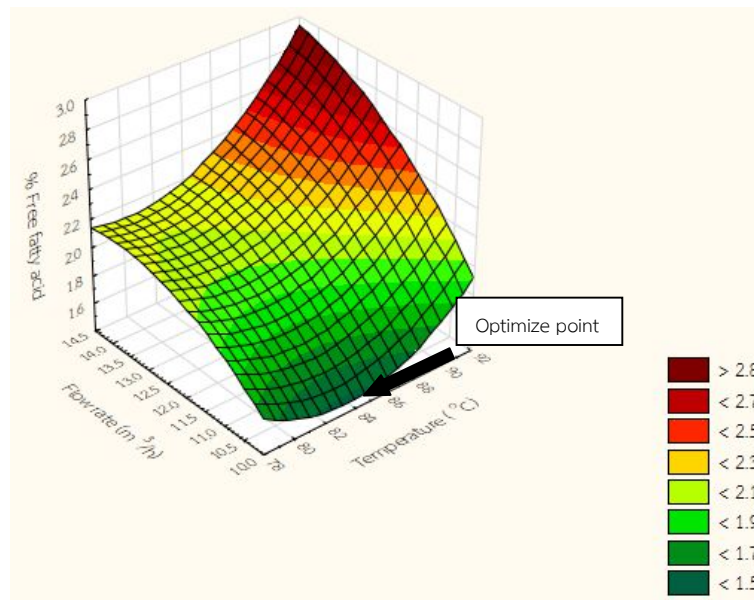
จากแผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ พบว่าการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิไม่มีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมัน ในขณะที่อัตราการไหลที่สูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันสูงขึ้นด้วย สามารถแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันในรูปของสมการเชิงคณิตศาสตร์ที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป Statistica 13.2 ดังแสดงในตารางที่ 14 และเมื่อวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมโดยกำหนดเงื่อนไขที่ทำให้ได้ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันมากที่สุด ตำแหน่งที่ได้ คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 92 °ซ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 14.5 ลบ.ม./ชม. (ภาพที่ 11) ทำให้ได้ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันเท่ากับร้อยละ 98.60 โดยน้ำหนักน้ำมัน ซึ่งตรงกับชุดการทดลองที่ 9 (ตารางที่ 9)



ภาพที่ 11 แผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

3) ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน

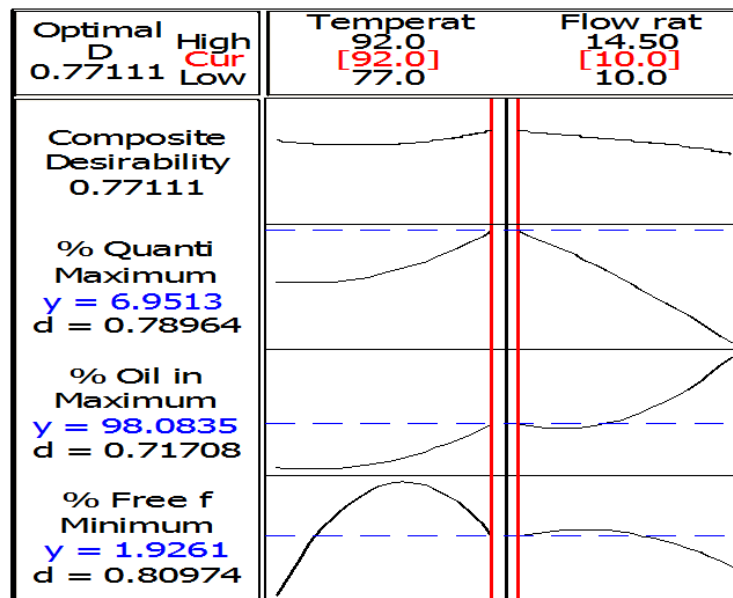
เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันสูงขึ้น ส่วนอัตราการไหลที่เปลี่ยนแปลงไปไม่มีผลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน แต่ปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน จากภาพที่ 12 สามารถแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันในรูปแบบของสมการเชิงคณิตศาสตร์ที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป Statistica 13.2 ดังแสดงในตารางที่ 14 และเมื่อทำการวิเคราะห์หาสถานะที่เหมาะสมโดยกำหนดเงื่อนไขที่ทำให้ได้ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันน้อยที่สุด ตำแหน่งที่ได้ คือ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 84 °ซ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 10.25 ลบ.ม./ชม. (ภาพที่ 12) ทำให้ได้ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันเท่ากับร้อยละ 1.44 โดยน้ำหนักน้ำมัน ซึ่งตรงกับชุดการทดลองที่ 4 (ตารางที่ 9)



ภาพที่ 12 แผนภาพพื้นที่ผิวตอบสนองของปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

การวิเคราะห์ค่าความพึงพอใจโดยรวม (Overall desirability: D)

จากการวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมจากตัวแปรตามทั้ง 3 ได้แก่ ปริมาณน้ำมัน ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมัน และปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน โดยกำหนดเงื่อนไข คือ ให้ได้ ปริมาณน้ำมันและปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันมากที่สุด ส่วนปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันน้อยที่สุด พบว่าจุดที่เหมาะสมของแต่ละตัวแปรตามเกิดขึ้นที่สภาวะของการเหวี่ยงแยกที่แตกต่างกัน (ภาพที่ 10-12) ทำให้ไม่สามารถคัดเลือกสภาวะที่เหมาะสมตามต้องการได้ ดังนั้นจำเป็นต้องทำการหาสภาวะที่เหมาะสมโดยรวม นั่นคือ ค่าความพึงพอใจโดยรวม โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Minitab 16 โดยใช้ชุดข้อมูลเดียวกับการวิเคราะห์สภาวะที่เหมาะสม ได้ผลดังแสดงในภาพที่ 13 ซึ่งพบว่าที่ อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกมีค่าอยู่ที่ 92 °ซ และ 10 ลบ.ม./ชม. ตามลำดับ ซึ่งตรงกับชุดการทดลองที่ 7 เป็นสภาวะที่เหมาะสมโดยรวม และคาดว่า การใช้สภาวะดังกล่าว ทำให้ได้ปริมาณน้ำมันเท่ากับร้อยละ 6.95 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ มีความพึงพอใจเท่ากับ 0.79 ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันเท่ากับ ร้อยละ 98.08 โดยน้ำหนักน้ำมัน มีความพึงพอใจเท่ากับ 0.72 และปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันเท่ากับร้อยละ 1.93 โดยน้ำหนักน้ำมัน มีความพึงพอใจเท่ากับ 0.81 และมีค่าความพึงพอใจโดยรวมเท่ากับ 0.77



ภาพที่ 13 ผลการวิเคราะห์ค่าความพึงพอใจโดยรวมของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ในการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

4. การเปรียบเทียบผลการดำเนินงานในสภาวะปัจจุบันของโรงงานกรณีศึกษากับสภาวะที่คัดเลือก

เมื่อทำการทดลองเปรียบเทียบชุดการทดลองในสภาวะที่ผ่านการคัดเลือกกว่าเหมาะสม คือ สภาวะอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ 92 °ซ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 10 ลบ.ม./ชม. กับชุดการทดลองสภาวะควบคุมซึ่งเป็นสภาวะที่โรงงานฯ ใช้อยู่ในปัจจุบัน คืออุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ 85 °ซ และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 12 ลบ.ม./ชม. โดยใช้น้ำสลัดจ์ชุดเดียวกัน พร้อมทั้งเปรียบเทียบสมบัติและคุณภาพของน้ำมันที่ออกจากเครื่องดีแคนเตอร์ ได้ผลดังนี้

สมบัติเบื้องต้นของน้ำสลัดจ์ พบว่า มีองค์ประกอบของน้ำมัน น้ำ และของแข็ง ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) (ตารางผนวก ค24) โดยประกอบด้วยน้ำมัน ร้อยละ 5.39-5.41 โดยน้ำหนัก น้ำสลัดจ์ ดังแสดงในตารางที่ 15 ส่วนปริมาณน้ำ และของแข็ง มีปริมาณเท่ากับร้อยละ 42.02-42.94 และ 51.54-51.91 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ตามลำดับ

ตารางที่ 15 ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในน้ำสลัดจ์ก่อนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ที่ใช้ในการเปรียบเทียบผลการดำเนินงานก่อนและหลังการปรับปรุง

Treatment	Temperature (°C)	Flow rate (m ³ /h)	% (w/w) of sludge		
			Oil	Water	Solid
Control	85	12	5.41±0.47	42.94±4.45	51.54±4.49
Selected	92	10	5.39±0.38	42.02±3.61	51.91±3.96

Mean ± SD from 27 replicates.

ส่วนปริมาณน้ำมัน, น้ำ และของแข็งในส่วนน้ำมันของชุดการทดลองที่คัดเลือกกับชุดควบคุมที่ใช้ปัจจุบันมีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p > 0.05$) ส่วนปริมาณน้ำมันและกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ($p < 0.05$) (ตารางผนวก ค25) ดังแสดงในตารางที่ 16 ปริมาณน้ำมันจากสภาวะที่คัดเลือกมีค่าสูงกว่าสภาวะการทำงานในปัจจุบันของโรงงานฯ ซึ่งปริมาณของน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์มีค่าแตกต่างกันเท่ากับร้อยละ 0.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ทั้งนี้อาจเป็นเพราะอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ที่ได้จากการวิเคราะห์สูงกว่าและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่ได้จากการวิเคราะห์ต่ำกว่าสภาวะการทำงานในปัจจุบันของโรงงานฯ ซึ่งสอดคล้องกับผลด้านปริมาณน้ำมันในข้อ 3.2 ส่วนปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันที่ผ่านการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรมสำเร็จรูปมีค่าสูงกว่าสภาวะการทำงานในปัจจุบันของโรงงานฯ เช่นกัน ซึ่งปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์มีค่าแตกต่างกันเท่ากับร้อยละ 0.26 โดยน้ำหนักน้ำมัน (ตารางที่ 16) ทั้งนี้อาจเป็นเพราะอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ที่ได้จากการวิเคราะห์สูงกว่า พร้อมกับอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่ได้จากการวิเคราะห์ต่ำกว่าสภาวะการทำงานในปัจจุบันของโรงงานฯ ซึ่งสอดคล้องกับผลด้านคุณภาพในส่วนของปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันในข้อ 3.2

ตารางที่ 16 เปรียบเทียบผลการดำเนินงานก่อนและหลังการปรับปรุงสภาวะการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Dependent variable	Temperature (°C), Flow rate (m ³ /h)		Difference*
	Control condition (85, 12)	Selected optimize condition (92, 10)	
	(% (w/w) of sludge)		
Quantities of oil	6.43±0.13 ^b	7.09±0.21 ^a	+0.66
Composition in the oil	(% (w/w) of oil)		
Oil	97.98±0.17 ^{NS}	97.93±0.26 ^{NS}	-0.05
Water	0.87±0.26 ^{NS}	0.84±0.37 ^{NS}	-0.03
Solid	1.15±0.36 ^{NS}	1.22±0.51 ^{NS}	+0.07
Free fatty acid	1.87±0.13 ^b	2.13±0.06 ^a	+0.26

Mean ± SD from 27 replicates.

^{a,b,c} different letters in the same row indicate significantly differences (p<0.05)

^{NS} non significantly differences (p>0.05) in the same row

* Difference in dependent variable between selected optimize condition and control condition

น้ำสลัดจ์ที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ ทำให้ได้ ปริมาณน้ำมันเท่ากับร้อยละ 7.09 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ เพิ่มขึ้นจากเดิมเท่ากับร้อยละ 0.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ปริมาณน้ำมัน และน้ำในส่วนน้ำมันมีค่าเท่ากับ 97.93 และ 0.84 โดยน้ำหนักน้ำมัน ตามลำดับ ซึ่งน้อยกว่าเดิมเท่ากับร้อยละ 0.05 และ 0.03 โดยน้ำหนักน้ำมัน ส่วนปริมาณของแข็งและปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันมีค่าเท่ากับ 1.22 และ 2.13 โดยน้ำหนักน้ำมัน ซึ่งเพิ่มขึ้นจากเดิมร้อยละ 0.07 และ 0.26 โดยน้ำหนักน้ำมัน ตามลำดับ

5. ประสิทธิภาพของการเหวี่ยงแยก กำลังการผลิต และผลตอบแทน

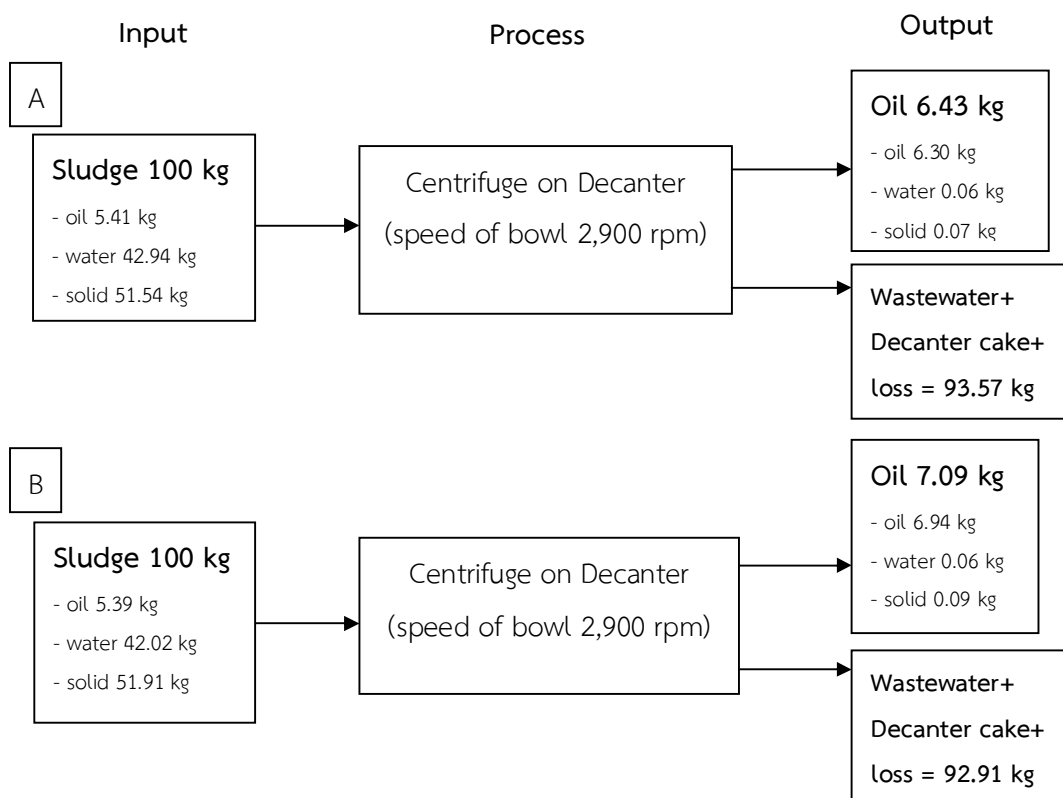
จากผลการทดลองปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ และการวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมด้วยโปรแกรมสำเร็จรูป จนสามารถสรุปสภาวะอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่เหมาะสมได้ คือ 92 °ซ และ 10 ลบ.ม./ชม. ตามลำดับ ปริมาณและคุณภาพของน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกทั้งสองสภาวะ ดังแสดงในตารางที่ 16 เมื่อพิจารณาเปรียบเทียบในเชิงปริมาณ

โดยนำค่าปริมาณน้ำมันก่อนและหลังการปรับปรุง มาประเมินประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยกเป็นร้อยละของน้ำมันโดยน้ำหนักของน้ำสลัดจ์ สามารถคำนวณได้ดังนี้

$$\text{ประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยก} = \frac{7.09 - 6.43}{6.43} \times 100 = 10.26 \%$$

ดังนั้นความสามารถของการเหวี่ยงแยกในเชิงปริมาณ จากสถานะที่คัดเลือกได้เพิ่มขึ้นจากสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ เท่ากับร้อยละ 10.26 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์

การพิจารณากำล้างการผลิตเชิงปริมาณของน้ำสลัดจ์จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ ที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ภายใต้สถานะปัจจุบันของโรงงานฯ และสถานะที่คัดเลือก โดยแสดงสมดุลมวลของทั้งสองกรณีได้ดังภาพที่ 14



ภาพที่ 14 สมดุลมวลในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกน้ำสลัดจ์จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ ภายใต้สถานะปัจจุบันของโรงงานกรณีศึกษา [A] และสถานะที่คัดเลือก [B]

ภายใต้สภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ พบว่าเมื่อปริมาณน้ำสลัดจ์เข้าสู่เครื่องตีแคนเตอร์ 100 กก. สามารถเหวี่ยงแยกได้ปริมาณน้ำมันเท่ากับ 6.43 กก. และมีของเหลือทิ้งรวมกับของที่สูญเสียเกิดขึ้นเท่ากับ 93.57 กก. ส่วนที่สภาวะที่คัดเลือก พบว่าปริมาณน้ำมันที่เหวี่ยงแยกได้จากเครื่องตีแคนเตอร์เท่ากับ 7.09 กก. และมีของเหลือทิ้งรวมกับของที่สูญเสียเกิดขึ้นเท่ากับ 92.91 กก. ดังนั้นปริมาณน้ำมันที่เหวี่ยงแยกได้จากน้ำสลัดจ์ 100 กก. ที่สภาวะที่คัดเลือกมากกว่าสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ 0.66 กก. เมื่อพิจารณาผลตอบแทนเชิงเศรษฐศาสตร์ โดยพิจารณาจากข้อมูลราคากลางของการซื้อขายน้ำมันปาล์มดิบของธนาคารแห่งประเทศไทย (2560) มีค่าเฉลี่ยอยู่ที่ 24.88 บาท/กก. ดังนั้นเมื่อปริมาณน้ำมันในสภาวะที่คัดเลือกสูงขึ้น 0.66 กก. สามารถคิดเป็นผลตอบแทน 16.42 บาท จากน้ำสลัดจ์ 100 กก. หรือ 164.20 บาท จากน้ำสลัดจ์ 1 ตัน จากข้อมูลในช่วงเวลาที่ทำการศึกษา (พฤศจิกายน 2558-กุมภาพันธ์ 2559) พบว่ามีปริมาณทะลายปาล์มสดเข้าโรงงานฯ จำนวน 207,099.09 กก./วัน สามารถคำนวณเป็นปริมาณน้ำสลัดจ์ได้เท่ากับ 93,194.59 กก./วัน เนื่องจากรายงานการเกิดน้ำสลัดจ์ในกระบวนการบดน้ำมันปาล์มดิบแบบใช้น้ำมันที่มีปริมาณเท่ากับ ร้อยละ 45 โดยน้ำหนักทะลายปาล์มสด (Chavalparit และคณะ, 2006) ดังนั้นเมื่อเปรียบเทียบระหว่างสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ กับสภาวะที่คัดเลือก พบว่าสภาวะที่คัดเลือกสามารถผลิตน้ำมันมากกว่าสภาวะปัจจุบัน เท่ากับ $6,607.50 - 5,992.41 = 615.09$ กก./วัน สามารถคิดเป็นจำนวนเงินเท่ากับ $615.09 \times 24.88 = 15,303.44$ บาท/วัน (ภาคผนวก ง)

สำหรับต้นทุนด้านพลังงานที่เกี่ยวข้องกับการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ประกอบด้วยส่วนของพลังงานความร้อนในการเพิ่มอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ด้วยไอน้ำ โดยทางโรงงานฯ ได้ใช้เส้นใยจากทะลายปาล์มเป็นเชื้อเพลิง เท่ากับร้อยละ 6.28 โดยน้ำหนักทะลายปาล์มสด ทั้งนี้ปริมาณน้ำหนักทะลายปาล์มสดเฉลี่ยเท่ากับ 5,384,576.25 กก./เดือน ดังนั้นปริมาณเส้นใยที่ใช้ทั้งหมดในโรงงานฯ เท่ากับ 0.40 กก./วินาที ซึ่งเป็นเส้นใยที่ใช้ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 0.05 กก./วินาที (ภาคผนวก จ) เมื่อเปรียบเทียบการเหวี่ยงแยกปริมาณน้ำสลัดจ์ 100 กก. สำหรับสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ ที่สภาวะอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ คือ 85 °ซ และ 12 ลบ.ม./ชม. ใช้เวลาในการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 30 วินาที ใช้เส้นใยเท่ากับ 1.5 กก. ส่วนสภาวะที่คัดเลือก คือ อุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ที่ 92 °ซ และ 10 ลบ.ม./ชม. ใช้เวลาในการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 36 วินาที ใช้ปริมาณเส้นใยเท่ากับ 1.8 กก. แม้ว่าจะใช้ปริมาณเส้นใยที่มากกว่าเพื่อทำให้อุณหภูมิสูงขึ้น แต่ไม่ส่งผลกระทบต่อเชิงเศรษฐศาสตร์ เพราะเส้นใยปาล์มเป็นของเหลือทิ้งของโรงงานฯ จึงไม่มีค่าใช้จ่ายใดๆ ด้านอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ลดลงจากสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ 2 ลบ.ม./ชม. อาจส่งผลให้ใช้เวลาเพิ่มขึ้น แต่เนื่องจากมีถึงพักน้ำสลัดจ์สำหรับรองรับน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์ในกรณีที่มีการผลิตเพิ่มขึ้น ดังนั้นจึงไม่ส่งผลกระทบต่อการทำงานของขั้นตอนดังกล่าว

ส่วนต้นทุนค่าไฟฟ้าของสภาวะที่คัดเลือกเทียบกับสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ พบว่าวันจันทร์-วันศุกร์ สภาวะคัดเลือกจะเสียค่าไฟฟ้ามากกว่าสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ เท่ากับ $47,283.92 - 45,546.20 = 1,737.72$ บาท/วัน (ตารางผนวก จ4) แต่สภาวะที่คัดเลือกได้ปริมาณน้ำมันที่มากกว่าคิดเป็นเงิน 15,303.44 บาท/วัน (จากน้ำมันที่เหวี่ยงแยกได้มากกว่า 615.09 กก.) ฉะนั้นโอกาสที่โรงงานฯ จะได้กำไรจากการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามสภาวะที่คัดเลือก เท่ากับ $15,303.44 - 1,737.72 = 13,565.72$ บาท/วัน

ส่วนการทำงานที่เป็นวันเสาร์ พบว่าสภาวะที่คัดเลือกเสียค่าไฟฟ้ามากกว่าสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ เท่ากับ $39,392.50 - 38,984.52 = 407.98$ บาท/วัน (ตารางผนวก จ4) โดยได้ปริมาณน้ำมันที่มากกว่า คิดเป็นเงิน 15,303.44 บาท/วัน ดังนั้นโอกาสที่โรงงานฯ จะได้กำไรจากการปรับเปลี่ยนอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ตามสภาวะที่คัดเลือก เท่ากับ $15,303.44 - 407.98 = 14,895.46$ บาท/วัน

หากคำนวณจากวันทำงานจริง ซึ่งมีวันทำงานที่เป็นวันจันทร์-วันศุกร์ 22 วัน และวันเสาร์อีก 4 วัน รวมวันทำงานในหนึ่งเดือน 26 วัน จะได้กำไรเท่ากับ $(13,565.72 \times 22) + (14,895.46 \times 4) = 358,027.68$ บาท/เดือน เมื่อคำนวณจากปริมาณน้ำสลัดจ์ที่เกิดขึ้นปริมาณ 93,194.59 กก./วัน หรือประมาณ 93.20 ตัน/วัน พบว่าจะได้กำไรเท่ากับ $(358,027.68/26/93.20) = 147.75$ บาท/น้ำสลัดจ์ 1 ตัน หรือ 358,027.68 บาท/เดือน หรือ 4,296,332.16 บาท/ปี

ดังนั้นจากงานวิจัยนี้ พบว่าประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยก กำลังการผลิต และผลตอบแทนของสภาวะในการเหวี่ยงแยกน้ำมันออกจากน้ำสลัดจ์ด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ ด้วยสภาวะที่คัดเลือกแตกต่างจากสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ คือ ประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยกเพิ่มขึ้นจากเดิมเท่ากับร้อยละ 10.26 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ปริมาณน้ำมันที่เหวี่ยงแยกได้เพิ่มขึ้นจากเดิมเท่ากับร้อยละ 0.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ หรือ 6.6 กก.ต่อน้ำสลัดจ์ 1 ตัน และแม้ว่าสภาวะที่คัดเลือกจะเสียค่าไฟฟ้าที่สูงกว่าสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ แต่ได้รับผลตอบแทนเพิ่มขึ้นจากเดิม 147.75 บาทต่อน้ำสลัดจ์ 1 ตัน หรือ 358,027.68 บาท/เดือน หรือ 4,296,332.16 บาท/ปี

สำหรับคุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบที่แยกได้จากน้ำสลัดจ์ภายใต้สภาวะที่คัดเลือกมีปริมาณน้ำและของแข็ง เท่ากับ 0.84 และ 1.22 โดยน้ำหนักน้ำมัน ตามลำดับ ซึ่งเกินเกณฑ์คุณภาพตามที่สำนักส่งเสริมการค้าสินค้าเกษตร (2554) กำหนด แต่เนื่องจากขั้นตอนการเหวี่ยงแยกยังไม่ใช้ขั้นตอนสุดท้ายของกระบวนการผลิต เมื่อนำไปผ่านขั้นตอนการตกตะกอนและกำจัดความชื้นในขั้นตอนถัดไป มีผลทำให้น้ำมันปาล์มดิบที่ได้มีคุณภาพที่สามารถอยู่ในเกณฑ์น้ำมันปาล์มดิบเกรดเอได้ ส่วนปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันเท่ากับร้อยละ 2.13 โดยน้ำหนักน้ำมัน ที่เพิ่มขึ้นจากสภาวะเดิมของโรงงานฯ แต่ยังคงอยู่ในเกณฑ์คุณภาพการเป็นน้ำมันปาล์มดิบเกรดเอ จึงถือว่าไม่ส่งผลกระทบต่อ

คุณภาพน้ำมัน นอกจากนี้ยังมีปัจจัยอื่นที่ส่งผลต่อคุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบ ได้แก่ ปัจจัยในแปลงปลูก เช่น พันธุ์ปาล์มน้ำมัน อายุของต้นปาล์ม สภาพแวดล้อม วิธีการเก็บเกี่ยวทะลายปาล์ม การได้รับแรงกระแทกทางกายภาพ เชื้อจุลินทรีย์ และระยะเวลาเก็บเกี่ยวจนถึงโรงงานสกัด ส่วนปัจจัยในโรงงาน เช่น ระยะเวลาจากการรับวัตถุดิบถึงการอบไอน้ำ ประสิทธิภาพในการนึ่ง การนวดทะลายปาล์มนึ่ง การสกัดน้ำมัน การกรอง การเหวี่ยงแยก การแยกน้ำ การจัดเก็บ และการขนส่งน้ำมันปาล์มดิบไปจำหน่าย (พรชัย เหลืองอาภาวงศ์, 2549) คุณภาพของวัตถุดิบจัดว่าเป็นปัจจัยสำคัญที่ก่อให้เกิดการสร้างกรดไขมันอิสระ ดังนั้นในการยับยั้งการสร้างกรดไขมันอิสระจำเป็นต้องพิจารณาคุณภาพของวัตถุดิบด้วยเช่นกัน

บทที่ 4

บทสรุปและข้อเสนอแนะ

การศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบของโรงงานกรณีศึกษา ประกอบด้วยข้อมูลเบื้องต้น ปริมาณผลผลิตและสมบัติของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องเหวี่ยงแยก การทดลองผลของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อปริมาณและคุณภาพของน้ำมันหลังการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ การวิเคราะห์สภาวะที่เหมาะสมในการเหวี่ยงแยก ประสิทธิภาพของการเหวี่ยงแยก สรุปผลได้ดังนี้

1. ปริมาณผลผลิตในกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม ได้แก่ น้ำมันปาล์มดิบ เมล็ดใน และทะลายเปล่า มีค่าเฉลี่ยเท่ากับร้อยละ 17.94, 4.44 และ 21.68 โดยน้ำหนักทะลายปาล์มสด ตามลำดับ สมบัติเบื้องต้นของน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องดีแคนเตอร์พบว่ามีสัดส่วนของน้ำมัน น้ำ และของแข็งอยู่ในช่วงร้อยละ 5.00-5.89, 30.33-54.55 และ 40.00-64.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ตามลำดับ

2. ผลของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อปริมาณของน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยก พบว่า อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมไปถึงปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณน้ำมัน คือ เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์มีค่าเพิ่มขึ้น ส่วนอัตราการไหลที่สูงขึ้นส่งผลต่อปริมาณน้ำมันที่แยกได้ลดน้อยลง

3. ผลของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อคุณภาพของส่วนที่แยกได้จากเครื่องดีแคนเตอร์ ประกอบด้วย น้ำมัน น้ำทิ้ง และ ดีแคนเตอร์เค้ก พบว่า

3.1 เมื่ออัตราการไหลสูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันเพิ่มขึ้น ส่วนอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัยไม่มีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมัน เช่นเดียวกับปริมาณน้ำในส่วนน้ำมัน แต่ปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัยส่งผลต่อปริมาณน้ำในส่วนน้ำมัน ส่วนปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมัน พบว่า อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์มีผลต่อปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมัน แต่อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัยไม่มีผลต่อปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมัน

3.2 อุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ รวมถึงปัจจัยร่วมของทั้งสองปัจจัยไม่มีผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้ง แต่มีผลต่อปริมาณน้ำและของแข็งในส่วนน้ำทิ้ง

3.3 ผลของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ และผลร่วมของทั้งสองปัจจัยต่อคุณภาพของดีแคนเตอร์เค้ก พบว่า ส่งผลต่อปริมาณน้ำมันในส่วนดีแคนเตอร์เค้ก ส่วนผลต่อปริมาณน้ำและของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้ก พบว่าไม่มีผล แต่อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์รวมถึงปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณน้ำและของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้ก

4. ผลของอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยก พบว่า อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ไม่มีผลต่อปริมาณกรดไขมัน

อิสระในส่วนน้ำมัน ส่วนอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และปัจจัยร่วมระหว่างทั้งสองปัจจัยมีผลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมัน โดยอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์ที่สูงขึ้นส่งผลให้ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันเพิ่มขึ้น ซึ่งทุกชุดการทดลองอยู่ในเกณฑ์ที่กำหนด คือ ไม่เกินร้อยละ 5 ของปริมาณน้ำมันปาล์มดิบ

5. ผลการหาสภาวะที่เหมาะสมโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Statistica 13.2 ร่วมกับ Minitab 16 พบว่าสภาวะที่เหมาะสมในการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ คืออุณหภูมิของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 92°C และ อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 10 ลบ.ม./ชม. เมื่อทำการทดลองเพื่อยืนยันผล พบว่าปริมาณน้ำมันและปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันมีค่าสูงกว่าการใช้สภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ ส่วนองค์ประกอบน้ำมันและน้ำในส่วนของน้ำมันมีค่าไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ ประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยกมีค่าเพิ่มขึ้นจากเดิมร้อยละ 10.26 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ ปริมาณน้ำมันเพิ่มขึ้นร้อยละ 0.66 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ และแม้ว่าสภาวะที่คัดเลือกจะเสียค่าไฟฟ้าที่สูงกว่าสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ แต่ได้รับผลตอบแทนเพิ่มขึ้นจากเดิม 147.75 บาทต่อน้ำสลัดจ์ 1 ตัน หรือ 358,027.68 บาท/เดือน หรือ 4,296,332.16 บาท/ปี

ข้อเสนอแนะ

ผลการศึกษาวิจัยเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพการเหวี่ยงแยกน้ำมันปาล์มดิบด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ครั้งนี้สามารถใช้เป็นแนวทางในการดำเนินงานของโรงงานกรณีศึกษาต่อไปในอนาคต ซึ่งเป็นการศึกษาเพียงปัจจัยอุณหภูมิของน้ำสลัดจ์และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ ที่มีระดับใกล้เคียงกับสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ หากต้องการเพิ่มประสิทธิภาพให้สูงขึ้นโดยไม่มีผลกระทบต่อการทำงานและคุณภาพของน้ำมันปาล์มดิบ ขอเสนอให้มีการศึกษาระดับของปัจจัยทั้งสองปัจจัยให้กว้างขึ้น รวมถึงการศึกษาปัจจัยอื่นเพิ่มเติม เช่น การควบคุมคุณภาพของวัตถุดิบ เป็นต้น

เอกสารอ้างอิง

- กรมโรงงานอุตสาหกรรม. 2540. คู่มือการจัดการสิ่งแวดล้อมสำหรับอุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม. โรงพิมพ์สำนักเลขาธิการคณะรัฐมนตรี. กรุงเทพมหานคร.
- กรมโรงงานอุตสาหกรรม. 2558. โรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : <http://www.diw.go.th/hawk/content.php?mode=data1search> (1 กุมภาพันธ์ 2558)
- การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค. 2561. อัตราค่าไฟฟ้าจำแนกตามกิจการไฟฟ้า. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : https://esd.pea.co.th/pdf/electricity_rate_58_02.pdf. (5 มิถุนายน 2561)
- กิตติศักดิ์ พลอยพานิชเจริญ. 2545. สถิติสำหรับวิศวกรรม เล่ม 1. พิมพ์ครั้งที่ 4. สำนักพิมพ์สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น). กรุงเทพมหานคร.
- กิตติศักดิ์ พลอยพานิชเจริญ. 2550. หลักการการควบคุมคุณภาพ. พิมพ์ครั้งที่ 1. สำนักพิมพ์สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น). กรุงเทพมหานคร.
- คณะกรรมการกำกับกิจการพลังงาน. 2561. อัตราค่าไฟฟ้าโดยอัตโนมัติ (Ft). (ออนไลน์). สืบค้นจาก : [http://www.erc.or.th/ERCWeb2/Front/StaticPage/StaticPage.aspx?p=186&Tag=%AA%D5%E9%E1%A8%A7%A1%D2%C3%BB%C3%D1%BA%CD%D1%B5%C3%D2%A4%E8%D2%E4%BF%BF%E9%D2%E2%B4%C2%CD%D1%B5%E2%B9%C1%D1%B5%D4%20\(Ft\)&muid=23&prid=114](http://www.erc.or.th/ERCWeb2/Front/StaticPage/StaticPage.aspx?p=186&Tag=%AA%D5%E9%E1%A8%A7%A1%D2%C3%BB%C3%D1%BA%CD%D1%B5%C3%D2%A4%E8%D2%E4%BF%BF%E9%D2%E2%B4%C2%CD%D1%B5%E2%B9%C1%D1%B5%D4%20(Ft)&muid=23&prid=114) (5 มิถุนายน 2561)
- จณัญญา เลิศคารม. 2555. การเพิ่มประสิทธิภาพเชิงนิเวศเศรษฐกิจของกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มดิบด้วยเทคโนโลยีสะอาด. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- ชนิทร พรนภดล. 2550. การวิเคราะห์และออกแบบตู้ขึ้นปาล์ม. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- ชัยรัช ไหมเจริญ. 2546. การเพิ่มประสิทธิภาพการผลิตน้ำมันรำข้าวด้วยวิธีการออกแบบการทดลองกรณีศึกษา: โรงงานสกัดน้ำมันรำข้าว. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.
- ธนวัฒน์ ฉลาดสกุล. 2552. หลักการคิดค่าไฟฟ้า. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : http://www.tpa.or.th/publisher/pdfFileDownloadS/tn208_A_p70-73.pdf (16 มิถุนายน 2561)
- ชนะวิทย์ ทองวิเชียร และ เฉลิม แก้วจันทร์. 2554. เครื่องหีบปาล์มน้ำมันแบบเกลียวอัด. การประชุมวิชาการครุศาสตร์อุตสาหกรรมระดับชาติ ครั้งที่ 4. ณ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ. 7 - 8 กรกฎาคม 2554. หน้า 185 - 189.

- ธนาคารแห่งประเทศไทย. 2560. ผลผลิตอุตสาหกรรมสำคัญในภาคใต้. (ออนไลน์). สืบค้นจาก :
<http://www2.bot.or.th/statistics/BOTWEBSTAT.aspx?reportID=590&language=TH> (3 กรกฎาคม 2560)
- ธรรมศักดิ์ พันธุ์แสนศรี และ ฉัญญรัตน์ เชื้อสะอาด. 2551. การพัฒนาและทดสอบเครื่องสกัดน้ำมัน
 สบู่ดำด้วยระบบอัดแก๊ส. รายงานผลการวิจัย. มหาวิทยาลัยแม่โจ้.
- ธีระพงศ์ จันทรมนิม. 2553. ลักษณะทางพฤกษศาสตร์ของปาล์มน้ำมัน. เอกสารเผยแพร่ของสถาน
 วิจัยพืชกรรมปาล์มน้ำมัน. คณะทรัพยากรธรรมชาติ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- ธีระ เอกสมทราเมษฐ์, ชัยรัตน์ นิลนนท์, ธีระพงศ์ จันทรมนิม, ประกิจ ทองคำ และสมเกียรติ สีสนอง.
 2548. เส้นทางสู่ความสำเร็จการผลิตปาล์มน้ำมัน. คณะทรัพยากรธรรมชาติ
 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- บุญญาวัฒน์ อยู่สุข. 2557. การทดสอบคุณภาพน้ำมันปาล์มดิบ. (ออนไลน์). สืบค้นจาก :
http://www.nstda.or.th/nac2014/download/presentation/1April/06_Boonyawan.pdf (10 ตุลาคม 2558)
- ปัญญา แดงวิลักษณ์. 2553. การพัฒนาเครื่องหีบเปลือกปาล์มน้ำมันแบบสกรูเดียวสำหรับกลุ่ม
 เกษตรกร. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 24. ณ
 อุบลราชธานี. 20 - 22 ตุลาคม 2553. หน้า AMM82 - AMM82-8
- พงษ์ธร จิตต์การุณย์. 2554. การเพิ่มผลผลิตในกระบวนการผลิตเต้าหู้ปลา กรณีศึกษา: โรงงาน
 ตัวอย่างในจังหวัดสงขลา. สารนิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต.
 มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- พรชัย เหลืองอากาศพงศ์. 2549. คัมภีร์ปาล์มน้ำมันพืชเศรษฐกิจเพื่อบริโภคและอุปโภค. สำนักพิมพ์
 มติชน. กรุงเทพมหานคร.
- พรรณทิพา ถาวรเลิศรัตน์. 2551. ปรับปรุงประสิทธิภาพในการบรรจุผลิตภัณฑ์ น้ำมันผลไม้ โดย
 ประยุกต์ใช้แนวคิดการผลิตแบบพอเหมาะ กรณีศึกษา: บริษัท เอ - พลัส โลจิสติกส์ แอนด์
 เซอร์วิส จำกัด. สารนิพนธ์บริหารธุรกิจมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- รุ่งนภา พงศ์สวัสดิ์มานิต. 2551. วิศวกรรมอาหาร: หน่วยปฏิบัติการในอุตสาหกรรม. พิมพ์ครั้งที่ 4.
 สำนักพิมพ์มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์. กรุงเทพมหานคร.
- วุฒิพล จันทร์สระคู, ชนกฤต โยธาทูล, ประยูร จันทองอ่อน, กลวัชร ทิมินกุล และพุทธิชนันท์
 จารุวัฒน์. 2556. การทดสอบและพัฒนาเครื่องผลิตผลปาล์มออกจากทะเลปาล์มน้ำมันใน
 เขตภาคตะวันออกเฉียงเหนือ. การประชุมวิชาการสมาคมวิศวกรรมเกษตรแห่งประเทศไทย
 ระดับชาติ ครั้งที่ 14 และระดับนานาชาติ ครั้งที่ 6. ณ โรงแรมหัวหินแกรนด์ แอน พลาซ่า
 จังหวัดประจวบคีรีขันธ์. 1 - 4 เมษายน 2556. หน้า 284 - 288.

- ศักดิ์ดา ปรีชาวัฒน์สกุล. 2550. การเพิ่มประสิทธิภาพการทำงานเครื่องทอผ้าโดยการบำรุงรักษาเชิงป้องกัน. สารนิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ.
- ศุภชัยวิชัยสิทธิ์ไทย. 2556. จากปาล์มน้ำมันสู่น้ำมันปาล์ม. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : www.nstda.or.th/nac2013/download/presentation/.../Kewalin%20.pdf (5 สิงหาคม 2558)
- สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. 2557. ปาล์มน้ำมัน. ว.สถานการณ์สินค้าเกษตรที่สำคัญและแนวโน้ม ปี 2558. 5: 53 – 62.
- สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. 2558. ข้อมูลการผลิตสินค้าเกษตร. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : http://www.oae.go.th/ewt_news.php?nid=13577 (10 มกราคม 2558)
- สำนักส่งเสริมการค้าสินค้าเกษตร. 2554. การผลิต การตลาด ปาล์มน้ำมันปี 2554. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : http://agri.dit.go.th/web_dit_sec4/admin/uploadfiles/multi_files/plame%20for%20you07.pdf (10 ตุลาคม 2558)
- อรัญ หันพงศ์กิตติกุล, พูนสุข ประเสริฐสรทรัพย์, เสาวลักษณ์ จิตรบรรเจิดกุล, กัลยา ศรีสุวรรณ และ วีระศักดิ์ ทองลิ้มปี. 2536. การศึกษาวิธีการแยกน้ำมันจากน้ำทิ้งโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม โครงการย่อย: การศึกษาในห้องปฏิบัติการ. รายงานการวิจัย. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- อัจฉริยา วังวิเศษ และ จิตรา ฐักิจการพานิช. 2554. การลดข้อบกพร่องในกระบวนการปรับแต่งสีของโรงงานผลิตสีผง. ว.วิศวกรรมศาสตร์. 3: 1 - 16.
- Association of official analytical chemists. 1990. Official methods of analysis. AOAC. Washington, DC.
- Chavalparit, O., Rulkens, W. H., Mol, A. P. J. and Khaodhair. 2006. Options for environmental sustainability of the crude palm oil industry in Thailand through enhancement of industrial ecosystems. (Online). Available <http://www.wageningenur.nl/de/Publicatiedetails.htm?publicationId=publication-way-333435363331> (3 August 2015)
- Kramanandita, R., Bantacut, T., Romli, M. and Makmoen, M. 2014. Utilization of palm oil mills waste as source of energy and water in the production process of crude palm oil. Chemistry and Materials Research. 26: 46 - 54.
- Rani, S. N. N. A., Rahim, H. A., Ghazali, R. and Razak, N. A. 2015. Free fatty acid assessment of crude palm oil using a non - destructive approach. International journal of chemical,

nuclear, materials and metallurgical engineering. 8: 58 - 61.

Rupani, P. F., Singh, R. P., Ibrahim, H. M. and Esa, N. 2010. Review of current palm oil mill effluent (POME) treatment methods: vermicomposting as a sustainable practice. World Applied Sciences Journal. 11(1): 70-81.

The Alfa Laval PANX decanter. 2015. PANX decanters for crude palm oil. (Online). Available : <http://www.alfalaval.com/globalassets/documents/products/separation/centrifugal-separators/decanter/panx-decanter-for-crude-palm-oil.pdf> (12 October 2015)

ภาคผนวก




ภาคผนวก ก

กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบของโรงงานกรณีศึกษา


ตารางผนวก ก1 รายละเอียดกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบของโรงงานกรณีศึกษา

ขั้นตอน	รายละเอียด
<p>1. ทะลายปาล์มสด (Fresh fruit brunch)</p> 	<p>เมื่อรถบรรทุกทะลายปาล์มสดผ่านการชั่งน้ำหนักขาเข้า แล้วผ่านไปยังลานเทของโรงงาน เพื่อเทออกจากรถ ในกรณีที่เป็นรถกระบะพนักงานจะใช้เหล็กเกี่ยวทะลายปาล์มสดลงจากรถและเทลงบนลานเท แต่ถ้าเป็นรถบรรทุก จะมีระบบไฮดรอลิกยกกระบะเทลงบนพื้นลานเท จากนั้นพนักงานจะใช้รถแทรกเตอร์กวาดทะลายปาล์มสดที่กองอยู่บนลานเทลงโบกี้ผ่านทางช่องลาดเอียง</p>
<p>ทะลายปาล์มสดเข้าสู่ลานเท</p> <p>2. การลำเลียงทะลายปาล์มลงโบกี้เพื่อเข้าสู่หม้อหนึ่ง (Transportation 1)</p> 	<p>การขนถ่ายทะลายปาล์มสดจากลานเทลงสู่โบกี้ จำนวน 7 โบกี้ต่อการหนึ่ง 1 ชุด ผ่านทางช่องลาดเอียงให้ทะลายปาล์มไหลลงตามแรงโน้มถ่วง พนักงานควบคุมการเปิดปิดช่องลาดเอียงให้เหมาะสม แต่ละโบกี้สามารถบรรจุทะลายปาล์มได้ 7-7.2 ตัน รวมการหนึ่งแต่ละชุดมีจำนวนทะลายปาล์มประมาณ 50 ตัน</p>
<p>โบกี้บรรจุทะลายปาล์มเพื่อเข้าสู่หม้อหนึ่ง</p>  <p>การเคลื่อนย้ายโบกี้เข้าสู่หม้อหนึ่งไอน้ำ</p>	<p>โบกี้ที่บรรจุทะลายปาล์มสดเรียบร้อยแล้วจะเคลื่อนเข้าสู่หม้อหนึ่งไอน้ำ โดยจะเคลื่อนที่ด้วยระบบสายพานมอเตอร์</p>

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
<p>3. การนึ่งทะลายปาล์ม (Sterilization)</p>  <p>หม้อนึ่งไอน้ำ</p>	<p>การนึ่งทะลายปาล์มสดภายใต้สภาวะของโรงงานกรณีศึกษา ดังนี้</p> <p>ช่วงที่ 1 ใช้เวลา 15 นาที เริ่มจากจ่ายไอน้ำจนถึงอุณหภูมิ 130 °ซ ความดัน 2.5-3 บาร์ แล้วถ่ายน้ำออก 1 นาที</p> <p>ช่วงที่ 2 ใช้เวลา 45 นาทีตั้งแต่การเพิ่มอุณหภูมิจาก 130 °ซ ถึง 140 °ซ แล้วนึ่งต่อไปที่ความดัน 3 บาร์ และถ่ายน้ำออก 3 นาที</p> <p>ช่วงที่ 3 ใช้เวลา 30 นาทีที่อุณหภูมิ 140 °ซ ความดัน 3 บาร์ รวมใช้เวลาในการนึ่งทั้งหมด 94 นาที หลังจากกระบวนการนึ่งเสร็จสิ้น พนักงานจะทำการปล่อยไอน้ำออกทางท่อเพื่อลดความดันภายในหม้อนึ่ง หลังจากนั้นพนักงานจะเปิดฝาหม้อนึ่งเพื่อรอลากต่อไป</p>
<p>4. การเคลื่อนย้ายโบกี้ออกจากหม้อนึ่งไอน้ำ (Transportation 2)</p>  <p>โบกี้ออกจากหม้อนึ่งไอน้ำ</p>	<p>โบกี้ที่บรรจุทะลายปาล์มนึ่งจะเคลื่อนตามรางออกจากหม้อนึ่งไอน้ำ โดยจะเคลื่อนที่ด้วยระบบสายพานมอเตอร์</p>
<p>5. การเททะลายปาล์มนึ่ง (Tippling)</p>  <p>เครื่องเททะลายปาล์มนึ่ง (Tippler)</p>	<p>โบกี้ที่บรรจุทะลายปาล์มนึ่งจะถูกเลื่อนเข้ามาในเครื่อง Tippler ซึ่งมีขนาดใหญ่กว่าโบกี้เล็กน้อยและทำการยึดโบกี้ไว้กับเครื่อง Tippler จากนั้นเครื่อง Tippler จะทำการหมุนโบกี้ทำมุมประมาณ 100-140 ° เพื่อเททะลายปาล์มนึ่งออกจากโบกี้ เครื่องดังกล่าวสามารถเทได้ครั้งละหนึ่งโบกี้ ในแต่ละโบกี้ใช้เวลาประมาณ 10-11 นาที</p>

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
6. การลำเลียงทะลายปาล์มหนึ่งทางสายพาน (Steamed FB conveyer)	ทะลายปาล์มหนึ่งที่ถูกเทจากโบกี้ลงบน SFB conveyer โดยเครื่อง Tippler จะถูกลำเลียงเข้าสู่เครื่องนวด
	
สายพานลำเลียง (SFB conveyer)	
7. การนวดทะลายปาล์มหนึ่ง (Threshing 1)	ทะลายปาล์มหนึ่งที่ส่งผ่าน SFB conveyer เข้าสู่เครื่องนวด (Thresher) ทางด้านหน้าของเครื่อง ซึ่งภายในเครื่องมีใบพัดช่วยนวดให้ผลปาล์มหลุดออกจากทะลาย โดยผลปาล์มหนึ่งจะร่วงลงตามซี่ตะแกรงของเครื่องนวดลงในท่อส่งด้านล่างและทะลายเปล่าจะถูกแยกออกไปทางท้ายเครื่อง ภายในหนึ่งชั่วโมงสามารถนวดทะลายปาล์มหนึ่งได้ประมาณ 45 ตัน
	
เครื่องนวดทะลายปาล์มหนึ่ง	
8. การฉีกทะลายเปล่า (Crushing)	ทะลายเปล่าจากการนวดครั้งที่ 1 เข้าสู่เครื่องฉีกทะลาย (Crusher) โดยการลำเลียงด้วยราง ภายในมีเกลียวอัดเพื่อย่อยให้ทะลายเปล่ามีขนาดเล็กกลงและนิ่มขึ้น ภายในหนึ่งชั่วโมงสามารถฉีกทะลายเปล่าได้ประมาณ 9 ตัน
	
เครื่องฉีกทะลายเปล่า	

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
9. การนวดทะลายนุ่น (Threshing 2)	นวดทะลายนุ่นจากการนวดครั้งแรกเข้าสู่การนวดครั้งที่ 2 เพื่อแยกผลปาล์มที่ติดค้างมากับทะลายนุ่นอีกครั้งหนึ่ง โดยผลปาล์มจะร่วงลงตามซี่ตะแกรงของเครื่องนวดลงในท่อส่งด้านล่างและทะลายนุ่นจะถูกแยกออกไปทางท้ายเครื่องผ่านทางสายพานลำเลียงไปยังที่จัดเก็บเพื่อรอการจำหน่ายต่อไป
	
เครื่องนวดขึ้นส่วนทะลายนุ่น	
10. การลำเลียงผลปาล์มเข้าเครื่องย่อย (Fruit elevation)	เมื่อผลปาล์มร่วงลงมาจนถึง Fruit elevator ซึ่งภายในเป็นสายพานลำเลียง จากนั้น Fruit elevator จะส่งผลปาล์มเข้าเครื่องย่อย
	
การลำเลียงผลปาล์มเข้าเครื่องย่อย	
11. การย่อยผลปาล์ม (Digestion)	ผลปาล์มจาก Fruit elevator จะถูกส่งเข้าทางด้านบนของเครื่องย่อย (Digester) โดยภายในเครื่องมีใบพัดตรงกลางที่หมุน คอยกวนให้เนื้อปาล์มนิ่มและหลุดออกจากเมล็ด เครื่องย่อยสามารถบรรจุผลปาล์มได้ 15 ตัน แต่ต้องควบคุมให้บรรจุผลปาล์มประมาณ 1/2 ถึง 3/4 ของถัง เพื่อให้การกวนเป็นไปได้อย่างทั่วถึง และในระหว่างกวนมีการป้อนไอน้ำเข้าสู่ถังผ่านทางท่อ ให้ได้อุณหภูมิประมาณ 80-90 °ซ
	
เครื่องย่อยผลปาล์ม	

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
<p>12. การบีบเนื้อปาล์ม (Screw pressing)</p>  <p>เครื่องบีบเนื้อปาล์ม</p>	<p>เนื้อและเมล็ดปาล์มที่ผ่านมาจากเครื่องย่อย เข้าสู่ช่องรับวัตถุดิบของเครื่องหีบเกลียวคู่ (Twin Screw press) ที่ภายในมีเกลียวอัดเพื่อทำการหีบให้น้ำมันออกมา โดยน้ำมันที่ได้จะไหลลงสู่ที่รองรับด้านล่างเกลียวอัดและไหลไปตามท่อเพื่อไปผ่านการกรองต่อไป ส่วนกากปาล์มและเมล็ดจะถูกดันออกสู่กระบอกรับที่ทางท้ายเครื่องและร่วงลงในช่องใต้เครื่อง เพื่อไปผ่านการแยกต่อไป การควบคุมการทำงานของเครื่องหีบอัด กำหนดค่ากระแสไฟฟ้าอยู่ระหว่าง 33-41 แอมแปร์ เพื่อป้องกันไม่ให้เมล็ดแตก และแรงดันไม่เกิน 40 บาร์ ความเร็วรอบเกลียวอัดอยู่ระหว่าง 9-11 รอบ/นาที อุณหภูมิ 80-90 °ซ</p>
<p>13. การกรองด้วยตะแกรงสั่น (Screen vibration)</p>  <p>เครื่องกรองแบบตะแกรงสั่น</p>	<p>น้ำมันปาล์มดิบจากเครื่องบีบอัดจะไหลผ่านลงมาทางท่อ ลงบนตะแกรงสั่น เพื่อกรองแยกกากตะกอนออกจากน้ำมัน โดยตะแกรงสั่นมี 2 ชั้น จากนั้นน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการกรองแล้วจะถูกส่งไปยังถังพักน้ำมันผ่านทางท่อ</p>
<p>14. การพักน้ำมันปาล์มดิบหลังการกรอง (Tank storing)</p>  <p>ถังพักน้ำมันปาล์มดิบ</p>	<p>น้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านตะแกรงสั่น จะไหลเข้าสู่ถังพัก เพื่อให้เกิดการตกตะกอนในถังพัก โดยน้ำมันไหลมาตามท่อและปล่อยออกบริเวณปากถัง ถังพักมีความจุ 2 ลบ.ม. มีการบ่อนไอน้ำผ่านทางท่อคอยล์บริเวณก้นถัง เพื่อให้ได้อุณหภูมิระหว่าง 80-90 °ซ เมื่อน้ำมันเข้ามาจนเต็มถังแล้วจะถูกส่งไปกรองทรายต่อไป</p>

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
<p>15. การกรองทราย (Cyclone separation 1)</p>  <p>เครื่องกรองทราย</p>	<p>การกรองทราย เพื่อกรองเอาทรายและกากตะกอนอื่นๆ ที่หลงเหลือออกจากน้ำมันปาล์มดิบโดยน้ำมันถูกส่งเข้าทางด้านข้างของเครื่อง ทำให้เกิดเป็นกระแสหมุนวน ทรายและกากตะกอนอื่นๆ จะตกตะกอนอยู่ด้านล่างและถูกปล่อยออกไป ส่วนน้ำมันจะลอยตัวขึ้นด้านบนและส่งต่อไปยังถังตกตะกอน</p>
<p>16. การตกตะกอน (Continuous settling)</p>  <p>ถังตกตะกอน</p>	<p>น้ำมันที่ผ่านการกรองทรายจะไหลเข้าสู่ถังตกตะกอน (Continuous Settling Tank: CS Tank) โดยอาศัยแรงโน้มถ่วง และมีการเปิดน้ำเข้าถัง เพื่อช่วยให้เกิดการแยกชั้นได้ดีขึ้น ภายในถังมีกรวยแยกเพื่อแยกน้ำมันปาล์มดิบออกจากของแข็งที่เหลือนอยู่ ซึ่งเรียกว่า น้ำสลัดจ์ (Sludge) จะอยู่ด้านล่างของถังซึ่งต้องผ่านการเหวี่ยงแยกอีกครั้ง ส่วนน้ำมันปาล์มดิบอยู่ด้านบนและไหลไปตามท่อ เข้าสู่การกำจัดความชื้นต่อไป ถึง CS Tank มีความจุ 90 ลบ.ม. มีการป้อนไอน้ำผ่านทางท่อส่งไอน้ำเข้าสู่ถัง อุณหภูมิประมาณ 90-95 °ซ</p>
<p>17. การกำจัดความชื้น (Moisture removing)</p>  <p>เครื่องกำจัดความชื้น (Vacuum Dryer)</p>	<p>น้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการตกตะกอนจากถัง CS Tank จะเข้าสู่การกำจัดความชื้นโดยใช้ปั๊มสุญญากาศ (Vacuum pump) โดยน้ำมันจะไหลเข้าสู่ถังพักซึ่งทำหน้าที่กักน้ำมันไว้แล้วปล่อยน้ำมันให้ไหลออกก็ต่อเมื่อน้ำมันก่อนหน้านั้นถูกสูบออกไปจากถังสุญญากาศแล้ว ภายในถังสุญญากาศมีหัวฉีดที่คอยฉีดพ่นน้ำมันให้เป็นละออง ช่วยทำให้ความชื้นระเหยได้ง่าย และจะถูกดูดออกโดยปั๊มสุญญากาศที่สภาวะความดัน 0.2 บาร์ อุณหภูมิ 60 °ซ เมื่อน้ำเข้าสู่ปั๊มสุญญากาศจะถูกถ่ายเทไปยัง Balancing water tank เพื่อรักษาสภาวะสุญญากาศให้คงที่ เมื่อน้ำมันตกลงด้านล่างก็จะถูกสูบโดยเครื่องสูบ (Dried oil pump) ที่มีรอบในการหมุน 1,500 รอบ/นาที และส่งไปเก็บยัง CPO storage และมีอัตราในการกำจัดความชื้น 385 ลบ.ม./ชม.</p>

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
18. การเก็บรักษาน้ำมันปาล์มดิบ (CPO storage)	การเก็บรักษาน้ำมันปาล์มดิบ ถึงเก็บน้ำมันมี 1 ถึง มีลักษณะเป็นถึงเหล็ก น้ำมันปาล์มดิบที่เก็บรักษาเพื่อรอจำหน่ายจะต้องมีการตรวจสอบคุณภาพตามเกณฑ์ ได้แก่ ค่ากรดไขมันอิสระ (Free fatty acid : FFA) ค่าความชื้น (Moisture value : MV) และค่าสิ่งสกปรก (Impurity : Imp) เมื่อจำหน่ายจะอุ่นน้ำมันให้ร้อนโดยใช้ไอน้ำ และควบคุมอุณหภูมิเพื่อจำหน่ายที่ 50 °ซ
	
ถังเก็บน้ำมันปาล์มดิบ	
19. การกรองทรายจากกากสลัดจ์ (Cyclone separation 2)	การกรองทราย เพื่อกรองเอาทรายหรือตะกอนอื่นๆ ที่หลงเหลือออกไปโดยมีหลักการทำงาน เดียวกันกับ Sand cyclone1 จากนั้นน้ำมันปาล์มดิบถูกส่งไปผ่านการเหวี่ยงแยกอีกครั้ง
	
เครื่องกรองทรายออกจากกากสลัดจ์	
20. การเหวี่ยงแยกน้ำสลัดจ์ (Decanter centrifuge)	น้ำมันที่ผ่านการกรองออกจากกากสลัดจ์จะถูกส่งเข้าเครื่องเหวี่ยงแยกแบบดีแคนเตอร์ (Decanter) โดยน้ำมันจะถูกส่งเข้าทางท่อที่อยู่ตรงกลางของเครื่อง ภายในเครื่องมีใบพัดติดอยู่กับท่อตรงกลาง มีรอบในการหมุนประมาณ 5,000 รอบ/นาที่ โดยกากของแข็ง (Decanter cake) จะถูกดันออกทางด้านหน้าของเครื่องและส่งไปยังที่จัดเก็บเพื่อรอการจำหน่าย ส่วนน้ำมันจะไหลออกทางท้ายเครื่องและถูกส่งไปกรองแยกอีกครั้ง และน้ำเสียจะถูกส่งไปยังบ่อน้ำเสียต่อไป
	
เครื่องเหวี่ยงแยกแบบดีแคนเตอร์	
(Decanter)	

ตารางผนวก ก1 (ต่อ)

ขั้นตอน	รายละเอียด
21. การเหวี่ยงแยกน้ำทิ้ง (Disc bowl centrifuge)	<p>น้ำทิ้งจากบ่อน้ำทิ้งถูกส่งเข้าสู่ขั้นตอนการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องเหวี่ยงแยกแบบเซพพาเรเตอร์ (Separator) ภายในเครื่องประกอบด้วยจานรูปกรวยวางซ้อนกัน หมุนด้วยความเร็วรอบประมาณ 5,000 รอบ/นาที โดยน้ำทิ้งจะเข้าทางด้านบน สามารถแยกได้สองส่วน ได้แก่ น้ำมันและน้ำทิ้ง จากนั้นน้ำมันจะถูกลำเลียงเข้าสู่กระบวนการผลิตอีกครั้ง ส่วนน้ำทิ้งจะถูกปล่อยลงสู่บ่อน้ำทิ้งต่อไป</p>
	
<p>เครื่องเหวี่ยงแยกแบบเซพพาเรเตอร์ (Separator)</p>	

ภาคผนวก ข

วิธีวิเคราะห์ปริมาณกรดไขมันอิสระ น้ำ และน้ำมัน

1. ปริมาณกรดไขมันอิสระ (Free fatty acid: FFA) ในรูปของกรดปาล์มมิติกโดยดัดแปลงวิธีของ Rani และคณะ (2015)

สารเคมีที่ใช้ในการวิเคราะห์

- 1) โพรพานอล
- 2) สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น 1.0 N
- 3) สารละลายฟีนอล์ฟทาลีนเข้มข้นร้อยละ 1

วิธีการวิเคราะห์

ทำการสุ่มเก็บน้ำมัน 20 กรัม อย่างน้อย 3 ตัวอย่าง จากถังพัก ทำการหมุนเหวี่ยงให้เกิดการแยกชั้นของน้ำมัน น้ำ และของแข็ง จากนั้นนำน้ำมันที่แยกได้จำนวน 5 กรัม ใส่ขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มิลลิลิตร เติมโพรพานอลที่มีสภาพเป็นกลาง 100 มิลลิลิตร จากนั้นทำการไทเทรตด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น 1.0 N จนกระทั่งได้สีชมพู และใช้สารละลายฟีนอล์ฟทาลีนเข้มข้นร้อยละ 1 ในโพรพานอลเป็นอินดิเคเตอร์แล้วคำนวณหาปริมาณกรดไขมันอิสระจากสมการ (4)

$$\text{กรดไขมันอิสระ (ร้อยละ)} = \frac{25.6 \times N \times V}{M} \quad (4)$$

25.6 = น้ำหนักโมเลกุลของกรดปาล์มมิติก

N = ความเข้มข้นของสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (นอร์มอล: N)

V = ปริมาณสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้ไทเทรต (มิลลิลิตร)

M = น้ำหนักของตัวอย่าง (กรัม)

2. ปริมาณน้ำมัน ตามวิธีดัดแปลงจาก A.O.A.C. (1990)

วัสดุ อุปกรณ์ และสารเคมี

- 1) อุปกรณ์ชุดสกัดไขมัน (Soxhlet apparatus) ประกอบด้วยขวดก้นกลม ซอคเลต อุปกรณ์ควบแน่น (Condensor) และเตาให้ความร้อน (Heating mantle)
- 2) หลอดใส่ตัวอย่าง (Extraction thimble)
- 3) สำลี
- 4) ตู้อบไฟฟ้า
- 5) เครื่องชั่งไฟฟ้า
- 6) โถดูดความชื้น
- 7) เฮกเซน (Hexane)

วิธีวิเคราะห์

- 1) อบขวดก้นกลมสำหรับหาปริมาณน้ำมัน ซึ่งมีขนาดบรรจุ 250 มิลลิลิตร ในตู้อบไฟฟ้า ทิ้งให้เย็นในโถดูดความชื้นและนำไปชั่งน้ำหนัก
- 2) ชั่งตัวอย่างบนกระดาษกรองที่ทราบน้ำหนักปริมาณ 3-5 กรัม ท่อให้มิดชิดแล้วใส่ลงในหลอดสำหรับใส่ตัวอย่าง
- 3) นำหลอดตัวอย่างใส่ลงในซอคเลต
- 4) เติมตัวทำละลายเฮกเซนลงในขวดประมาณ 150 มิลลิลิตร แล้ววางบนเตา
- 5) ประกอบชุดอุปกรณ์สกัดน้ำมัน พร้อมทั้งเปิดน้ำหล่ออุปกรณ์ควบแน่นและเปิดสวิทซ์ให้ความร้อน
- 6) ใช้เวลาในการสกัดประมาณ 14 ชั่วโมง โดยปรับความร้อนให้หยดของสารละลายกลั่นตัวจากอุปกรณ์ควบแน่นด้วยอัตรา 150 หยด/นาที
- 7) เมื่อครบ 14 ชั่วโมง นำหลอดใส่ตัวอย่างออกจากซอคเลต ทิ้งให้ตัวทำละลายไหลจากซอคเลตลงในขวดก้นกลมจนหมด
- 8) ระเหยตัวทำละลายออกด้วยเครื่องระเหยสุญญากาศ
- 9) นำขวดหาปริมาณน้ำมันไปอบที่อุณหภูมิ 80-90 °ซ จนแห้ง ทิ้งให้เย็นในโถดูดความชื้น
- 10) ชั่งน้ำหนักแล้วอบซ้ำนานครั้งละ 30 นาที จนกระทั่งผลต่างของน้ำหนักสองครั้งติดต่อกันไม่เกิน 1-3 มิลลิกรัม

11) คำนวณหาปริมาณน้ำมันจากสมการ (5)

$$\text{น้ำมัน (ร้อยละ)} = \frac{\text{น้ำหนักน้ำมันหลังอบ}}{\text{น้ำหนักตัวอย่างเริ่มต้น}} \times 100 \quad (5)$$

3. ปริมาณน้ำ ตามวิธีดัดแปลงจาก A.O.A.C. (1990)

1) อบภาชนะในตู้อบไฟฟ้าที่อุณหภูมิ 105 °ซ เป็นเวลา 3 ชั่วโมง จากนั้นนำภาชนะออกจากตู้อบใส่ไว้ในโถดูดความชื้น ตั้งทิ้งไว้จนกระทั่งอุณหภูมิของภาชนะมีค่าเท่ากับอุณหภูมิห้องจากนั้นทำการชั่งน้ำหนักภาชนะเปล่า

2) ใส่ตัวอย่าง 20-30 กรัม ในภาชนะสำหรับหาร้อยละของน้ำจากข้อ 1) นำไปอบในตู้อบที่อุณหภูมิ 105 °ซ เป็นเวลา 1 ชั่วโมง จากนั้นนอกจากตู้อบใส่ในโถดูดความชื้น ตั้งทิ้งไว้จนกระทั่งอุณหภูมิของภาชนะมีค่าเท่ากับอุณหภูมิห้อง จากนั้นทำการชั่งน้ำหนักภาชนะที่บรรจุตัวอย่าง

3) คำนวณหาปริมาณน้ำจากสมการ (6)

$$\text{น้ำ (ร้อยละ)} = \frac{\text{ผลต่างของน้ำหนักตัวอย่างก่อนอบและหลังอบ (กรัม)}}{\text{น้ำหนักตัวอย่างเริ่มต้น (กรัม)}} \times 100 \quad (6)$$

ภาคผนวก ค

ผลการวิเคราะห์ผลการทดลองทางสถิติ

ปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในส่วนน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค1 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในส่วนน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่องตีแคนเตอร์

	t	df	Sig. (2-tailed)	Mean Difference	95% Confidence Interval of the Difference	
					Lower	Upper
Oil	.008	26	.729	.03778	-.1837	.2593
Water	.002	26	.986	.03407	-3.9632	4.0313
Solid	-.001	26	.999	-.00185	-4.0550	4.0513

ปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค2 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected model	8.254 ^a	8	1.032	40.439	.000
Intercept	3966.480	1	3966.480	155465.456	.000
Temperature	.896	2	.448	17.560	.000
Flow rate	6.347	2	3.174	124.390	.000
Temperature * flow rate	1.011	4	.253	9.904	.000
Error	1.837	72	.026		
Total	3976.571	81			
Corrected total	10.091	80			

ตารางผนวก ค3 ความแตกต่างของปริมาณน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual ± SD)	Flow rate (m ³ /h) design (actual ± SD)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	9	6.08		
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	9		6.55	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	9		6.55	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	9	6.02		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.23)	9		6.50	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	9		6.57	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	9	6.20		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.23)	9		6.50	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	9			7.05
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	9	6.55		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	9	6.57		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	9		7.05	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	9	6.55		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	9	6.50		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	9	6.49		
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	9	6.02		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	9	6.08		
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	9		6.20	

ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค4 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected model	10.074 ^a	8	1.259	3.365	.001
Intercept	2337483.755	1	2337483.755	6245820.405	.000
Temperature	.559	2	.280	.747	.475
Flow rate	7.821	2	3.911	10.449	.000
Temperature * flow rate	1.694	4	.424	1.132	.342
Error	87.574	234	.374		
Total	2337581.403	243			
Corrected total	97.648	242			

ตารางผนวก ค5 ความแตกต่างของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05	
			1	2
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	97.83	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	97.96	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		98.38
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	97.94	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	97.99	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	98.18	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	97.88	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	98.13	98.13
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		98.43
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	97.96	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	97.94	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	97.88	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	97.83	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	97.99	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	98.13	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	98.38	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	98.18	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	98.43	

ปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค6 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected model	3.949 ^a	8	.494	21.239	.000
Intercept	37.163	1	37.163	1599.046	.000
Temperature	.043	2	.022	.931	.396
Flow rate	.122	2	.061	2.616	.075
Temperature * flow rate	3.784	4	.946	40.705	.000
Error	5.438	234	.023		
Total	46.551	243			
Corrected total	9.387	242			

ตารางผนวก ค7 ความแตกต่างของปริมาณน้ำในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.23		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		0.47	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.51	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.32		
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.34		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.46	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.27		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	0.28		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		0.64	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.23		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.32		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		0.64	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	0.28		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.46	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.51	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.27		
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27		0.34	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27			0.47

ปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค8 ความแปรปรวนของปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected model	9.169 ^a	8	1.146	3.653	.000
Intercept	566.424	1	566.424	1805.583	.000
Temperature	.650	2	.325	1.036	.356
Flow rate	5.934	2	2.967	9.458	.000
Temperature * flow rate	2.584	4	.646	2.060	.087
Error	73.407	234	.314		
Total	649.000	243			
Corrected total	82.576	242			

ตารางผนวก ค9 ความแตกต่างของปริมาณของแข็งในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05	
			1	2
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.15	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		1.67
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27		1.81
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.70	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.56	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.48	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.48	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.59	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.30	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.81	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.70	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.48	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.67	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.56	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.59	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.15	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.48	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.30	

ปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้งที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค10 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้งหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected Model	5.588 ^a	8	.699	3.766	.000
Intercept	245.004	1	245.004	1320.765	.000
Temperature	2.403	2	1.202	6.478	.002
Flow rate	2.033	2	1.016	5.480	.005
Temperature * flow rate	1.152	4	.288	1.553	.188
Error	43.407	234	.186		
Total	294.000	243			
Corrected Total	48.996	242			

ตารางผนวก ค11 ความแตกต่างของปริมาณน้ำมันในส่วนน้ำทิ้งที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05	
			1	2
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.04	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.11	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.04	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.85	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		1.15
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27		1.26
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.74	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	0.89	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.96	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.04	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.85	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.74	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.11	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.15	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	0.89	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.96	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.04	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27		1.26

ปริมาณน้ำในส่วนน้ำทิ้งที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค12 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำในส่วนน้ำทิ้งหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected Model	13123.002 ^a	8	1640.375	38.616	.000
Intercept	748223.276	1	748223.276	17613.716	.000
Temperature	514.409	2	257.205	6.055	.003
Flow rate	1005.465	2	502.733	11.835	.000
Temperature * flow rate	11603.128	4	2900.782	68.286	.000
Error	9940.222	234	42.480		
Total	771286.500	243			
Corrected Total	23063.224	242			

ตารางผนวก ค13 ความแตกต่างของปริมาณน้ำในส่วนน้ำทิ้งที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	45.31		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		59.69	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27			64.54
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	48.30		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		54.89	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27		57.11	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	49.87		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	50.94		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		68.76	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	45.31		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27		57.11	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27			68.76
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	50.94		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	54.89		
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		64.54	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	48.30		
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	49.87		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		59.69	

ปริมาณของแข็งในส่วนน้ำทิ้งที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค14 ความแปรปรวนของปริมาณของแข็งในส่วนน้ำทิ้งหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected Model	12895.241 ^a	8	1611.905	38.184	.000
Intercept	459947.259	1	459947.259	10895.693	.000
Temperature	463.685	2	231.843	5.492	.005
Flow rate	946.469	2	473.235	11.210	.000
Temperature * flow rate	11485.086	4	2871.272	68.018	.000
Error	9878.000	234	42.214		
Total	482720.500	243			
Corrected Total	22773.241	242			

ตารางผนวก ค15 ความแตกต่างของปริมาณของแข็งในส่วนน้ำทิ้งที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	34.35		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		39.31	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27			53.65
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	42.00		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	43.96		
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27		50.41	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	30.50		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27		48.20	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		49.17	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	30.50		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27		42.00	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27			53.65
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	34.35		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		43.96	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27			48.20
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	39.31		
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		49.17	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27		50.41	

ปริมาณน้ำมันในส่วนดีแคนเตอร์เล็กที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค16 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำมันในส่วนดีแคนเตอร์เล็กหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected Model	10.116 ^a	8	1.265	117.612	.000
Intercept	161.659	1	161.659	15035.939	.000
Temperature	.688	2	.344	31.995	.000
Flow rate	8.787	2	4.394	408.654	.000
Temperature * flow rate	.641	4	.160	14.901	.000
Error	2.516	234	.011		
Total	174.291	243			
Corrected Total	12.632	242			

ตารางผนวก ค17 ความแตกต่างของปริมาณน้ำมันในส่วนดีแคนเตอร์เล็กที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.54		
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27		0.90	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27			0.98
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.52		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.81	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27			0.93
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.59		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.94	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27			1.13
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.90		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	0.93		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		1.13	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	0.81		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.94	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		0.98	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.52		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	0.54	0.54	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		0.59	

ปริมาณน้ำในส่วนดีแคนเตอร์เล็กที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค18 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำในส่วนดีแคนเตอร์เล็กหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected Model	8827.095 ^a	8	1103.387	43.004	.000
Intercept	516925.875	1	516925.875	20146.739	.000
Temperature	57.712	2	28.856	1.125	.327
Flow rate	2700.238	2	1350.119	52.620	.000
Temperature * flow rate	6069.144	4	1517.286	59.135	.000
Error	6003.982	234	25.658		
Total	531756.952	243			
Corrected Total	14831.077	242			

ตารางผนวก ค19 ความแตกต่างของปริมาณน้ำในส่วนดีแคนเตอร์เล็กที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	39.36		
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27		47.76	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27			51.85
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	36.06		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		46.67	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27			57.04
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27	41.49		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27		47.34	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		47.52	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	47.52		
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	47.76		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27		57.04	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	39.36		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		46.67	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27		47.34	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	36.06		
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		41.49	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27			51.85

ปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค20 ความแปรปรวนของปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected Model	9016.108 ^a	8	1127.013	43.883	.000
Intercept	684186.416	1	684186.416	26640.451	.000
Temperature	46.118	2	23.059	.898	.409
Flow rate	2942.403	2	1471.201	57.285	.000
Temperature * flow rate	6027.587	4	1506.897	58.675	.000
Error	6009.644	234	25.682		
Total	699212.167	243			
Corrected Total	15025.752	242			

ตารางผนวก ค21 ความแตกต่างของปริมาณของแข็งในส่วนดีแคนเตอร์เค้กที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องดีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	47.60		
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27		51.34	
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27			59.65
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	42.02		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27		52.52	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27			63.42
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27	51.35		
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	51.73		
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		57.92	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27	42.02		
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27		51.34	
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		51.35	
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	51.73		
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27	52.52		
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		59.65	
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27	47.60		
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		57.92	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27			63.42

ปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

ตารางผนวก ค22 ความแปรปรวนของปริมาณกรดไขมันอิสระในส่วนน้ำมันหลังผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์

Source	Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
Corrected model	18.369 ^a	8	2.296	37.373	.000
Intercept	1045.748	1	1045.748	17020.681	.000
Temperature	3.995	2	1.998	32.512	.000
Flow rate	.171	2	.086	1.395	.250
Temperature * flow rate	14.203	4	3.551	57.792	.000
Error	14.377	234	.061		
Total	1078.495	243			
Corrected total	32.746	242			

ตารางผนวก ค23 ความแตกต่างของปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันที่ผ่านการเหวี่ยงแยกด้วยเครื่องตีแคนเตอร์ที่ระดับของอุณหภูมิและอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์แตกต่างกัน

Temperature (°C) design (actual)	Flow rate (m ³ /h) design (actual)	N	Subset for alpha = 0.05		
			1	2	3
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.81		
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.89		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		2.16	
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.77		
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27		2.38	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27			2.60
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.76		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		2.11	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		2.18	
78-82 (80.48±1.48)	10-11 (10.66±0.44)	27	1.81		
88-92 (89.70±1.44)	10-11 (10.66±0.44)	27		2.11	
83-87 (85.63±1.20)	10-11 (10.66±0.44)	27			2.38
88-92 (89.70±1.44)	12-13 (12.23±0.26)	27	1.76		
78-82 (80.48±1.48)	12-13 (12.23±0.26)	27		1.89	
83-87 (85.63±1.20)	12-13 (12.23±0.26)	27			2.60
83-87 (85.63±1.20)	14-15 (14.20±0.25)	27	1.77		
78-82 (80.48±1.48)	14-15 (14.20±0.25)	27		2.16	
88-92 (89.70±1.44)	14-15 (14.20±0.25)	27		2.18	

ตารางผนวก ค24 ความแปรปรวนของปริมาณน้ำมัน น้ำ และของแข็งในน้ำสลัดจ์ก่อนเข้าเครื่อง
ดีแคนเตอร์ที่ใช้ในการเปรียบเทียบผลการดำเนินงานก่อนและหลังปรับปรุง

	t	df	Sig. (2- tailed)	Mean Difference	95% Confidence Interval of the Difference	
					Lower	Upper
Oil	.032	26	.975	.00481	-.3054	.3150
Water	.003	26	.998	.00185	-1.3115	1.3152
Solid	.005	26	.996	.00333	-1.2940	1.3007

ภาคผนวก ง

การคำนวณปริมาณน้ำมันปาล์มดิบเมื่อผ่านเครื่องดีแคนเตอร์

ปริมาณน้ำสลัดจ์เท่ากับร้อยละ 45 โดยน้ำหนักทะลายปาล์มสด ส่วนปริมาณทะลายปาล์มสดของโรงงานฯ เท่ากับ 207,099.09 กก./วัน จะได้ปริมาณน้ำสลัดจ์เท่ากับ $207,099.09 \times (45/100) = 93,194.59$ กก./วัน สำหรับสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ ใช้อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 12 ลบ.ม./ชม. จำเป็นต้องใช้เวลาในการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 7.77 ชม. และเครื่องดีแคนเตอร์สามารถเหวี่ยงแยกน้ำมันได้ร้อยละ 6.44 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ (ตารางที่ 16) ดังนั้น

$$\text{ปริมาณน้ำมันที่เหวี่ยงแยกได้ที่สถานะปัจจุบัน} = 93,194.59 \times (6.43/100) = 5,992.41 \text{ กก./วัน}$$

สำหรับสถานะที่คัดเลือก ภายใต้อัตราการไหลของน้ำสลัดจ์เท่ากับ 10 ลบ.ม./ชม. (ตารางที่ 15) ดังนั้นจำเป็นต้องใช้เวลาในการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 9.32 ชม. และเครื่องดีแคนเตอร์สามารถเหวี่ยงแยกน้ำมันได้ร้อยละ 7.09 โดยน้ำหนักน้ำสลัดจ์ (ตารางที่ 16) ดังนั้น

$$\text{ปริมาณน้ำมันที่เหวี่ยงแยกได้ที่สถานะคัดเลือก} = 93,194.59 \times (7.09/100) = 6,607.50 \text{ กก./วัน}$$

ภาคผนวก จ

การคำนวณค่าพลังงานความร้อนและค่าไฟฟ้าในการเหวี่ยงแยกน้ำมันปาล์มดิบ

ก. พลังงานความร้อน

เนื่องจากโรงงานกรณีศึกษาได้ใช้เส้นใยปาล์มที่เหลือจากการสกัดน้ำมันปาล์มดิบแล้ว เป็นเชื้อเพลิง ในการกำเนิดไอน้ำ แต่ทางโรงงานไม่ได้เก็บข้อมูลปริมาณเส้นใยที่ใช้เป็นเชื้อเพลิง นอกจากข้อมูลปริมาณ เส้นใย ที่ขายไปร้อยละ 8.22 โดยน้ำหนักทะเลายปาล์มสด (เฉลี่ยเดือนพฤศจิกายน 2558-กุมภาพันธ์ 2559) จึงสามารถคำนวณปริมาณเส้นใยที่ใช้เป็นเชื้อเพลิง โดยอ้างอิงข้อมูลจากกรมโรงงาน (2540) ที่ รายงานว่าปริมาณเส้นใยทั้งหมดเท่ากับร้อยละ 14.50 โดยน้ำหนักทะเลายปาล์มสด ส่งผลให้ปริมาณเส้นใย ที่ใช้เป็นเชื้อเพลิง เท่ากับร้อยละ $14.50 - 8.22 = 6.28$ ของน้ำหนักทะเลายปาล์มสด ดังนั้นจากปริมาณ น้ำหนักทะเลายปาล์มสดที่เข้าโรงงานฯ เฉลี่ย 5,384,576.25 กก./เดือน ส่งผลให้เกิดเป็นเส้นใยที่ใช้เป็น เชื้อเพลิง 338,151.39 กก./เดือน จากข้อมูลเวลาการทำงานจริงของโรงงานฯ เดือนละ 26 วันๆ ละ 9 ชม. ซึ่งสามารถคำนวณได้เท่ากับ 24.08 กก./นาทิจ หรือ 0.40 กก./วินาที เนื่องจากมีการใช้ไอน้ำใน กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบทั้งหมด 8 ขั้นตอน เมื่อคำนวณโดยเฉลี่ยปริมาณเส้นใยที่ใช้เป็นเชื้อเพลิง ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกมีค่า เท่ากับ 0.05 กก./วินาที

ข. ค่าไฟฟ้า

อัตราการเรียกเก็บค่าไฟฟ้าจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาคของโรงงานฯ ซึ่งจัดอยู่ในประเภทกิจการ ขนาดกลาง มีการคำนวณค่าไฟฟ้าแบบอัตรา TOU (Time of use rate) มีความต้องการพลังไฟฟ้า ณ ช่วงเวลาใดเวลาหนึ่ง เฉลี่ยไม่เกิน 1,000 กิโลวัตต์ โดยใช้แรงดัน 33 กิโลโวลท์ ซึ่งมีเงื่อนไขค่าบริการตาม ช่วงเวลาการใช้งาน ดังแสดงในตารางผนวก จ1 (การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค, 2561) ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยก น้ำมันออกจากน้ำสลัดจ์ ยังมีการทำงานขั้นตอนอื่นที่เกี่ยวข้องที่มีการใช้ไฟฟ้า ได้แก่ การตกตะกอน การ กำจัดความชื้น การกรองทราย การเหวี่ยงแยกน้ำทิ้ง และเครื่องกำเนิดไอน้ำ จากปริมาณน้ำสลัดจ์ของ โรงงานฯ เฉลี่ย 93,194.59 กก./วัน และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ในสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ คือ 12 ลบ.ม./ชม. ใช้เวลาในการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 7.77 ชม./วัน และอัตราการไหลของน้ำสลัดจ์ในสภาวะที่ คัดเลือก คือ 10 ลบ.ม./ชม. ดังนั้นเวลาในการเหวี่ยงแยกเท่ากับ 9.32 ชม./วัน

ตารางผนวก จ1 อัตราการเรียกเก็บค่าไฟฟ้าตามช่วงเวลาของการใช้งาน

ประเภท	ค่าความต้องการพลังไฟฟ้า	ค่าพลังไฟฟ้า		ค่าบริการ (บาท/เดือน)
	(บาท/กิโลวัตต์)	(บาท/หน่วย)		
	On peak	On peak	Off peak	
1. แรงดันตั้งแต่ 69 กิโลโวลต์ขึ้นไป	74.14	4.1283	2.6107	312.24
2. แรงดัน 22-33 กิโลโวลต์	132.93	4.2097	2.6295	312.24
3. แรงดันต่ำกว่า 22 กิโลโวลต์	210.00	4.3555	2.6627	312.24

On peak : 09.00-22.00 น.วันจันทร์-วันศุกร์

Off peak : 22.00-09.00 น.วันจันทร์-วันศุกร์ และ 00.00-24.00 น.วันเสาร์-วันอาทิตย์และวันหยุดราชการ
ที่มา: การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค (2561)

โดยทั่วไปการทำงานในการเหวี่ยงแยกเริ่มตั้งแต่ 09.00 น. เป็นต้นไป ยกเว้นเครื่องกำเนิดไอน้ำมักเริ่มทำงานตั้งแต่ 07.00 น. เป็นต้นไป การคำนวณค่าไฟฟ้าประกอบด้วย 3 ส่วน คือ ค่าไฟฟ้าฐาน ค่าไฟฟ้าผันแปร และค่าภาษีมูลค่าเพิ่ม และการคำนวณค่าไฟฟ้าฐานต้องคำนวณจากการใช้ไฟฟ้าของเครื่องจักรและอุปกรณ์ไฟฟ้าที่เกี่ยวข้องในการเหวี่ยงแยก โดยมีรายละเอียดดังนี้

ส่วนที่ 1. ค่าไฟฟ้าฐาน

ค่าไฟฟ้าฐาน มาจากการรวมกันของ ค่าความต้องการพลังไฟฟ้า (Demand charge: DC), ค่าพลังงานไฟฟ้า (Energy charge: EC), ค่าบริการรายเดือน (Service charge: SC) และค่าเพาเวอร์แฟคเตอร์ (Power factor: PF) ซึ่งคำนวณจากภาพรวมของกระบวนการผลิตทั้งหมดโดยการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค ทางโรงงานฯไม่สามารถให้ข้อมูลได้ ส่วนค่าบริการรายเดือนเป็นค่าคงที่และไม่มี ความแตกต่างกันระหว่างสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ กับสถานะที่คัดเลือก ดังนั้นจึงไม่นำมาใช้ในการคำนวณค่าไฟฟ้าฐานครั้งนี้ คงใช้เฉพาะค่าความต้องการพลังไฟฟ้า (DC) ในขั้นตอนการเหวี่ยงแยกและขั้นตอนอื่นที่เกี่ยวข้อง กับค่าพลังงานไฟฟ้า (EC) ที่เกิดขึ้นในการเหวี่ยงแยกตามช่วงเวลาที่แตกต่างกัน

ค่าความต้องการพลังไฟฟ้า (DC) สามารถคำนวณเป็นค่าใช้จ่ายที่เกิดขึ้นจากกำลังไฟฟ้าที่ใช้จริงของเครื่องมือที่เกี่ยวข้องในการเหวี่ยงแยกได้แก่ continuous settling, moisture removing, decanter centrifuge, disc bowl centrifuge and boiler (ตารางผนวก จ2) มีหน่วยเป็นกิโลวัตต์ โดยเลือกค่าที่สูงที่สุดเป็นค่าความต้องการพลังไฟฟ้า รวมกันมีค่าเท่ากับ 256.10 กิโลวัตต์ คูณกับค่าความต้องการไฟฟ้าที่เรียกเก็บจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค ตามประเภทของโรงงานที่ใช้แรงดัน 33 กิโลโวลต์ ในอัตรา 132.93 บาท/กิโลวัตต์ คิดเป็นมูลค่า $256 \times 132.93 = 34,030.08$ บาท (ธนวัฒน์ ฉลาดสกุล, 2561)

ค่าพลังงานไฟฟ้า (EC) เป็นค่าพลังงานไฟฟ้าที่เกิดขึ้นจากการใช้งานจริงของเครื่องมืออุปกรณ์ในการเหวี่ยงแยกตามเวลาที่ใช่ไป โดยสามารถแยกตามวันเวลาที่ทำงานจริง เป็น off peak และ on peak ซึ่งมีอัตราการเรียกเก็บค่าไฟฟ้าที่แตกต่างกัน (ตารางผนวก จ1)

$$\text{ค่าพลังงานไฟฟ้า} = \text{กำลังไฟของเครื่องจักร (kW)} \times \text{จำนวนชั่วโมงใช้งาน (h.)}$$

การคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าในวันทำงาน (วันจันทร์-วันศุกร์) ได้ผลดังแสดงในตารางผนวก จ2 โดยขอยกตัวอย่างการคำนวณดังนี้

เครื่อง Sludge pump มีขนาดกำลังไฟ 11 กิโลวัตต์ สำหรับสภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ เปิดใช้งาน 7.77 ชม. ทำให้มีการใช้พลังงานไฟฟ้าเท่ากับ $11 \times 7.77 = 85.47$ หน่วย ในช่วงเวลา on peak ราคาค่าพลังไฟฟ้า เท่ากับ 4.2097 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $85.47 \times 4.2097 = 359.80$ บาท

ส่วนในสภาวะที่คัดเลือก เปิดใช้งาน 9.32 ชม. ใช้พลังงานไฟฟ้าเท่ากับ $11 \times 9.32 = 102.52$ หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $102.52 \times 4.2097 = 431.58$ บาท

ผลการคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าในช่วงเวลาการทำงาน (วันจันทร์-วันศุกร์) ดังแสดงในตารางผนวก จ2 ซึ่งสรุปได้ว่าในช่วงเวลาการทำงาน ภายใต้สภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ มีค่าไฟฟ้าฐานในช่วง on peak (7.7 ชั่วโมง) จำนวน 1,985.91 หน่วย ราคาค่าพลังไฟฟ้า 4.2097 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $1,985.91 \times 4.2097 = 8,360.09$ บาท

ส่วนค่าไฟฟ้าฐานในช่วง off peak (2 ชั่วโมง) 199.20 หน่วย คิดราคาค่าพลังไฟฟ้า 2.6295 บาท/หน่วย เท่ากับ $199.20 \times 2.6295 = 523.80$ บาท รวมเป็นเงินค่าพลังงานไฟฟ้า $8,360.91 + 523.80$ เท่ากับ 8,884.71 บาท/วัน

ส่วนในสภาวะที่คัดเลือกใช้พลังไฟฟ้าในช่วง on peak 2,386.84 หน่วย ราคาค่าพลังไฟฟ้าเท่ากับ 4.2097 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ 10,047.88 บาท

และช่วง off peak (2 ชั่วโมง) เท่ากับ 199.20 หน่วย คิดราคาค่าพลังไฟฟ้า 2.6295 บาท/หน่วย เท่ากับ $199.20 \times 2.6295 = 523.80$ บาทรวมเป็นเงินค่าพลังงานไฟฟ้า $10,047.88 + 523.80$ เท่ากับ 10,571.66 บาท/วัน

ดังนั้น สามารถคำนวณค่าไฟฟ้าฐาน = ค่าความต้องการไฟฟ้า + ค่าพลังงานไฟฟ้า
สภาวะปัจจุบันของโรงงานฯ ในช่วงเวลาการทำงาน วันจันทร์-วันศุกร์

$$\begin{aligned}\text{ค่าไฟฟ้าฐาน} &= 34,030.08 + 8,884.71 \\ &= 42,914.79 \text{ บาท/วัน}\end{aligned}$$

สถานะที่คัดเลือกในช่วงเวลาการทำงาน วันจันทร์-วันศุกร์

$$\begin{aligned}\text{ค่าไฟฟ้าฐาน} &= 34,030.08 + 10,571.66 \\ &= 44,601.74 \text{ บาท/วัน}\end{aligned}$$

ตารางผนวก จ2 ค่าพลังงานไฟฟ้าของเครื่องจักรที่เกี่ยวข้องกับการเหวี่ยงแยกในช่วงเวลาวันจันทร์-วันศุกร์

Machine	Size (kW)	Energy charge							
		Control condition				Selected condition			
		Off peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	On peak (Unit) (7.77 h.)	Electricity (Bath/day)	Off peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	On peak (Unit) (9.32 h.)	Electricity (Bath/day)
Continuous settling									
- Sludge pump	11			85.47	359.80			102.52	431.58
Moisture removing									
- Vacuum pump	11			85.47	359.80			102.52	431.58
- Transfer pump	11			85.47	359.80			102.52	431.58
Decanter centrifuge									
- Main motor	55			427.35	1,799.02			512.60	2,157.89
- Screw conveyor	1.5			11.66	49.09			13.98	58.85
decanter cake									
- Hot water pump	11			85.47	359.80			102.52	431.58
Disc bowl centrifuge									
- Main motor	45			349.65	1,471.92			419.40	1,765.55
- Wastewater pump	11			85.47	359.80			102.52	431.58

ตารางผนวก จ2 (ต่อ)

Machine	Size (kW)	Energy charge							
		Control condition				Selected optimize condition			
		Off peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	On peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	Off peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	On peak (Unit)	Electricity (Bath/day)
Boiler (working time)		(2 h.)		(7.77 h.)			(2 h.)		(9.32 h.)
- Induced draft fan	45	90.00	236.66	345.65	1,455.08	90.00	236.66	419.40	1,765.55
- Feed water pump	22	44.00	115.70	170.94	719.61	44.00	115.70	205.04	863.16
- Forced draft fan	7.5	15.00	39.44	58.28	245.34	15.00	39.44	69.90	294.26
- Feeder fan	7.5	15.00	39.44	58.28	245.34	15.00	39.44	69.90	294.26
- Airlock ash	2.2	4.40	11.57	17.09	71.94	4.40	11.57	20.50	86.30
- Screw no.1	4	8.00	21.04	31.08	130.84	8.00	21.04	37.28	156.94
- Screw no.2	4	8.00	21.04	31.08	130.84	8.00	21.04	37.28	156.94
- Boiler fuel conveyor no.1	3.7	7.40	19.46	28.75	121.03	7.40	19.46	34.48	145.15
- Boiler fuel conveyor no.2	3.7	7.40	19.46	28.75	121.03	7.40	19.46	34.48	145.15
Total		199.20	523.80	1,985.91	8,360.09	199.20	523.80	2,386.84	10,047.88

หมายเหตุ : เครื่องกำเนิดไอน้ำเริ่มทำงานในเวลา 7.00 น. ทำให้มีการใช้ไฟฟ้าในช่วง off peak จำนวน 2 ชั่วโมง

สำหรับการคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าในวันทำงานที่เป็นวันเสาร์ ได้ผลดังแสดงในตารางผนวก จ3 โดยขอยกตัวอย่างการคำนวณ ดังนี้ เครื่อง Sludge pump ขนาด 11 กิโลวัตต์ สำหรับสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ เปิดใช้งาน 7.77 ชม. ทำให้มีการใช้พลังงานไฟฟ้าเท่ากับ $11 \times 7.77 = 85.47$ หน่วย ในช่วงเวลา off peak ราคาค่าพลังงานไฟฟ้า เท่ากับ 2.6295 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $85.47 \times 2.6295 = 224.74$ บาท

และในสถานะที่คัดเลือก เปิดใช้งาน 9.32 ชม. ใช้พลังงานไฟฟ้าเท่ากับ $11 \times 9.32 = 102.52$ หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $102.52 \times 2.6295 = 269.58$ บาท ส่วนเครื่องกำเนิดไอน้ำรวมเวลาที่ทำงานเท่ากับ $2 + 7.77 = 9.77$ ชม สำหรับสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ และเท่ากับ $2 + 9.32 = 11.32$ ชม. สำหรับสถานะที่คัดเลือก

ผลการคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าในช่วงเวลาการทำงานวันเสาร์ ดังแสดงในตารางผนวก จ3 ซึ่งสรุปได้ว่าในช่วงเวลาการทำงานที่เป็นวันเสาร์ มีการใช้พลังงานไฟฟ้าช่วง off peak ทั้งหมด โดยภายใต้ **สถานะปัจจุบันของโรงงานฯ** ใช้พลังงานไฟฟ้ารวม 2,189.11 หน่วย ราคาค่าพลังงานไฟฟ้าเท่ากับ 2.6295 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $2,189.11 \times 2.6295 = 5,756.26$ บาท ส่วน **สถานะที่คัดเลือก** ใช้พลังงานไฟฟ้าเท่ากับ 2,586.04 หน่วย ราคาค่าพลังงานไฟฟ้าเท่ากับ 2.6295 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $2,586.04 \times 2.6295 = 6,799.99$ บาท

ดังนั้น สามารถคำนวณค่าไฟฟ้าฐาน = ค่าความต้องการไฟฟ้า + ค่าพลังงานไฟฟ้า
สถานะปัจจุบันของโรงงานฯ ในช่วงเวลาการทำงานวันเสาร์

$$\begin{aligned} \text{ค่าไฟฟ้าฐาน} &= 34,030.08 + 5,756.26 \\ &= 39,786.34 \text{ บาท/วัน} \end{aligned}$$

สถานะที่คัดเลือกในช่วงเวลาการทำงานวันเสาร์

$$\begin{aligned} \text{ค่าไฟฟ้าฐาน} &= 34,030.08 + 6,799.99 \\ &= 40,830.07 \text{ บาท/วัน} \end{aligned}$$

ตารางผนวก จ3 ค่าพลังงานไฟฟ้าของเครื่องจักรที่เกี่ยวข้องกับการเหวี่ยงแยกในช่วงเวลาวันเสาร์

Machine	Size (kW)	Energy charge							
		Control condition				Selected condition			
		Off peak (Unit) (7.77 h.)	Electricity (Bath/day) Off peak	On peak (Unit)	Electricity (Bath/day) On peak	Off peak (Unit) (9.32 h.)	Electricity (Bath/day) Off peak	On peak (Unit)	Electricity (Bath/day) On peak
Continuous settling									
- Sludge pump	11	85.47	224.74			102.52	269.58		
Moisture removing									
- Vacuum pump	11	85.47	224.74			102.52	269.58		
- Transfer pump	11	85.47	224.74			102.52	269.58		
Decanter centrifuge									
- Main motor	55	427.35	1,123.72			512.60	1,347.88		
- Screw conveyor	1.5	11.66	30.66			13.98	36.76		
decanter cake									
- Hot water pump	11	85.47	224.74			102.52	269.58		
Disc bowl centrifuge									
- Main motor	45	349.65	919.40			419.40	1,102.81		
- Wastewater pump	11	85.47	224.74			102.52	269.58		

ตารางผนวก จ3 (ต่อ)

Machine	Size (kW)	Energy charge							
		Control condition				Selected condition			
		Off peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	On peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	Off peak (Unit)	Electricity (Bath/day)	On peak (Unit)	Electricity (Bath/day)
Boiler (working time)	(9.77 h.)					(11.32 h.)			
- Induced draft fan	45	439.65	1,156.06			509.40	1,339.47		
- Feed water pump	22	214.94	565.18			249.04	654.85		
- Forced draft fan	7.5	73.28	192.69			84.90	223.24		
- Feeder fan	7.5	73.28	192.69			84.90	223.24		
- Airlock ash	2.2	21.49	56.51			24.90	65.47		
- Screw no.1	4	39.08	102.76			45.28	66.47		
- Screw no.2	4	39.08	102.76			45.28	66.47		
- Boiler fuel conveyor no.1	3.7	36.15	95.06			41.88	110.12		
- Boiler fuel conveyor no.2	3.7	36.15	95.06			41.88	110.12		
Total		2,189.11	5,756.26			2,586.04	6,799.99		

ส่วนที่ 2. ค่าไฟฟ้าผันแปร

ค่าไฟฟ้าผันแปร หรือที่เรียกว่าค่า FT (Factor of Tariff) เป็นค่าไฟฟ้าที่ปรับเปลี่ยนเพิ่มขึ้นหรือลดลงตามการเปลี่ยนแปลงของต้นทุนค่าใช้จ่ายด้านเชื้อเพลิง และค่าซื้อไฟฟ้าที่อยู่นอกเหนือการควบคุมของการไฟฟ้า โดยจะมีการปรับเปลี่ยนทุกๆ 4 เดือน ซึ่งค่า FT ตั้งแต่เดือนพฤษภาคม-สิงหาคม 2561 เท่ากับ -15.90 สตางค์/หน่วย หรือ -0.1590 บาท/หน่วย (คณะกรรมการกำกับกิจการพลังงาน, 2561)

$$\text{ค่าไฟฟ้าผันแปร} = \text{ค่าพลังงานไฟฟ้ารวม (หน่วย)} \times \text{ค่า FT}$$

ตัวอย่างการทำงานในวันจันทร์-วันศุกร์ ในสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ พลังงานไฟฟ้าในช่วง on peak 7.77 ชม. เท่ากับ 1,985.91 หน่วย และช่วง off peak 2 ชม. เท่ากับ 199.20 หน่วย ค่า FT เท่ากับ -0.1590 บาท/หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $(1,985.91 + 199.20) \times (-0.1590) = (-347.43)$ บาท

และในสถานะที่คัดเลือก พลังงานไฟฟ้ารวม ในช่วง on peak 9.32 ชม. เท่ากับ 2,386.84 หน่วย และช่วง off peak 2 ชม. เท่ากับ 199.20 หน่วย คิดเป็นเงินเท่ากับ $(2,386.84 + 199.20) \times (-0.1590) = (-411.18)$ บาท ส่วนในวันเสาร์ก็สามารถคำนวณได้เช่นเดียวกัน ได้ผลดังแสดงในตารางผนวก จ4

ส่วนที่ 3. ค่าภาษีมูลค่าเพิ่ม เป็นส่วนที่เรียกเก็บจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาค ในอัตราร้อยละ 7 ของค่าใช้จ่ายรวม ดังนั้น

$$\text{ภาษีมูลค่าเพิ่ม} = (\text{ค่าไฟฟ้าฐาน} + \text{ค่า FT}) \times 7\%$$

ตัวอย่างการทำงานในวันจันทร์-วันศุกร์ ในสถานะปัจจุบันของโรงงานฯ ค่าไฟฟ้าฐานในช่วงเวลา on peak 7.77 ชม. และช่วงเวลา off peak 2 ชม. มีค่าเท่ากับ $8,360.09 + 523.80 + 34,030.08 = 42,913.97$ บาท ดังนั้นค่าภาษีมูลค่าเพิ่มเท่ากับ $(42,913.97 + (-347.43)) \times 7\% = 2,979.66$ บาท

และในสถานะที่คัดเลือก ค่าไฟฟ้าฐานในช่วงเวลา on peak 9.32 ชม. และช่วงเวลา off peak 2 ชม. มีค่ารวมกันเท่ากับ $10,047.88 + 523.80 + 34,030.08 = 44,601.76$ บาท ดังนั้นค่าภาษีมูลค่าเพิ่มเท่ากับ $(44,601.76 + (-411.18)) \times 7\% = 3,093.34$ บาท

ผลการเปรียบเทียบค่าไฟฟ้าที่ใช้ในการเหี่ยงแยกน้ำมันของโรงงานฯภายใต้สภาวะปัจจุบันกับสภาวะที่คัดเลือก สามารถสรุปได้ดังแสดงในตารางผนวก จ4 โดยการทำงานในวันเสาร์จะเสียค่าน้อยกว่าวันจันทร์-วันศุกร์ และเมื่อเปรียบเทียบการเหี่ยงแยกที่สภาวะที่คัดเลือกจะมีค่าไฟฟ้าสูงกว่า

สถานะปัจจุบันของโรงงานฯ ร้อยละ 3.82 ในวันจันทร์-วันศุกร์ และร้อยละ 1.05 สำหรับการทำงาน
ในวันเสาร์

ตารางผนวก จ4 เปรียบเทียบค่าไฟฟ้าในการเหวี่ยงแยกน้ำมันปาล์มจากน้ำสลัดจ์ระหว่างสถานะ
ปัจจุบันของโรงงานฯ กับสถานะที่คัดเลือก

	สถานะปัจจุบันของโรงงานฯ (บาท)	สถานะที่คัดเลือก (บาท)
ส่วนที่ 1 ค่าไฟฟ้าฐาน		
ค่าความต้องการพลังไฟฟ้า	34,030.08	34,030.08
ค่าพลังงานไฟฟ้าวันจันทร์-วันศุกร์		
ช่วง on peak	8,360.09	10,047.88
ช่วง off peak	523.80	523.80
รวมค่าไฟฟ้าฐานวันจันทร์-วันศุกร์	42,913.97	44,601.76
ค่าพลังงานไฟฟ้าวันเสาร์	2,558.77	2,964.66
รวมค่าไฟฟ้าฐานวันเสาร์	36,588.85	36,994.74
ส่วนที่ 2 ค่าไฟฟ้าผันแปร (Ft)		
วันจันทร์-วันศุกร์	(-347.43)	(-411.18)
วันเสาร์	(-154.72)	(-179.27)
ส่วนที่ 3 ค่าภาษีมูลค่าเพิ่ม 7%		
วันจันทร์-วันศุกร์	2,979.66	3,093.34
วันเสาร์	2,550.39	2,577.03
รวมเงินค่าไฟฟ้าวันจันทร์-วันศุกร์	45,546.20	47,283.92
รวมเงินค่าไฟฟ้าวันเสาร์	38,984.52	39,392.50

