



ระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง
ด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

**Two-Stage Biodiesel Production System from High Free Fatty Acid Crude Palm
Oil Using Circulation through Static Mixer**

สุห์ดี นิเซ็ง

Suhdee Niseng

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

**A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of
Master of Engineering in Mechanical Engineering
Prince of Songkla University**

2557

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ ระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิด
กรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

ผู้เขียน นายสุหทัย นิเซ็ง

สาขาวิชา วิศวกรรมเครื่องกล

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์

คณะกรรมการสอบ

.....
(รองศาสตราจารย์กำพล ประทีปชัยกูร)

.....ประธานกรรมการ
(ดร.ฐานันดรศักดิ์ เทพญา)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

.....กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชยุต นันทกุลสิต)

.....
(ดร.นันทพันธ์ นภัทรานันท์)

.....กรรมการ
(ดร.บุญรอด สัจจกุลนุกิจ)

.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์กำพล ประทีปชัยกูร)

.....กรรมการ
(ดร.นันทพันธ์ นภัทรานันท์)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้บัณฑิตวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็น
ส่วนหนึ่งของของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชา
วิศวกรรมเครื่องกล

.....
(รองศาสตราจารย์ ดร. ชีรพล ศรีชนะ)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้เป็นผลมาจากการศึกษาวิจัยของนักศึกษาเอง และขอแสดงความขอบคุณ
บุคคลที่มีส่วนเกี่ยวข้อง

ลงชื่อ.....

(รศ. กำพล ประทีปชัยกูร)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์

ลงชื่อ.....

(นายสุหัตถ์ นิเช็ง)

นักศึกษา

ข้าพเจ้าขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้ไม่เคยเป็นส่วนหนึ่งในการอนุมัติปริญญาในระดับใดมาก่อน และ
ไม่ได้ถูกใช้ในการยื่นขออนุมัติปริญญาในขณะนี้

ลงชื่อ.....

(นายสุหัตถ์ นิเช็ง)

นักศึกษา

ชื่อวิทยานิพนธ์	ระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิติหมุนวน
ผู้เขียน	นายสุหัตถ์ นิเซ็ง
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล
ปีการศึกษา	2556

บทคัดย่อ

การผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีการไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิติถูกนำมาใช้เพื่อเป็นการพัฒนารูปแบบการผสมให้ดียิ่งขึ้น ในงานวิจัยนี้เลือกใช้วิธี Response Surface Methodology (RSM) และออกแบบการทดลองแบบ Central Composite Design (CCD) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาสภาวะที่ดีที่สุดในการบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน (ขั้นตอนแรก) และกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน (ขั้นตอนที่สอง) จากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการพบว่า ในขั้นตอนแรกสามารถลดค่าความเป็นกรดในน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมจาก 30 mgKOHg^{-1} ลดลงเหลือ 2 mgKOHg^{-1} ภายใต้อัตราเมทานอล 19.8 % โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 2.0 % โดยปริมาตร, และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานาน 50 นาที ที่อุณหภูมิ $60 \text{ }^{\circ}\text{C}$ โดยใช้อัตราเร็วในการป้อน 40 ลิตร/ชั่วโมง ผ่านท่อผสมแบบสถิติที่มีความยาว 5 เมตร ส่วนขั้นตอนที่สอง พบว่าสามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ได้มากกว่า 96.5 % โดยน้ำหนัก เมื่อใช้เมทานอล 23.81 % โดยปริมาตร, โปแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 11.8 % โดยน้ำหนัก, และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานาน 60 นาที ที่อุณหภูมิ $60 \text{ }^{\circ}\text{C}$ โดยใช้อัตราเร็วในการป้อน 40 ลิตร/ชั่วโมง ผ่านท่อผสมแบบสถิติที่มีความยาว 5 เมตร จากนั้นได้นำข้อมูลในระดับห้องปฏิบัติการไปใช้ในการออกแบบระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันดิบชนิดกรดสูงจากขนาด 5 ลิตร เป็น 100 ลิตร จากการทดลองพบว่า ในขั้นตอนแรกสามารถลดค่าความเป็นกรดในน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมจาก 30 mgKOHg^{-1} ลดลงเหลือ 1 mgKOHg^{-1} โดยใช้เงื่อนไขเดียวกับการทดลองในขั้นตอนแรกในระดับห้องปฏิบัติการ จากนั้นนำน้ำมันเอสเทอร์ไฟน์ไปผลิตไบโอดีเซลต่อด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน พบว่า ภายใต้อัตราเมทานอล 20 % โดยปริมาตร, โปแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8 % โดยน้ำหนัก, และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานาน 60 นาที

ที่อุณหภูมิ 60°C สามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ได้มากถึง 98.65 % โดยน้ำหนัก

Thesis Title	Two-Stage Biodiesel Production System from High Free Fatty Acid Crude Palm Oil Using Circulation through Static Mixer
Author	Mr. Suhdee Niseng
Major Program	Mechanical Engineering
Academic Year	2013

ABSTRACT

A technique to produce biodiesel via circulation process through static mixer reactor has been developed. In this work, response surface methodology (RSM), with 5-level and 2-factor central composite design (CCD) was used to optimize condition of esterification process (first-stage) and transesterification process (second-stage). In lab-scale, the amount of acid value was reduced from 30 mgKOHg^{-1} to 2 mgKOHg^{-1} , under condition 19.8 vol.% MeOH, 2.0 vol.% H_2SO_4 , 50 min reaction time, reaction temperature 60°C , and 40 Lh^{-1} of MCPO with 5-m static mixer in length (first-stage). For second-stage, the results showed that more than 96.5 wt.% methyl ester was obtained, when 23.81 vol.% MeOH, 11.8 wt.% KOH under temperature of 60°C and reaction time of 60 min with 5-m static mixer in length. These suitable conditions of two-stage process were used to develop the pilot-scale process by scaling up from 5 L of lab-scale to 100 L of pilot-scale. In pilot-scale process, the amount of acid value was reduced from 30 mgKOHg^{-1} to 1 mgKOHg^{-1} by following the same condition of first-stage in lab-scale. In the base catalyzed transesterification (second-stage), under condition: 20.0 vol.% MeOH, 8 wt.% KOH, and 60 min at 60°C , 98.65 wt.% of methyl ester was obtained.

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณ รศ. กำพล ประทีปชัยกูร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก, ดร. นันทพันธ์ นภัทรานันท์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม และ ดร. กฤษ สมนึก ที่ได้ให้คำแนะนำ และข้อเสนอแนะในการทำวิทยานิพนธ์ จนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปด้วยดี

ขอขอบพระคุณ คุณนิยม พรหมรัตน์, ดร.สุรัชย์ จันทร์ศรี, คุณจตุพร อินสุวรรณ โฉม และครูปฏิบัติการ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล ทุกๆท่านที่ได้ให้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์และความช่วยเหลือในการจัดหาและสร้างอุปกรณ์การทดลอง

ขอขอบคุณ สำนักวิจัยและพัฒนา มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่สนับสนุนทุนของโครงการมหาวิทยาลัยวิจัยแห่งชาติในการทำวิจัย

ขอขอบคุณ บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่สนับสนุนเงินอุดหนุนในการทำวิจัย

ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่อำนวยความสะดวกด้านเครื่องมือและสถานที่ในการทำวิจัย

สุห์ดี นิเซ็ง

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(9)
รายการตาราง	(13)
รายการภาพประกอบ	(15)
สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ	(17)
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 บทนำตั้งเรื่อง	1
1.2 การตรวจเอกสาร	2
1.2.1 ประวัติความเป็นมาน้ำมันไบโอดีเซล	2
1.2.2 ไบโอดีเซลในประเทศไทย	3
1.2.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
1.3 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	11
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	11
1.5 ขอบเขตของงานวิจัย	12
บทที่ 2 ทฤษฎี	13
2.1 ไบโอดีเซล	13
2.2 ปฏิกริยาที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	13
2.2.1 ปฏิกริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน	13
2.2.2 ปฏิกริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน	14
2.3 วัตถุดิบที่ใช้ในการผลิต	15
2.3.1 น้ำมันพืชและไขมันสัตว์	15
2.3.2 แอลกอฮอล์	15
2.4 ปัจจัยที่มีผลต่อร้อยละผลได้ของเมทิลเอสเทอร์	16
2.4.1 อัตราส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมัน	16
2.4.2 ชนิดและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกริยา	16

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.4.3 อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา	17
2.4.4 ความรุนแรงในการผสม	17
2.4.5 ความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้น	17
2.5 คุณสมบัติไบโอดีเซล	18
2.6 เครื่องผสมแบบสถิต	23
2.6.1 โครงสร้างท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียว	24
2.6.2 หลักการออกแบบท่อผสมแบบสถิต	24
2.7 การคำนวณต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน	27
3 การออกแบบเครื่องผสมแบบสถิต	28
3.1 ถังปฏิกรณ์	28
3.2 ผลการออกแบบท่อผสมแบบสถิตในระดับห้องปฏิบัติการ	28
3.3 ผลการออกแบบท่อผสมแบบสถิตสำหรับระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	31
4 อุปกรณ์และวิธีการดำเนินการทดลอง	33
4.1 วัสดุดิบและสารเคมี	33
4.2 อุปกรณ์การทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ	34
4.2.1 อุปกรณ์ทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน	34
4.2.2 อุปกรณ์ทดลองสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน	36
4.3 ขั้นตอนการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ	37
4.3.1 ขั้นตอนการทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน	37
4.3.2 ขั้นตอนสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน	38
4.4 อุปกรณ์การทดลองระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	38
4.4.1 อุปกรณ์การทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน	39

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.4.2 อุปกรณ์การทดลองสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	40
4.5 ขั้นตอนการทดลองระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบ ชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสติดหมุนวน	42
4.5.1 ขั้นตอนการทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระ	43
4.5.2 ขั้นตอนการทดลองสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	43
4.6 การวิเคราะห์ตัวอย่าง	44
4.6.1 การวิเคราะห์ปริมาณค่าความเป็นกรด	44
4.6.2 การวิเคราะห์องค์ประกอบในน้ำมันด้วยเทคนิค thin layer chromatography-flame ionization detection (TLC/FID)	45
4.7 การวางแผนการทดลอง	46
4.8 การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์และสถานะที่เหมาะสมที่สุด สำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันและกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	49
5 ผลการทดลองและอภิปรายผล	51
5.1 ผลการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ	51
5.1.1 ผลการทดลองความยาวของท่อผสมแบบแบบสติดที่มีผลต่อ กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน	51
5.1.2 ผลการทดลองอุณหภูมิที่มีผลต่อปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน	53
5.1.3 ผลของอัตราความเร็วในการป้อนสารที่มีผลต่อกระบวนการ เอสเทอร์ริฟิเคชัน	54
5.1.4 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของ กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน	56
5.1.5 สถานะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน	59
5.1.6 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของ กระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	61
5.1.7 สถานะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	64

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
5.2 การผลิตไบโอดีเซลจากระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมัน ปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	65
5.3 ผลการวิเคราะห์ทางด้านเศรษฐศาสตร์	69
5.3.1 ต้นทุนในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล	69
5.3.2 ต้นทุนการใช้พลังงานไฟฟ้าในกระบวนการผลิต	70
5.4 อนุสิทธิบัตรระบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันกรดไขมันอิสระสูง ด้วยวิธีการไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิต	71
5.5 การอบรมและถ่ายทอดเทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล	72
6 สรุปผลการทดลอง	74
6.1 สรุปผลการทดลอง	74
6.2 ข้อเสนอแนะ	76
บรรณานุกรม	77
ภาคผนวก	81
ก ตัวอย่างการคำนวณ	82
ข แบบของชุดการทดลอง	88
ค ขั้นตอนการออกแบบการทดลอง	99
ง ตารางแจกแจงแบบเอฟ	102
จ ค่าสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์	104
ฉ ข้อมูลจากผลการทดลอง	108
ช ตัวอย่างการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค TLC/FID	116
ซ อนุสิทธิบัตร	119
ฅ ผลงานตีพิมพ์เผยแพร่วิทยานิพนธ์	121
ประวัติผู้เขียน	137

รายการตาราง

ตารางที่		หน้า
1.1	แนวโน้มพื้นที่ปลูก - ผลผลิตปาล์มน้ำมัน และผลผลิตน้ำมันปาล์มดิบ	2
1.2	ตารางการพยากรณ์ปาล์มน้ำมัน : แสดงเนื้อที่ให้ผล ผลผลิต และผลผลิตต่อไร่ ของประเทศไทย ประจำปี 2552-2553	4
2.1	องค์ประกอบของกรดไขมันหลัก	16
2.2	องค์ประกอบของกรดไขมันหลักจากน้ำมันพืชและไขมันสัตว์ต่างๆ	19
2.3	ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ ของกรดไขมัน พ.ศ. 2552	20
2.4	ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร พ.ศ. 2549	22
2.5	แสดงชนิดและลักษณะการใช้งานของท่อผสมแบบสถิตชนิดต่างๆ	26
3.1	ค่าคงที่ตัวแปรความสามารถในการผสมและความดันตกคร่อมสำหรับท่อผสม ชนิดต่างๆ สำหรับการไหลแบบราบเรียบ	30
3.2	ค่าคงที่ตัวแปรความสามารถในการผสมและความดันตกคร่อมสำหรับท่อผสม ชนิดต่างๆ สำหรับการไหลแบบปั่นป่วน	31
4.1	แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบกะ	35
4.2	แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบกะ	36
4.3	แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระแบบหมุนวน ผ่านท่อผสมแบบสถิต	40
4.4	แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบหมุนวนผ่านท่อผสม แบบสถิต	42
4.5	แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระของปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน	47
4.6	แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระของปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน	47
4.7	แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆสำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชัน	47
4.8	แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆสำหรับกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน	48
4.9	แสดงเงื่อนไขขอบเขตตัวแปรอิสระที่ใช้ในการทดลอง	50

รายการตาราง (ต่อ)

ตารางที่		หน้า
5.1	แสดงข้อมูลการลดค่าความเป็นกรดในน้ำมันปาล์มดิบตามแผนการทดลองที่ เงื่อนไขต่างๆ	57
5.2	แสดงค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆของสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.1	58
5.3	แสดงสถานะที่ดีที่สุดของกระบวนการลดกรดไขมันอิสระที่เวลาต่างๆ	60
5.4	แสดงข้อมูลเมทิลเอสเทอร์ตามแผนการทดลองที่เวลาต่างๆ	62
5.5	แสดงค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆของสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.2	62
5.6	แสดงสถานะที่ดีที่สุดของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่เวลาต่างๆ	65
5.7	คุณสมบัติทางกายภาพและองค์ประกอบในน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการลดกรด ไขมันอิสระ	67
5.8	แสดงองค์ประกอบในไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง	67
5.9	แสดงต้นทุนวัตถุดิบและสารเคมีที่ใช้ในกระบวนการผลิต	69
5.10	แสดงต้นทุนพลังงานที่ใช้ในแต่ละขั้นตอนของกระบวนการผลิต	71

รายการภาพประกอบ

รูปที่		หน้า
1.1	ปริมาณการใช้น้ำมันดีเซลหมุนเร็ว	5
1.2	ปริมาณการใช้น้ำมันดีเซลหมุนเร็ว B5	5
2.1	ปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน	13
2.2	ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส	14
2.3	ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน	15
2.4	ปฏิกิริยาสปอนิฟิเคชัน	15
2.5	แสดงท่อผสมแบบสถิตชนิดต่างๆ	23
2.6	แสดงท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียว	24
3.1	แสดงรูปทรงถังน้ำมันดิบและถังแยกของเสียที่ใช้ในงานวิจัยนี้	28
3.2	แสดงอัตราส่วนเกลียวของท่อผสมแบบสถิต	29
3.3	แสดงลักษณะท่อผสมแบบสถิตที่ได้จัดสร้างและใช้สำหรับการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ	30
3.4	แสดงลักษณะท่อผสมแบบสถิตระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	32
4.1	แสดงชุดทดลองกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบกะ	35
4.2	แสดงชุดทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบกะ	36
4.3	ระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	39
4.4	ระบบผลิตไบโอดีเซลด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	41
5.1	กราฟแสดงค่าความเป็นกรด เมื่อปรับความยาวท่อผสมแบบสถิตหุ้มฉนวน	53
5.2	กราฟแสดงค่าความเป็นกรด เมื่อปรับความยาวท่อผสมแบบสถิตไม่หุ้มฉนวน	54
5.3	แสดงผลของอัตราเร็วที่มีผลต่อการลดกรดไขมันอิสระด้วยกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชัน	56

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

รูปที่		หน้า
5.4	แสดงกราฟ contour ของปริมาณเมทิลเอสเทอร์ ที่ค่าเมทานอลและกรดซัลฟิวริกที่เวลาต่างๆ	59
5.5	แสดงกราฟ contour ของปริมาณเมทิลเอสเทอร์ ที่ค่าเมทานอลและโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่เวลาต่างๆ	64
5.6	แสดงระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน	66
5.7	ผังการทำงานของระบบลดกรดไขมันอิสระที่ได้จกอนุสิทธิบัตร	72
5.8	แสดงภาพกิจกรรมการอบรมและสาธิตการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วให้ชุมชนที่สนใจ	73
5.9	แสดงระบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วด้วยวิธีการไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิต	73

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ

A	กรดซัลฟิวริก
ASTM	The American Society for Testing and Materials
AV	ค่าความเป็นกรด
B5	น้ำมันดีเซลที่มีการผสมไบโอดีเซล 5%
CCD	central composite design
CPO	น้ำมันปาล์มดิบจากเส้นใยปาล์ม (crude palm oil)
CSTR	เครื่องปฏิกรณ์ถังกวนแบบต่อเนื่อง (continuous stirred tank reactor)
C_v	The unmixed volume fraction
CoV_o	The initial degree of unmixedness
CoV_r	The coefficient of variation reduction
$^{\circ}C$	องศาเซลเซียส
D	เส้นผ่านศูนย์กลาง
DG	ไดกลีเซอไรด์
f	friction factor
FFA	กรดไขมันอิสระ (free fatty acid)
g	กิโลกรัม
h	ชั่วโมง
H_2SO_4	กรดซัลฟิวริก
J/kg	ค่าความร้อนหน่วยจุลต่อกิโลกรัม
k	สัมประสิทธิ์ความดันตกคร่อม
kW	กิโลวัตต์
K	โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์
KiL	ค่าคงที่ความสามารถในการผสมของท่อผสมแบบสถิตสำหรับการไหลแบบราบเรียบ
KiT	ค่าคงที่ความสามารถในการผสมของท่อผสมแบบสถิตสำหรับการไหลแบบปั่นป่วน
KL	ค่าคงที่ความดันตกคร่อมของท่อผสมแบบสถิต
KOH	โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

l	ของเหลว
L	ความยาว
l/h	ลิตรต่อชั่วโมง
l/min	ลิตรต่อนาที
mgKOHg ⁻¹	1 กรัมของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ต่อน้ำมัน 1 กรัม
M	เมทานอล
ME	เมทิลเอสเทอร์
MG	โมนอกลิเซอไรด์
N	จำนวนเกลียว
N _{RE}	เรย์โนลด์นัมเบอร์
Q	อัตราการไหล
RSM	พื้นผิวตอบสนอง (response surface methodology)
R ²	coefficient of multiple determinations
s	ของแข็ง
TG	ไตรกลีเซอไรด์
TLC/FID	Thin Layer Chromatography-Flame Ionization Detection
V	ความเร็วในการป้อน
%vol.	โดยปริมาตร
%w	โดยน้ำหนัก
ΔP _{pipe}	ความดันตกคร่อมของท่อเปล่า
ΔP _{sm}	ความดันตกคร่อมของท่อผสมแบบสถิต
ρ	ความหนาแน่น
μ	ความหนืด

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำต้นเรื่อง

รัฐบาลมีเป้าหมายในการลดปริมาณการใช้ น้ำมันดีเซล เนื่องจากราคาน้ำมันที่พุ่งสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง โดยการรณรงค์ให้ประชาชนหันมาใช้ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทางเลือก เป็นเหตุให้อุปสงค์ของปาล์มน้ำมันเพื่อใช้เป็นพลังงานทดแทนเพิ่มมากขึ้น การกำหนดยุทธศาสตร์ด้านพลังงานทดแทนจึงสำคัญอย่างยิ่ง จากยุทธศาสตร์ด้านไบโอดีเซลของกระทรวงพลังงานที่ตั้งเป้าให้มีการใช้ไบโอดีเซลเพื่อผสมในน้ำมันดีเซลในปี 2555 สูงถึง 3.2 ล้านลิตรต่อวัน ซึ่งคิดเป็นความต้องการใช้น้ำมันปาล์มดิบ (CPO) เพื่อเป็นวัตถุดิบประมาณ 0.87 ล้านตัน และสเดียริน 0.21 ล้านตัน ทำให้ประเทศไทยต้องมีแผนยุทธศาสตร์การเพิ่มพื้นที่เพาะปลูกปาล์มน้ำมัน ซึ่งในปี 2550 ประเทศไทยมีพื้นที่เพาะปลูกปาล์มรวม 3.145 ล้านไร่ ซึ่งคิดเป็นพื้นที่ให้ผลผลิต 2.722 ล้านไร่ และให้ผลผลิตปาล์มสด 7.27 ล้านตัน หรือเป็นน้ำมันปาล์มดิบ 1.24 ล้านตัน และหากแนวโน้มการเพิ่มพื้นที่เพาะปลูกเป็นไปตามแผน กล่าวคือ มีการขยายพื้นที่ปลูกปาล์ม 2.5 ล้านไร่ และปลูกทดแทน 0.5 ล้านไร่ ภายในปี 2555 ประเทศไทยจะมีผลผลิตปาล์มจำนวน 13.56 ล้านตัน คิดเป็นน้ำมันปาล์มดิบ 2.51 ล้านตัน ซึ่งเพียงพอต่อการใช้ภายในประเทศเพื่อการบริโภคที่มีประมาณ 1.21 ล้านตันที่เหลือสามารถนำไปใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซล ดังแสดงในตารางที่ 1.1 (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2553a)

จากยุทธศาสตร์ปาล์มน้ำมันที่กล่าวมานั้น ทำให้พื้นที่ปลูกปาล์มได้กระจายไปในพื้นที่ต่างๆเกือบทั้งภาคใต้ รวมไปถึงถึงบางส่วนของภาคตะวันออกเฉียงเหนือและภาคอีสาน และเนื่องจากการปลูกปาล์มในประเทศไทยเป็นการปลูกโดยเกษตรกรรายย่อยเป็นส่วนใหญ่ ทำให้เมื่อเก็บเกี่ยวผลผลิตจำเป็นต้องพึ่งพาโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มของเอกชนรายใหญ่ในการจำหน่ายวัตถุดิบ ทำให้ราคาผลผลิตปาล์มต้องขึ้นอยู่กับการกำหนดราคาของโรงงาน ซึ่งปัญหานี้เป็นปัญหาที่เกิดขึ้นมานานและเป็นเช่นนี้ทุกปี การรวมกลุ่มกันของเกษตรกรผู้ปลูกปาล์มน้ำมันเพื่อจัดตั้งระบบหีบน้ำมันปาล์มขนาดเล็กกำลังเป็นที่สนใจและเริ่มมีการรวมกลุ่มกัน เพราะจะสามารถ

ทำการสกัดน้ำมันปาล์มจากผลผลิตของตัวเอง เป็นการลดการพึ่งพาโรงงานสกัดน้ำมันขนาดใหญ่ ต้นทุนการผลิตจะถูกลงเพราะไม่ต้องเสียค่าใช้จ่ายขนส่งในระยะทางไกล ค่าลงทุนต่ำ น้ำมันปาล์มดิบบางส่วนนี้ สามารถนำมาผลิตเป็นไบโอดีเซลเพื่อใช้ภายในกลุ่มหรือจำหน่ายภายในชุมชน อันเป็นการลดภาระค่าเชื้อเพลิง ลดการนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศได้ในระดับหนึ่งและช่วยให้เกษตรกรมีรายได้ที่สูงขึ้น อย่างไรก็ตามเนื่องจากน้ำมันที่สกัดได้จากกระบวนการที่กล่าวมานี้เป็นน้ำมันชนิดหีบรวม ซึ่งมีค่ากรดไขมันอิสระค่อนข้างสูง เนื่องจากกระบวนการหีบเป็นการหีบแบบแห้ง ซึ่งผลปาล์มจะผ่านการอบหรือทอด ดังนั้นการนำน้ำมันนี้มาผลิตเป็นไบโอดีเซลจึงจำเป็นต้องใช้กระบวนการแบบสองขั้นตอน(two-stage or ester-transesterification process) ซึ่งเป็นกระบวนการที่เหมาะสมสำหรับน้ำมันที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูง เพราะผลได้ร้อยละของน้ำมันไบโอดีเซลจะสูงกว่า ระยะเวลาสั้นกว่ากระบวนการ saponification-transesterification จากน้ำมันที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูง ระบบสองขั้นตอนที่จะนำมาใช้จะเป็นระบบที่มีการทำงานที่ไม่ยุ่งยาก เกษตรกรที่ไม่มีความรู้สามารถรับการฝึกอบรมวิธีการและการผลิตได้ง่าย

ตารางที่ 1.1 แนวโน้มพื้นที่ปลูก-ผลผลิตปาล์มน้ำมัน และผลผลิตน้ำมันปาล์มดิบ (แผนพัฒนาอุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันและน้ำมันปาล์ม ปี 2551 – 2555)

ปี	ผลผลิต		ความต้องการใช้ในประเทศ (ล้านตัน)
	ผลปาล์ม (ล้านตัน)	น้ำมันดิบ (ล้านตัน)	
2551	8.44	1.48	0.92
2552	9.18	1.65	0.98
2553	10.17	1.83	1.05
2554	12.06	2.23	1.13
2555	13.56	2.51	1.21

1.2 การตรวจเอกสาร

1.2.1 ประวัติความเป็นมาน้ำมันไบโอดีเซล

ปลายศตวรรษที่ 18 เครื่องยนต์ดีเซลสันดาปภายใน ได้ถูกพัฒนาขึ้นโดยวิศวกรที่ชื่อว่า รูดอล์ฟ ดีเซล โดยประดิษฐ์เครื่องยนต์ดีเซลเป็นผลสำเร็จในปี ค.ศ.1893 และจดสิทธิบัตรในปีถัดมา โดยการทดลองนำเครื่องยนต์ลูกสูบเดี่ยวที่ทำจากเหล็กยาว 3 เมตรซึ่งมีล้อเพื่องัดอยู่ที่ฐานมาทดลองใช้กับน้ำมันไบโอดีเซลได้เป็นผลสำเร็จเป็นครั้งแรกของโลก ต่อมาในปี ค.ศ. 1898 รูดอล์ฟ ดีเซล นำไบโอดีเซลที่ทำจากน้ำมันถั่วเหลืองมาทดลองใช้กับเครื่องยนต์อีกครั้งในงานวิสต์แพร่ ที่กรุงปารีส ประเทศฝรั่งเศส ทั้งนี้ เขาเชื่อว่าไบโอดีเซลนี้จะเป็นน้ำมันที่เหมาะสมกับเครื่องยนต์มากที่สุดในอนาคต (อาภาณี, 2007)

หลังจากมีการใช้ไบโอดีเซลไประยะหนึ่งก็ต้องหยุดไปเนื่องจากมีการค้นพบวิธีการผลิตน้ำมันดีเซลจากปิโตรเลียมที่มีราคาถูกกว่า จนกระทั่งปี ค.ศ. 1970 เกิดวิกฤติราคาน้ำมันขึ้น น้ำมันดิบมีราคาสูงขึ้นเป็นประวัติการณ์และไม่มีทีท่าว่าจะลดลง เนื่องจากมีการคาดการณ์ว่าน้ำมันกำลังจะหมดลงในอนาคตอันใกล้ การมองหาพลังงานทดแทนที่ได้จากพืชได้รับความสนใจอีกครั้งหนึ่งซึ่งน้ำมันไบโอดีเซลเป็นน้ำมันทางเลือกหนึ่งที่ผลิตจากพืชหรือไขมันสัตว์โดยน้ำมันชนิดนี้เมื่อนำมาใช้กับเครื่องยนต์แล้ว พบว่ามีคุณสมบัติในการเผาไหม้ได้ดีไม่ต่างจากน้ำมันจากปิโตรเลียมแต่มีข้อดีกว่าหลายอย่าง คือ มีการเผาไหม้ที่สะอาดกว่า ไอดีเสียมีคุณภาพที่ดีกว่าเพราะออกซิเจนในไบโอดีเซลทำให้มีการสันดาปที่สมบูรณ์กว่าน้ำมันดีเซลปกติ ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมและลดมลพิษจากการเผาไหม้ของเครื่องยนต์ (อาภาณี, 2007)

1.2.2 ไบโอดีเซลในประเทศไทย

ภายหลังเกิดวิกฤตพลังงานของโลก ซึ่งส่งผลกระทบต่อเศรษฐกิจโดยรวมของประเทศไทย รัฐบาลได้ให้ความสำคัญในการค้นคว้าวิจัยแหล่งพลังงานทดแทนใหม่ของประเทศ อันเป็นการลดการพึ่งพาน้ำมันปิโตรเลียมซึ่งต้องนำเข้าจากต่างประเทศ จากข้อมูลสถานการณ์พลังงานทดแทนของประเทศไทยปี 2552 พบว่ามีการใช้พลังงานทดแทนรวม 24,872.35 พันตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ สามารถจำแนกสัดส่วนการใช้ตามแหล่งพลังงาน ได้ดังนี้ สัดส่วนการใช้พลังงานจากก๊าซธรรมชาติร้อยละ 14.3 ถ่านหินร้อยละ 30.1 พลังงานชีวมวลของแข็งร้อยละ 52.2 เชื้อเพลิงชีวภาพของเหลวร้อยละ 3.2 พลังงานน้ำร้อยละ 0.1 และพลังงานแสงอาทิตย์ พลังงานลม ขยะ ก๊าซชีวภาพพลังงานความร้อนใต้พิภพร้อยละ 0.1 ของการใช้พลังงาน

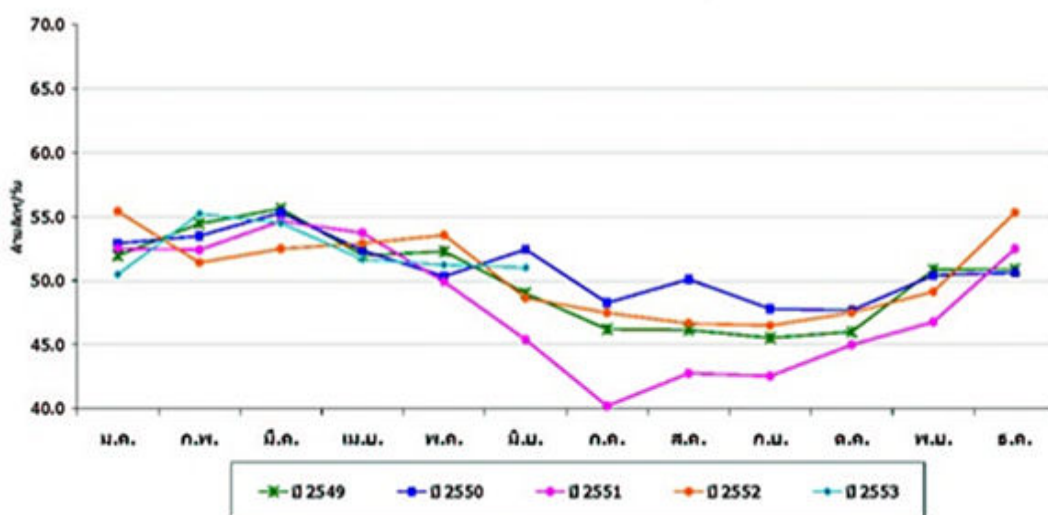
ทดแทนทั้งหมด (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2553b) ทั้งนี้ไบโอดีเซลจัดอยู่ในประเภทเชื้อเพลิงชีวภาพของเหลว ที่รัฐบาลสนับสนุนในด้านการวิจัยและการนำมาใช้ให้เกิดประโยชน์

ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทางเลือกที่สามารถใช้ทดแทนน้ำมันเชื้อเพลิงดีเซล เนื่องจากเป็นเชื้อเพลิงที่ได้จากพืชน้ำมัน ผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมจึงน้อยกว่าเชื้อเพลิงจากฟอสซิล มีปริมาณซัลเฟอร์ต่ำ กลิ่นไม่รุนแรง สามารถสลายตัวได้โดยกระบวนการทางชีวภาพ จึงเป็นที่ยอมรับและสนับสนุนในการใช้งาน สำหรับประเทศไทยมีความเหมาะสมเนื่องจากเป็นประเทศที่มีเนื้อที่ให้ผลปาล์มน้ำมันมากเป็นอันดับต้นๆของโลก โดยเฉพาะพื้นที่ภาคใต้ของประเทศไทยที่มีการปลูกปาล์มมากที่สุด ดังแสดงในตารางที่ 1.2 จึงมีศักยภาพด้านวัตถุดิบในการนำมาผลิตเป็นไบโอดีเซล

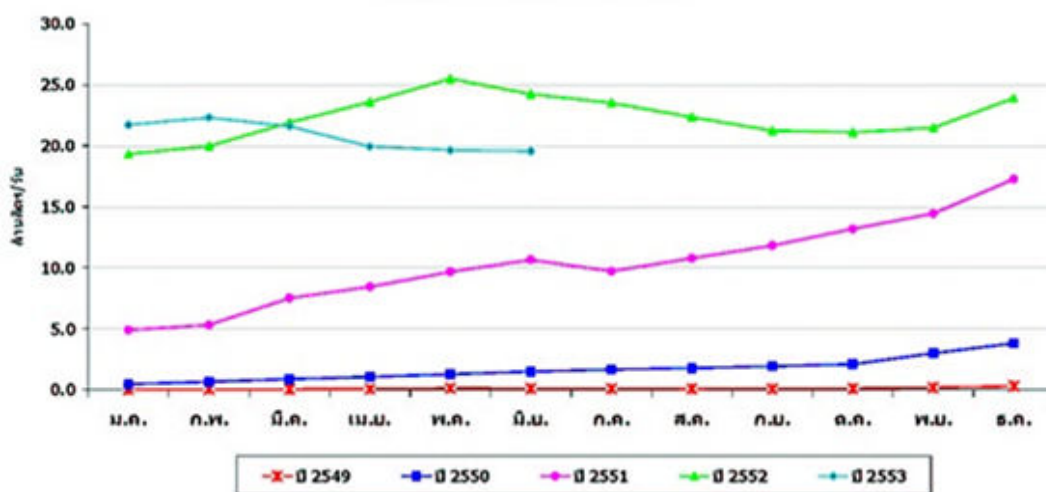
ยุทธศาสตร์การพัฒนาและส่งเสริมการใช้ไบโอดีเซลจากปาล์มน้ำมันของภาครัฐ โดยการส่งเสริมการผลิตไบโอดีเซลในระดับชุมชนและเชิงพาณิชย์เพื่อให้ได้ 8.5 ล้านลิตรต่อวัน เพื่อใช้ผสมในน้ำมันดีเซลทั่วประเทศ 10% ภายในปี พ.ศ. 2555 (คณะกรรมการกำกับกิจการพลังงาน, 2553) เพื่อเพิ่มความมั่นคงด้านพลังงาน (ลดการนำเข้า) จากยุทธศาสตร์ดังกล่าว ได้รับการสนับสนุนจากประชาชนเป็นอย่างดี เห็นได้จากการใช้น้ำมันดีเซล B5 ที่มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นอย่างต่อเนื่อง ในขณะที่การใช้น้ำมันดีเซลเริ่มลดลง ดังรูปที่ 1.3 และรูปที่ 1.4

ตารางที่ 1.2 ตารางการพยากรณ์ปาล์มน้ำมัน : แสดงเนื้อที่ให้ผล ผลผลิต และผลผลิตต่อไร่ของประเทศไทย ประจำปี 2552-2553 (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2553)

ประเทศ/ภาค/จังหวัด	เนื้อที่ให้ผล (ไร่)			ผลผลิต (ตัน)			ผลผลิตต่อไร่ (กิโลกรัม)		
	2552	2553	% +/-	2552	2553	% +/-	2552	2553	% +/-
รวมทั้งประเทศ	3,188,832	3,637,536	14.07	8,162,379	9,032,635	10.66	2,560	2,483	-3.01
ภาคเหนือ	2,153	7,022	226.15	1,021	4,702	360.53	474	670	41.35
ภาคตะวันออกเฉียงเหนือ	25,077	41,701	66.29	17,606	37,113	110.80	702	890	26.78
ภาคกลาง	278,275	367,748	32.15	678,869	911,188	34.22	2,440	2,478	1.56
ภาคใต้	2,883,327	3,221,065	11.71	7,464,883	8,079,632	8.24	2,589	2,508	-3.13



รูปที่ 1.1 ปริมาณการใช้น้ำมันดีเซลหมุนเร็ว (กระทรวงพลังงาน, 2553a)



รูปที่ 1.2 ปริมาณการใช้น้ำมันดีเซลหมุนเร็ว B5 (กระทรวงพลังงาน, 2553b)

1.2.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

ไบโอดีเซลที่ได้จากการนำน้ำมันพืชมาเป็นวัตถุดิบในการผลิตนั้น ได้รับความสนใจทั้งในประเทศและต่างประเทศ ซึ่งมากกว่า 95% ของวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตมาจากน้ำมันเพื่อบริโภค (Meher และคณะ, 2004; Leung และคณะ, 2010) ทั้งนี้มีนักวิจัยสนใจศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากวัตถุดิบต่างๆอย่างกว้างขวาง ดังต่อไปนี้

โดยทั่วไปการผลิตน้ำมันไบโอดีเซลจะใช้ปฏิกิริยาทางเคมีที่เรียกว่า ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน มีทิมวิจย์ที่ศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากปฏิกิริยาดังกล่าว เช่น Nouredдини และ Zhu (1997) ได้ศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันถั่วเหลือง โดยศึกษาผลของความรุนแรงในการผสม (mixing intensity) ในช่วง 3100 ถึง 12,400 ที่อุณหภูมิ 30-70 °C โดยใช้อัตราส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมัน 6:1 และโซเดียมไฮดรอกไซด์ 0.2% โดยน้ำหนัก พบว่าระดับของความรุนแรงในการผสมระหว่างแอลกอฮอล์กับไตรกลีเซอไรด์เป็นองค์ประกอบสำคัญในกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยที่ไตรกลีเซอไรด์และแอลกอฮอล์จะไม่ผสมกันในช่วงแรกๆ การกวนจะช่วยให้เกิดการผสมรวมตัวกันทำให้เพิ่มอัตราการส่งผ่านเชิงมวล ดังนั้นการเปลี่ยนแปลงค่า เรย์โนลด์คัมเบอร์จะทำให้จลนศาสตร์ของปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันเปลี่ยนแปลงด้วย ปฏิกิริยาในช่วงแรกจะเกิดขึ้นช้า แต่เมื่อน้ำมันและแอลกอฮอล์เกิดการรวมตัวกันแล้ว ปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว การเพิ่มค่าเรย์โนลด์คัมเบอร์จะไม่ค่อยมีผลต่อปฏิกิริยามากนักและอัตราการเกิดปฏิกิริยาในช่วงหลังจะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ Darmoko และ Cheryan (2000) ได้ศึกษากระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันของเมทิลเอสเตอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นจากขวดทดลองขนาด 1 ลิตร ภายใต้สภาวะที่ ความเข้มข้นของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 1% โดยน้ำหนัก ควบคุมอุณหภูมิที่ 50 °C ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยานาน 90 นาที และใช้อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันต่อเมทานอล 1:6 พบว่าในช่วงแรกของปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว จากนั้นปฏิกิริยาจะค่อยๆ เข้าสู่สภาวะสมดุลที่ระยะเวลาประมาณ 60 นาที จากการทดสอบดังกล่าวยังพบว่าการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นจะมีผลต่อปฏิกิริยาไม่มากนัก และการลดปริมาณความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาลงเป็น 0.5% จะทำให้เกิดการล่าช้าของปฏิกิริยาในช่วงต้นๆ ประมาณ 6 นาทีแรก เนื่องจากน้ำมันและแอลกอฮอล์จะแยกเป็นสองเฟส แต่เมื่อเวลาผ่านไปประมาณ 30 นาที ปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว Tongurai และคณะ (2001) ได้ศึกษาปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบเบทซ์จากผลิตผลปาล์มน้ำมัน คือ น้ำมันทอดใช้แล้ว น้ำมันปาล์มรีไฟน์ น้ำมันปาล์มแยกกัมและลดกรดชนิดบี ไบปาล์มสเตียรีน และ superhard stearin พบว่าเมทิลเอสเตอร์ที่ผลิตได้มีความบริสุทธิ์เกือบ 100% ภายใต้สภาวะที่เหมาะสม คือ ใช้สัดส่วนเชิงโมลของน้ำมันต่อเมทิลแอลกอฮอล์ 1:6 และโซดาไฟ 0.5-1% ของน้ำมัน อุณหภูมิการทำปฏิกิริยาที่ 60-80 °C โดยมีการกวนประมาณ 15-30 นาที และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยานาน 3-4 ชั่วโมง นอกจากนี้ Rashid และคณะ (2007) ได้

ศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันแรพซีดด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน พบว่า เงื่อนไขที่ดีที่สุดสำหรับปฏิกิริยามะทานอลไลซิส คือ ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 1% อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมัน 6:1 ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 65 °C ระยะเวลา 2 ชั่วโมง ผลได้ของเมทิลเอสเตอร์ 95-96%

สำหรับน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูงก่อนที่จะนำไปเป็นวัตถุดิบสำหรับผลิตไบโอดีเซล จะต้องทำการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันให้เหลือน้อยกว่า 2% โดยน้ำหนัก เนื่องจากกรดไขมันอิสระจะทำปฏิกิริยากับสารละลายต่างเกิดเป็นสบู่ทำให้กระบวนการสังเคราะห์เมทิลเอสเตอร์ได้ลำบากและร้อยละผลได้ต่ำ การศึกษาวิจัยจึงมีความสำคัญต่อการผลิตไบโอดีเซลเป็นอย่างยิ่ง งานวิจัยที่ศึกษาวิธีการลดกรดไขมันอิสระมีหลายคณะด้วยกัน ดังนี้ Prateepchaikul และคณะ (2007) ได้ศึกษาการผลิตเมทิลเอสเตอร์จากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงที่ผ่านการลดขางเหนียว โดยสามารถลดค่ากรดไขมันอิสระลงเหลือต่ำกว่า 2% โดยน้ำหนัก ภายในระยะเวลา 60 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้กรดซัลฟิวริก 3-5% โดยน้ำหนัก และเมทานอล 10-12% โดยปริมาตร ส่วนทีมงานของ Marchetti และคณะ (2005) ได้ศึกษากระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันจากน้ำมันพืชและน้ำมันสัตว์ที่ใช้แล้ว โดยใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา พบว่าภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ อัตราส่วนระหว่างน้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยากับน้ำมันรีไฟน์เท่ากับ 2.261%, กรดไขมันอิสระตอนเริ่มต้น 10.684% อัตราส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันที่เป็นกรดเท่ากับ 6.126% ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 55 °C สามารถลดค่าของกรดไขมันอิสระลงเหลือ 0.54% เช่นเดียวกันกับ ทีมวิจัยของสุรัชย์ และคณะ (2007) ได้ศึกษาวิธีการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม แต่เป็นน้ำมันที่ไม่ได้ผ่านกระบวนการลดขางเหนียว ด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน พบว่าภายในระยะเวลา 30 นาที โดยใช้อัตราส่วน โมลาร์ของเมทานอลต่อน้ำมัน 3:1 ความเร็วในการกวน 300 รอบต่อนาที ที่อุณหภูมิ 60°C และใช้กรดซัลฟิวริก 0.8% โดยน้ำหนัก สามารถลดค่ากรดไขมันอิสระที่อยู่ในช่วง 8-12% โดยน้ำหนัก ลดลงเหลือต่ำกว่า 1% โดยน้ำหนัก หลังจากนั้นในปี 2009 ทีมงานวิจัยของ Prateepchaikul และคณะ (2009) ออกแบบและทดสอบชุดปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องเพื่อลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มชนิดหีบรวม โดยออกแบบถังกวนแบบอนุกรม 4-CSTR แต่ละห้องมีใบกวน 6-blade disk turbine จำนวน 1 อัน สามารถลดค่ากรดไขมันที่อยู่ในช่วง 8-14 % โดยน้ำหนัก ลงเหลือต่ำกว่า 1% โดยน้ำหนัก โดยใช้

กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันภายใต้สภาวะที่เหมาะสม เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟูริก 1.7% โดยปริมาตร ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60 °C

ในส่วนของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนนั้น จะใช้กับน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูง เนื่องจากสามารถลดข้อดีของการกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์โดยใช้ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งประเภทกรด ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาข้างเคียงคือปฏิกิริยาสaponifiเคชันและระยะเวลาที่ยาวนานในการทำปฏิกิริยาของปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน (Canacki, M. และ Gerpan, J.V., 2001) โดยกระบวนการดังกล่าวมีขั้นตอนการทำงาน 2 ขั้นตอน คือ ขั้นตอนแรกเป็นการลดค่ากรดไขมันอิสระในน้ำมันด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งชนิดกรด ส่วนขั้นตอนที่สองคือ ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งชนิดเบส มีผู้ที่สนใจทำการศึกษาอย่างกว้าง ดังนี้ Ghadge และ Raheman (2005) ศึกษาวิธีการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมัน mahua ที่มีค่ากรดไขมันสูง (19% FFA) พบว่าสามารถลดค่ากรดไขมันลงเหลือ 1% โดยกระบวนการสองขั้นตอน แต่ละขั้นตอนใช้เมทานอล 0.30-0.35 โดยปริมาตร, กรดซัลฟูริก 1% โดยปริมาตร ทำปฏิกิริยานาน 1 ชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 60 °C จากนั้นใช้เวลา 1 ชั่วโมง สำหรับแยกน้ำและแอลกอฮอล์ออกจากของผสม หลังจากนั้น(ขั้นตอนที่สอง) ใช้เมทานอล 0.25% โดยปริมาตร, และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 0.7% โดยน้ำหนักต่อปริมาตร ได้ร้อยละผลได้ของไบโอดีเซล 98% ส่วน Veljkovic และคณะ (2006) ได้ศึกษาการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันเมล็ดยาสูบที่มีกรดไขมันอิสระสูงด้วยวิธีการสองขั้นตอน ขึ้นใช้กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งชนิดกรดตามด้วยปฏิกิริยาเมทานอลไลซิสด้วยตัวเร่งชนิดเบส พบว่าสามารถลดค่ากรดไขมันอิสระลงเหลือน้อยกว่า 2% ภายในระยะเวลา 25 นาที ที่อัตราส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมัน 18:1 ในขั้นตอนแรก ส่วนขั้นตอนที่สอง นำผลิตภัณฑ์จากขั้นตอนที่ 1 ไปผลิตเป็นไบโอดีเซลต่อด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน พบว่าสามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ได้สูงถึง 91% ภายในระยะเวลา 30 นาที นอกจากนี้ กิตติศักดิ์ และคณะ (2006) ได้ทดลองผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มหีบรวมโดยใช้กระบวนการผลิตแบบเอสเทอร์ริฟิเคชันและทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ ในขั้นตอนแรกคือกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และกำหนดความเข้มข้นของกรดที่ 1 3 และ 4% โดยน้ำหนักของน้ำมัน ขั้นตอนที่สองเป็น

ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งที่ความเข้มข้น 2.3 และ 4% โดยน้ำหนักของน้ำมัน ซึ่งทั้งสองกระบวนการใช้อัตราส่วนของเมทานอลต่อน้ำมันที่ 24:30 และ 36% โดยปริมาตรของน้ำมัน และกำหนดอุณหภูมิที่ใช้สำหรับปฏิกิริยาทั้งสองที่ 60°C พบว่าความเข้มข้นของกรดซัลฟิวริกที่ 3% โดยน้ำหนัก เพียงพอต่อการลดกรดไขมันอิสระสำหรับกระบวนการแรก กระบวนการที่สองสามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 97% โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ 2% โดยน้ำหนักของน้ำมัน และพบว่าอัตราส่วนของเมทานอลต่อน้ำมันที่สูงขึ้นส่งผลให้ได้เมทิลเอสเทอร์ที่บริสุทธิ์ขึ้นด้วย ส่วนที่มวิชัยสุรชัย และคณะ (2007) ได้ศึกษาจลนพลศาสตร์ของการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันดิบชนิดหีบรวม ด้วยกระบวนการสองขั้นตอน โดยควบคุมอุณหภูมิไว้ที่ 60°C ขั้นตอนแรกสามารถลดกรดไขมันอิสระที่อยู่ในช่วง 8-12% ลงเหลือน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมัน 10:1 ใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา 0.8% โดยน้ำหนัก ภายในเวลา 30 นาที และนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซลต่อในขั้นตอนที่สอง ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อไตรกลีเซอไรด์ 6:1 และใช้โซดาไฟ 0.5% โดยน้ำหนัก ภายในเวลา 5 นาที ได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 97% ทั้งสองกระบวนการใช้ความเร็วรอบของใบกวนเท่ากับ 300 รอบ/นาที นอกจากนี้ Shuit และคณะ (2010) ใช้กระบวนการสองขั้นตอนในการผลิตไบโอดีเซลจากเมล็ดสบู่ดำ ตัวแปรที่ศึกษา กำหนดให้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 30-60°C, เมทานอลต่อเมล็ดสบู่ดำ 5-20 มิลลิลิตรต่อกรัม, ตัวเร่งปฏิกิริยา 5-30% โดยน้ำหนัก และเวลาในการทำปฏิกิริยา 1-24 ชั่วโมง โดยใช้วิธี Response Surface Methodology (RSM) และออกแบบการทดลองโดยวิธี Central Composite Design (CCD) เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุด พบว่าสามารถผลิตไบโอดีเซลผลได้ 98.1% ภายใต้สภาวะที่อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 60°C, เมทานอลต่อเมล็ดสบู่ดำ 10.5 มิลลิลิตรต่อกรัม, ตัวเร่งปฏิกิริยา 21.8% โดยน้ำหนัก และเวลาในการทำปฏิกิริยา 10 ชั่วโมง

จากการทบทวนเอกสารงานวิจัยข้างต้นพบว่า การผลิตไบโอดีเซลแบบขั้นตอนเดียว (ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน) และการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูง ซึ่งต้องใช้กระบวนการสองขั้นตอน โดยส่วนใหญ่แล้วจะใช้ใบกวนในการช่วยผสมน้ำมันดิบกับแอลกอฮอล์เพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้สมบูรณ์ เพื่อพัฒนารูปแบบการผสมและลดต้นทุนในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ในเวลาต่อมานักวิจัยได้นำอุปกรณ์ชนิดใหม่มาช่วยในการ

ผสมระหว่างน้ำมันดิบกับแอลกอฮอล์ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยการใช้ท่อผสมแบบสตีตแทนเครื่องผสมทางกลที่ใช้อยู่เดิม เดิมทีท่อแบบสตีตเป็นเครื่องผสมทางกลที่ถูกนำมาใช้ในการผสมในอุตสาหกรรมต่างๆ เช่น อุตสาหกรรมอาหาร อุตสาหกรรมเคมี เป็นต้น เนื่องจากสามารถผสมสารที่เป็นของเหลวกับของเหลวได้ดี (Paul และคณะ, 2004) ซึ่งท่อผสมแบบสตีตจะมีการติดตั้งอิเลิเมนต์ในรูปแบบต่างๆ ไว้ภายในท่อเพื่อเป็นตัวขวนการไหลของสารผสมทำให้เกิดการผสมของสารที่ถูกป้อนเข้าไปในท่อ ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลท่อผสมแบบสตีตถูกนำมาใช้ทดแทนใบกวนเพื่อพัฒนารูปแบบการผสม เนื่องจากมีข้อดีหลายอย่าง เช่น ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาน้อยกว่า ราคาถูกกว่าใบกวน, ใช้พลังงานน้อยกว่า, รูปทรงที่เล็กกว่าทำให้เคลื่อนย้ายสะดวก, สามารถผสมได้ดีแม้ว่าอัตราการเขื่อนน้อย (Thakur และคณะ, 2003) จากข้อได้เปรียบดังกล่าวทำให้นักวิจัยเริ่มให้ความสนใจในการศึกษาท่อผสมแบบสตีตในการผลิตไบโอดีเซลมากขึ้น ในปี ค.ศ. 2007 Thomson และคณะ (2007) ได้สร้างท่อผสมแบบสตีตแบบปิด (close-loop) ในการผลิตไบโอดีเซลจาก canola oil โดยศึกษาผลของตัวแปร 4 ตัวแปรคือ ความรุนแรงในการผล, ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา, อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา และเวลาในการทำปฏิกิริยา จากการทดลองพบว่า อุณหภูมิและปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาจะมีผลต่อปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ภายใต้สภาวะที่เหมาะสม คือ อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่ 60°C ความเข้มข้นของตัวเร่ง 1.5% โดยน้ำหนัก และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 30 นาที สามารถผลิตไบโอดีเซลได้มากถึง 98% โดยน้ำหนัก ส่วน Frascari และคณะ (2008) ได้เปรียบเทียบความต้องการในการใช้พลังงานสำหรับการผลิตไบโอดีเซลระหว่างการใช้ใบกวนและใช้ท่อผสมแบบสตีต ภายใต้สภาวะที่เหมือนกัน พบว่าการใช้เครื่องผสมแบบสตีตเป็นอุปกรณ์ช่วยผสมของเหลวจะผสมได้ดีกว่าและพบว่าเครื่องผสมแบบสตีตใช้เพียงพลังงาน 17 J/kg_{biodiesel} ในขณะที่ใบกวนใช้พลังงานมากถึง 35 J/kg_{biodiesel} นอกจากนี้ Alamsyah และคณะ (2010) ได้เปรียบเทียบโดยใช้เครื่องผสมแบบสตีตและใบกวนในการกวนผสม สำหรับการทดลองจะใช้น้ำมันปาล์มรีไฟน์ต่อเมทานอลที่ 1:10.5 (อัตราส่วนโดยโมล) ใช้โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ 1% ต่อน้ำหนักน้ำมัน และปรับอุณหภูมิที่ 50 55 60 65 และ 70°C พบว่าไบโอดีเซลที่ผลิตโดยใช้เครื่องผสมแบบสตีตช่วยในการผสมสารจะมีค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเริ่มต้นของปฏิกิริยามากกว่าการใช้ใบกวน และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันจะสั้นกว่าด้วย ในปี ค.ศ. 2013 Somnuk และคณะ (2013) ศึกษากระบวนการสองขั้นตอนในการผลิตไบโ

ดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงแบบต่อเนื่อง โดยทั้งสองกระบวนการใช้ท่อผสมแบบสถิตที่มีความยาว 2 เมตรและคลื่นอัลตราโซนิคในการผสมสารเคมี พบว่า ในขั้นตอนแรก หลังจากที่ย้อนน้ำมันดิบ เมทานอลและกรดซัลฟูริกผ่านท่อผสมแบบสถิตที่มีความยาว 1 เมตร ค่ากรดในน้ำมันปาล์มดิบลดลงจาก 28 mgKOH/g เหลือ 3.07 mgKOH/g และลดเหลือ 2.30 mgKOH/g เมื่อไหลผ่านท่อผสมแบบสถิตที่มีความยาว 2 เมตร หลังผ่านท่อผสมแล้ว ของผสมดังกล่าวจะถูกผสมโดยใช้คลื่นอัลตราโซนิคต่อ จนสุดท้ายค่ากรดในน้ำมันปาล์มดิบเหลือ 2.00 mgKOH/g ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 18% โดยปริมาตร, กรดซัลฟูริก 2.7% โดยปริมาตร และอัตราเร็วในการปั่น 20 1/h จากนั้นนำน้ำมันที่ผ่านการลดกรดไปผลิตเป็นไบโอดีเซลในขั้นตอนที่สอง หลังจากที่ยกของผสมผ่านท่อผสมแบบสถิตและคลื่นอัลตราโซนิคแล้ว ปรากฏว่าสามารถผลิตไบโอดีเซลที่มีร้อยละผลได้สูงถึง 92.5 % เมื่อเทียบกับน้ำมันปาล์มดิบ 100 % ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 18% โดยปริมาตร, โปแตสเซียมไฮดรอกไซด์ 8 กรัมต่อลิตรน้ำมัน และอัตราเร็วในการปั่น 20 1/h ที่อุณหภูมิ 30 °C

1.3 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.3.1 ออกแบบและสร้างระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมที่มีกรดไขมันอิสระสูง โดยมีการทำงานที่สะดวกและง่ายสำหรับกลุ่มเกษตรกร

1.3.2 ทดสอบกระบวนการผลิตเพื่อให้ได้น้ำมันไบโอดีเซลที่มีคุณภาพสูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลชุมชนให้มีคุณภาพมากกว่า 13 รายการตามประกาศของกรมธุรกิจพลังงาน พ.ศ. 2549

1.3.3 วิเคราะห์ต้นทุนที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ได้ระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

1.4.2 ได้น้ำมันไบโอดีเซลที่มีคุณภาพสูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน

1.4.3 เกษตรกรที่ผ่านการอบรมสามารถผลิตน้ำมันไบโอดีเซลได้

1.5 ขอบเขตของงานวิจัย

1.5.1 ระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนมีกำลังผลิต 100 ลิตรต่อกะ สามารถทำการผลิตได้วันละ 3 ครั้ง

1.5.2 วัตถุดิบเป็นน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมที่มีค่ากรดไขมันอิสระในช่วง 8-15% โดยน้ำหนัก

1.5.3 ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดกรด (ซัลฟิวริก) ที่ใช้จะอยู่ในช่วง 1-2.5% โดยปริมาตร และตัวเร่งปฏิกิริยาต่าง (โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์) ที่ใช้จะอยู่ในช่วง 5-10 กรัมต่อลิตรของน้ำมัน

1.5.4 อบรมกลุ่มเกษตรกรที่คัดเลือกให้มีความสามารถในการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบ

1.5.5 ทำการเผยแพร่เทคโนโลยีให้กับกลุ่มเกษตรกรสวนปาล์มทั่วไป

บทที่ 2

ทฤษฎี

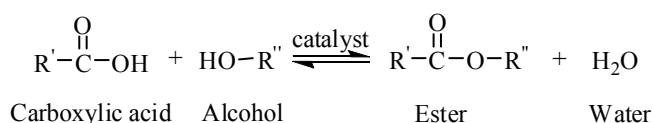
2.1 ไบโอดีเซล

หลังจากเกิดวิกฤตพลังงาน ไบโอดีเซลได้รับความสนใจและเติบโตอย่างรวดเร็ว เนื่องจากมีข้อได้เปรียบหลายด้าน ไม่ว่าจะเป็น ด้านสิ่งแวดล้อม ด้านเศรษฐกิจและด้านความมั่นคงของพลังงาน ไบโอดีเซลเป็นพลังงานสะอาดที่ผลิตจากน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ สมาคม ASTM (The American Society for Testing and Materials) ได้กำหนดความหมายของไบโอดีเซลคือ เป็น โมโนอัลคิลเอสเทอร์ (monoalkyl Ester) แบบโซ่ยาวของกรดไขมัน การทำปฏิกิริยาทางเคมีระหว่าง น้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์กับแอลกอฮอล์ โดยส่วนใหญ่จะเลือกเมทานอล เนื่องจากมีลักษณะโครงสร้างโซ่สั้นสุดในกลุ่มแอลกอฮอล์ทำให้ใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาค่ำและระยะเวลาที่ใช้ น้อยกว่าแอลกอฮอล์ชนิดอื่น อีกทั้งมีราคาที่ถูกกว่าแอลกอฮอล์ชนิดอื่นด้วย ซึ่งเราจะเรียกชนิดของไบโอดีเซลตามชนิดของแอลกอฮอล์ที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา ไบโอดีเซลชนิดเอสเทอร์นี้มี คุณสมบัติที่เหมือนกับน้ำมันดีเซลมากที่สุด เพราะไม่มีปัญหาเกี่ยวกับเครื่องยนต์นอกจากนี้ยังได้กลีเซอรอลและกรดไขมันเป็นผลพลอยได้

2.2 ปฏิกิริยาที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

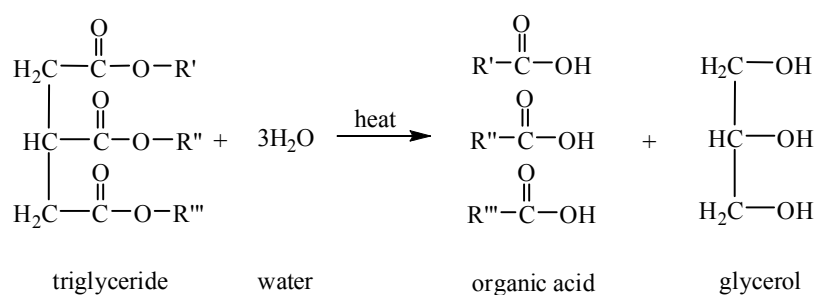
2.2.1 ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

เป้าหมายหลักของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันคือ ต้องการเฟสของกรดไขมันอิสระให้เป็นไตรกลีเซอไรด์ ซึ่งเป็นกระบวนการแรกของงานวิจัยชิ้นนี้ ปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาผันกลับได้โดยกรดไขมันอิสระทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ ได้ผลิตภัณฑ์คือ เอสเตอร์กับน้ำ โดยใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ดังแสดงในรูปที่ 2.1 (Leung และคณะ, 2010)



รูปที่ 2.1 ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

เนื่องจากปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ ฉะนั้นหากว่าสารตั้งต้นไม่ว่าจะเป็น น้ำมัน หรือแอลกอฮอล์ มีน้ำปะปนอยู่ ปฏิกิริยาข้างเคียงที่เกิดขึ้นคือ ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส น้ำที่ปะปนในสารตั้งต้นไปทำปฏิกิริยากับไตรกลีเซอไรด์ ได้เอสเทอร์และกลีเซอรอล ดังแสดงในรูปที่ 2.2 (อาภาณี, 2007) ซึ่งจะส่งผลต่อเอสเทอร์ที่นำไปใช้ในขั้นตอนที่สอง เนื่องจากมีกรดไขมันอิสระเพิ่มขึ้น



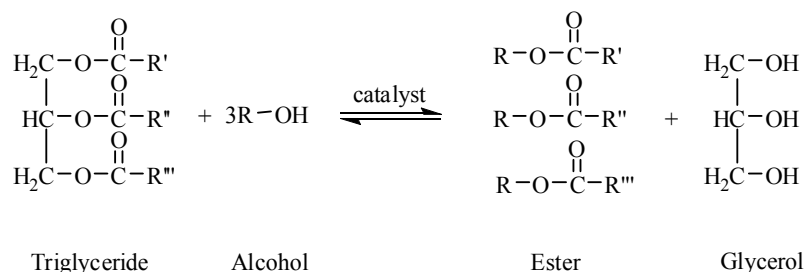
รูปที่ 2.2 ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส

2.2.2 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

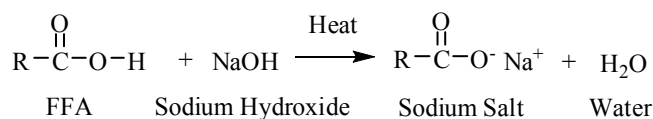
ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน บางครั้งนิยมเรียกว่า ปฏิกิริยาแอลกอฮอล์ไลซิสเป็นกระบวนการเคลื่อนย้ายหมู่เอสเทอร์ โดยไตรกลีเซอไรด์จะทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ เกิดเป็นเอสเทอร์และกลีเซอรอล ดังแสดงในรูปที่ 2.3 (Ma และ Hanna, 1999) การทำปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นตามลำดับ เริ่มจากไตรกลีเซอไรด์เปลี่ยนเป็นไดกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์เปลี่ยนเป็นโมนอกลิเซอไรด์ และสุดท้ายโมนอกลิเซอไรด์เปลี่ยนเป็นกลีเซอรอล ตามลำดับ ซึ่งแต่ละลำดับจะได้เอสเทอร์เป็นผลิตภัณฑ์ร่วม โดยทั่วไปปฏิกิริยาแอลกอฮอล์ไลซิสเป็นปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นค่อนข้างช้ามาก ดังนั้นจึงต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา (ในงานวิจัยนี้ใช้ตัวเร่งชนิดเบส) เพื่อเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาไปข้างหน้า (forward reaction rate) และผลผลิต (yield) ให้สูงขึ้นอีกทั้งควรใช้แอลกอฮอล์ที่มากกว่าทางทฤษฎี 100 เปอร์เซ็นต์ เพื่อให้สมดุลของปฏิกิริยาเลื่อนไปในทิศทางที่สังเคราะห์ผลิตภัณฑ์มากที่สุด

นอกจากนี้ ยังมีปฏิกิริยาข้างเคียงที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันคือ ปฏิกิริยาสปอนิฟิเคชัน โดยกรดไขมันอิสระจะทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ได้สบู่และน้ำ ดัง

รูปที่ 2.4 (Leung และคณะ, 2010) ซึ่งจะส่งผลให้สูญเสียน้ำมันและการล้างเมทิลเอสเทอร์ที่ยากขึ้น ใช้เวลาในการล้างนาน ดังนั้นก่อนทำปฏิกิริยาควรป้องกันไม่ให้น้ำปะปนในสารตั้งต้น



รูปที่ 2.3 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน



รูปที่ 2.4 ปฏิกิริยาสaponifiเคชัน

2.3 วัตถุดิบที่ใช้ในการผลิต

2.3.1 น้ำมันพืชและไขมันสัตว์

วัตถุดิบทั่วไปที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลคือ น้ำมันพืช ไขมันสัตว์ และไขมันจากผลิตภัณฑ์ที่ใช้แล้ว ซึ่งวัตถุดิบดังกล่าวจะมีองค์ประกอบทางเคมีที่เรียกว่า ไตรกลีเซอไรด์, กรดไขมันอิสระ และสิ่งเจือปนอื่นๆ โดยที่น้ำมันพืชมีไตรกลีเซอไรด์ 90-98% (Srivastaya และ Prasad, 2000) และเนื่องจากองค์ประกอบที่แตกต่างกันของน้ำมันพืชและไขมันสัตว์ ไม่ว่าจะเป็นกรดไขมันหรือคาร์บอน ทำให้คุณสมบัติของน้ำมันแต่ละชนิดทั้งทางเคมีและกายภาพแตกต่างกันออกไปตามคุณสมบัติของกรดไขมันที่เป็นองค์ประกอบนั้นอยู่ (กฤษ, 2008) ดังแสดงในตารางที่ 2.1 และตารางที่ 2.2

2.3.2 แอลกอฮอล์

แอลกอฮอล์ที่ใช้ทำปฏิกิริยาในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลมีอยู่หลายชนิด เช่น เอทานอล เมทานอล บิวทานอล โพรพานอล และเอไมล์ แอลกอฮอล์ ซึ่งเมทานอลเป็น

แอลกอฮอล์ที่นิยมนำมาใช้ในการผลิตไบโอดีเซลมากที่สุด เนื่องจากมีราคาถูกและสามารถทำปฏิกิริยากับไตรกลีเซอไรด์ได้เร็ว เมื่อใช้ตัวเร่งแบบอัลคาไลด์ (Lestari และคณะ, 2009)

ตารางที่ 2.1 องค์ประกอบของกรดไขมันหลัก (Canakci และ Sanli, 2008)

ชื่อกรดไขมัน	โครงสร้าง (xx:y)	โครงสร้างทางเคมี
Myristic	14:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{COOH}$
Palmitic	16:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$
Stearic	18:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$
Oleic	18:1	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Linoleic	18:2	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Linolenic	18:3	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$
Arachidic	20:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{18}\text{COOH}$
Behenic	22:0	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{20}\text{COOH}$
Erucic	22:1	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_{11}\text{COOH}$

2.4 ปัจจัยที่มีผลต่อร้อยละผลได้ของเมทิลเอสเทอร์

2.4.1 อัตราส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมัน

ในการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน อัตราส่วนโดยโมลระหว่างแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันเป็นปัจจัยที่สำคัญต่อผลิตภัณฑ์ที่ได้ ซึ่งอัตราส่วนตามทฤษฎีเท่ากับ 3:1 อย่างไรก็ตาม เพื่อให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเร็วขึ้นและผลได้ที่สูงขึ้น การใช้อัตราส่วนของเมทานอลที่มากเกินไปจากทฤษฎีเพื่อไปขับให้สมดุลของปฏิกิริยาให้เคลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์มากที่สุด คืออัตราส่วนที่ 6:1 จะทำให้ได้สามารถแปลงไตรกลีเซอไรด์ได้มากถึง 98% การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลที่มากกว่า 6:1 จะไม่ทำให้ผลได้ของเมทิลเอสเทอร์เพิ่มขึ้น (Lestari และคณะ, 2009)

2.4.2 ชนิดและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดกรด เช่น กรดซัลฟิวริก, กรดฟอสฟอริก และกรดไฮโดรคลอริก จะใช้ในกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันซึ่งอยู่ในขั้นตอนการลดกรดไขมันอิสระ ใน

งานวิจัยนี้เลือกใช้กรดซัลฟิวริก สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดเบสที่ใช้สำหรับกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน คือ โพลีแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เนื่องจากสามารถล้างออกจากร้ำมันได้ง่าย กลีเซอรอลจากผลพลอยได้ของปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันมีลักษณะเป็นของเหลว ไม่ก่อให้เกิดการอุดตันต่อระบบที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล หากใช้ตัวเร่งชนิดกรดกับปฏิกิริยาดังกล่าวจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาช้าลงเมื่อเปรียบเทียบกับใช้ตัวเร่งชนิดเบส อีกทั้งส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมด้วย (Lestari และคณะ, 2009)

2.4.3 อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา

กระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันและกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันสามารถเกิดขึ้นได้ที่สภาวะอุณหภูมิที่แตกต่างกัน แต่อัตราการเกิดปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นช้าถ้าหากใช้อุณหภูมิที่ไม่เหมาะสม จากการศึกษาพบว่า ที่สภาวะอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับปฏิกิริยาในการผลิตเมทิลเอสเทอร์คือ อุณหภูมิที่ใกล้เคียงกับอุณหภูมิจุดเดือดของเมทานอล (64.8°C) แต่ไม่ควรเกินอุณหภูมิจุดเดือดของแอลกอฮอล์เนื่องจากจะมีการสูญเสียแอลกอฮอล์ก่อนที่ปฏิกิริยาจะสมบูรณ์ (Ghadge และ Raheman, 2005; Jansri, 2007)

2.4.4 ความรุนแรงในการผสม

เนื่องจากวิฤภาคของสารตั้งต้น คือ น้ำมัน แอลกอฮอล์ และตัวเร่งปฏิกิริยาไม่สามารถละลายเป็นเนื้อเดียวกันได้ ดังนั้นการกวนจะช่วยให้อัตราการผสมเป็นวิฤภาคเดียวกัน แต่การกวนผสมจะส่งผลต่อปฏิกิริยาในช่วงแรกค่อนข้างช้า เนื่องจากการแพร่ระหว่างสารตั้งต้นทั้งสามวิฤภาคไม่ดีพอ แต่เมื่อปฏิกิริยาดำเนินไปเรื่อยๆจนเริ่มเกิดเป็นเอสเตอร์ การกวนผสมจะมีผลต่อปฏิกิริยามากขึ้น โดยการกระตุ้นและชักนำให้ระบบแพร่กระจายระหว่างกันกลายเป็นวิฤภาคเดียว ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในเวลาต่อมา (กฤษ, 2008)

2.4.5 ความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้น

วัตถุดิบที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในการทำปฏิกิริยาสองขั้นตอนจะต้องมีความบริสุทธิ์มากพอ เพราะจะมีผลต่อปฏิกิริยา ไม่ว่าจะเป็นปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันจะต้องมีค่าน้อยกว่า 2% โดยน้ำหนัก ถ้ามีกรดไขมันอิสระสูงจะทำให้เกิดปฏิกิริยาสะปอนิฟิเคชันในขั้นตอน

ของปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน นอกจากนี้ น้ำมันจะไม่ควรมีน้ำปะปน เนื่องจากน้ำจะส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส เช่นเดียวกับเมทานอลจะต้องมีความบริสุทธิ์ไม่น้อยกว่า 98%

2.5 คุณสมบัติไบโอดีเซล

เนื่องจากไบโอดีเซลที่จำหน่ายในปัจจุบันผลิตจากวัตถุดิบที่หลากหลายมาก ดังนั้น เพื่อสร้างความเชื่อมั่นให้แก่ผู้บริโภค กรมธุรกิจพลังงานจึงได้กำหนดมาตรฐานเพื่อใช้ในการกำกับดูแลและตรวจสอบผู้ประกอบการภายในประเทศ ที่มีการจำหน่ายไบโอดีเซลให้ได้คุณภาพตามที่กำหนดไว้ ตามประกาศของกรมธุรกิจพลังงานเรื่อง กำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน พ.ศ. 2552 และเรื่องกำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน) พ.ศ. 2549 ดังแสดงในตารางที่ 2.3 และตารางที่ 2.4 ตามลำดับ

ตารางที่ 2.2 องค์ประกอบของกรดไขมันหลักจากน้ำมันพืชและไขมันสัตว์ต่างๆ

น้ำมัน	องค์ประกอบของกรดไขมันหลัก							อ้างอิง
	Myristic (C14:0)	Palmitic (C16:0)	Stearic (C18:0)	Oleic (C18:1)	Linoleic (C18:2)	Linoleic (C18:3)	Arachidic (C20:0)	
ปาล์มดิบ	0.5-2.0	39.3-47.5	3.5-6.0	36.0-44.0	9.0-12.0	0-0.5	-	อดิศักดิ์ (2002)
ปาล์มโอลีน	0.5-1.5	38.0-43.5	3.5-5.0	39.8-46.0	10.0-13.5	0.0.6	-	อดิศักดิ์ (2002)
เมล็ดสบู่ดำ	-	14.9	6.0	41.2	37.4	-	-	อดิศักดิ์ (2002)
เมล็ดแรพ	-	3.49	0.85	64.4	22.3	8.23	-	Ma และคณะ (1998)
น้ำมันหมู	1.40	23.60	14.20	44.20	10.70	0.40	-	Ma และคณะ (1998)
ไขมันวัว	2.00-8.00	24.00-37.00	40.00-50.00	-	1.00-5.00	-	-	Ma และคณะ (1998)
น้ำมันจมูกข้าว	0.70-0.90	12.40-23.00	2.05-2.35	39.88-41.37	35.04-36.16	1.58-2.10	0.10-0.30	Zullaikah และคณะ (2005)
มะพร้าว	19.2	9.8	3	6.9	2.2	-	-	Marchetti และคณะ (2005)
น้ำมันถั่วเหลือง	0.1	10.2	3.7	22.8	53.7	8.6	-	Marchetti และคณะ (2005)

ตารางที่ 2.3 ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเตอร์ของกรดไขมัน พ.ศ. 2552
(กรมธุรกิจพลังงาน พ.ศ. 2552)

รายการ	ข้อกำหนด	อัตราสูงต่ำ	วิธีทดสอบ ¹
1	เมทิลเอสเตอร์ ร้อยละโดยน้ำหนัก (Methyl Ester, % wt.)	ไม่ต่ำกว่า 96.5	EN 14103
2	ความหนาแน่น ณ อุณหภูมิ 15 °ซ กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร (Density at 15 °C, kg/m ³)	ไม่ต่ำกว่า และ ไม่สูงกว่า 860 และ 900	ASTM D 1298
3	ความหนืด ณ อุณหภูมิ 40 °ซ เซนติสโตกส์ (Viscosity at 40 °C, cSt)	ไม่ต่ำกว่า และ ไม่สูงกว่า 3.5 และ 5.0	ASTM D 445
4	จุดวาบไฟ องศาเซลเซียส (Flash Point, °C)	ไม่ต่ำกว่า 120	ASTM D 93
5	กำมะถัน ร้อยละโดยน้ำหนัก (Sulphur, %wt.)	ไม่สูงกว่า 0.0010	ASTM D 2622
6	กากถ่าน ร้อยละโดยน้ำหนัก (ร้อยละ 10 ของกากที่เหลือจากการกลั่น) (Carbon Residue , on 10 % distillation residue, %wt)	ไม่สูงกว่า 0.30	ASTM D 4530
7	จำนวนซีเทน (Cetane Number)	ไม่ต่ำกว่า 51	ASTM D 613
8	เถ้าซัลเฟต ร้อยละโดยน้ำหนัก (Sulphated Ash, %wt.)	ไม่สูงกว่า 0.02	ASTM D 874
9	น้ำ ร้อยละโดยน้ำหนัก (Water, %wt.)	ไม่สูงกว่า 0.050	EN ISO 12937
10	สิ่งปนเปื้อนทั้งหมด ร้อยละโดยน้ำหนัก (Total Contaminate, %wt.)	ไม่สูงกว่า 0.0024	EN 12662
11	การกัดกร่อนแผ่นทองแดง (Copper Strip Corrosion)	ไม่สูงกว่า หมายเลข 1	ASTM D 130
12	เสถียรภาพต่อการเกิดปฏิกิริยา ชั่วโม่ง ออกซิเดชัน ณ อุณหภูมิ 110 องศาเซลเซียส (Oxidation Stability at 100 °C, hours)	ไม่ต่ำกว่า 6	EN 14112
13	ค่าความเป็นกรด มิลลิกรัมโพตัสเซียมไฮดรอกไซด์/กรัม (Acid Value , mg KOH/g)	ไม่สูงกว่า 0.05	ASTM D 664

ตารางที่ 2.3 ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน พ.ศ. 2552 (กรมธุรกิจพลังงาน พ.ศ. 2552) (ต่อ)

รายการ	ข้อกำหนด	อัตราสูงสุด		วิธีทดสอบ ^{1/}	
14	ค่าไอโอดีน (Iodine Value , g Iodine / 100 g)	กรัมไอโอดีน/ 100 กรัม	ไม่สูงกว่า	120	EN 14111
15	กรดลิโนเลนิกเมทิลเอสเทอร์ (Linolenic Acid Methyl Ester , %wt.)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	12.0	EN 14103
16	เมทานอล (Methanol, %wt.)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.20	EN 14110
17	โมนอกลิเซอไรด์ (Monoglyceride, %wt.)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.80	EN 14105
18	ไดกลิเซอไรด์ (Diglyceride , %wt)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.20	EN 14105
19	ไตรกลิเซอไรด์ (Triglyceride , %wt)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.20	EN 14105
20	กลีเซอรินอิสระ (Free glycerin , %wt.)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.02	EN 14105
21	กลีเซอรินทั้งหมด (Total glycerin, %wt.)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.25	EN 14105
22	โลหะกลุ่ม 1 (โซเดียมและโปแตสเซียม) มิลลิกรัม/ กิโลกรัม (Group I metals (Na+K), mg/kg)		ไม่สูงกว่า	5.0	EN 14108 และ EN 14109
	โลหะกลุ่ม 2 (แคลเซียมและแมกนีเซียม) มิลลิกรัม/ กิโลกรัม (Group II metals (Ca+Mg), mg/kg)		ไม่สูงกว่า	5.0	Pr EN 14538
23	ฟอสฟอรัส (Phosphorus, %wt.)	ร้อยละโดยน้ำหนัก	ไม่สูงกว่า	0.0010	ASTM D 4951
24	สารเติมแต่ง (ถ้ามี) (Additive)		ให้เป็นไปตามที่ได้รับความเห็นชอบจากอธิบดี กรมธุรกิจพลังงาน		

หมายเหตุ ^{1/} วิธีทดสอบอาจใช้วิธีอื่นที่เทียบเท่าก็ได้

ตารางที่ 2.4 ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน)
พ.ศ. 2549 (กรมธุรกิจพลังงาน พ.ศ. 2549)

รายการ	ข้อกำหนด	อัตราสูงสุด		วิธีทดสอบ ^{1/}
1	ความหนาแน่น ณ อุณหภูมิ 150 °ซ กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร (Density at 150C, kg/m3)	ไม่ต่ำกว่า	860	ASTM D 1298
		และ		
		ไม่สูงกว่า	900	
2	ความหนืด ณ อุณหภูมิ 40 °ซ เซนติสโตกส์ (Viscosity at 40 °C, cSt)	ไม่ต่ำกว่า	1.9	ASTM D 445
		และ		
		ไม่สูงกว่า	8.0	
3	จุดวาบไฟ องศาเซลเซียส (Flash Point , °C)	ไม่ต่ำกว่า	120	ASTM D 93
4	กำมะถัน ร้อยละโดยน้ำหนัก (Sulphur, %wt.)	ไม่สูงกว่า	0.0015	ASTM D 2622
5	จำนวนซีเทน (Cetane Number)	ไม่ต่ำกว่า	47	ASTM D 613
6	เถ้าซัลเฟต ร้อยละโดยน้ำหนัก (Sulphated Ash, %wt.)	ไม่สูงกว่า	0.02	ASTM D 874
7	น้ำและตะกอน ร้อยละโดยปริมาตร (Water and Sediment, %vol.)	ไม่สูงกว่า	0.2	ASTM D 2709
8	การกัดกร่อนแผ่นทองแดง (Copper Strip Corrosion)	ไม่สูงกว่า	หมายเลข 3	ASTM D 130
9	ค่าความเป็นกรด มิลลิกรัม โพแตสเซียมไฮดรอกไซด์/กรัม (Acid Number, mg KOH/g)	ไม่สูงกว่า	0.80	ASTM D 664
10	กลีเซอรินอิสระ ร้อยละโดยน้ำหนัก (Free glycerin, %wt.)	ไม่สูงกว่า	0.02	ASTM D 6584
11	กลีเซอรินทั้งหมด ร้อยละโดยน้ำหนัก (Total glycerin, %wt.)	ไม่สูงกว่า	1.5	ASTM D 6584
12	สี (Colour)		ม่วง ^{2/}	ตรวจพินิจด้วย สายตา
13	สารเติมแต่ง (ถ้ามี) (Additive)	ให้เป็นไปตามที่ได้รับความเห็นชอบจาก อธิบดีกรมธุรกิจพลังงาน		

2.6 เครื่องผสมแบบสถิต

เครื่องผสมแบบสถิตหรือท่อผสมแบบสถิต เป็นอุปกรณ์ช่วยผสมที่นิยมใช้กันแพร่หลายในอุตสาหกรรมต่างๆ ไม่ว่าจะเป็น อุตสาหกรรมเคมี อุตสาหกรรมอาหาร เนื่องจากสามารถใช้งานกับสารหลายสถานะ เช่นการผสม ของแข็ง-ของเหลว ก๊าซ-ก๊าซ ของเหลว-ก๊าซ และของเหลว-ของเหลว และอื่นๆ ด้วยประโยชน์การใช้งานที่หลากหลายทำให้เครื่องผสมแบบสถิตเป็นตัวเลือกที่น่าสนใจสำหรับกระบวนการผสมสารที่มีวิฤภาคต่างๆ เครื่องผสมแบบสถิตที่ใช้งานอยู่ในปัจจุบันมีหลากหลายรูปแบบกว่า 30 แบบ (Albright LF, 2008) ดังรูปที่ 2.5 และความสามารถในการผสมสารจะแตกต่างกันไป ในงานวิจัยนี้ได้เลือกท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียวหรือ Kenics static mixer เนื่องจากมีความสามารถในการผสมของเหลว-ของเหลวได้ดี และสามารถสร้างได้ง่ายกว่าเครื่องผสมแบบสถิตชนิดอื่นๆ

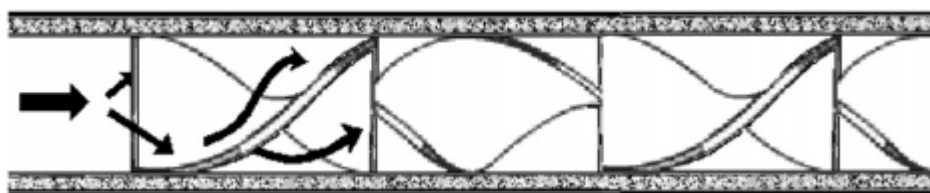


รูปที่ 2.5 แสดงท่อผสมแบบสถิตชนิดต่างๆจาก Vortex mixer(KVM), Corrugate plate(SMV), Wall-mounted vanes(SMF), Cross-bar(SMX), Helical twist(KHT), และ Cross-bar(SMXL)

2.6.1 โครงสร้างท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียว

อุปกรณ์ท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียว เป็นอุปกรณ์ผสมของเหลวที่มีสองวัฏภาคเข้าด้วยกัน ซึ่งเกลียว (Element) แต่ละอันสามารถทำจากพลาสติกหรือโลหะแผ่นบาง โดยตัดตามสัดส่วนที่ต้องแล้วบิดทำมุม 180 องศา ไปทางซ้ายและขวา จากนั้นนำเกลียวแต่ละอันมาเชื่อมต่อกันทำมุม 90 องศา เมื่อเชื่อมเกลียวได้ความยาวตามที่ต้องการแล้วแล้วจึงนำไปติดตั้งภายในท่อทรงกระบอกที่เลือกไว้

ลักษณะการผสมภายในท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียว เมื่อของไหลไหลผ่านเกลียวแต่ละอันของไหลจะถูกแบ่งออกเป็นสองส่วน ของไหลจะไหลผ่านส่วนโค้งของเกลียวแต่ละอันและไหลหมุนกลับมายังศูนย์กลางท่อหรือไหลหมุนในแนวรัศมีความโค้งของเกลียว และเมื่อของไหลไหลผ่านเกลียวอีกอัน ทำให้ทิศทางการไหลของของไหลสลับกันไประหว่างซ้ายและขวา ทำให้ของไหลผสมได้สมบูรณ์ขึ้นเรื่อยๆ ดังแสดงในรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 แสดงท่อผสมแบบสถิตชนิดเกลียว (Khinast และคณะ, 2003)

2.6.2 หลักการออกแบบท่อผสมแบบสถิต

การนำท่อผสมแบบสถิตมาประยุกต์ใช้สำหรับรูปแบบการผสมสารที่มีสถานะต่างกันจะมีประสิทธิภาพได้มากน้อยเพียงใดนั้น จะต้องคำนึงถึงตัวแปรต่างๆ ดังต่อไปนี้

2.6.2.1 ลักษณะท่อผสมแบบสถิตที่เลือกใช้

เนื่องจากท่อผสมแบบสถิตที่ใช้อยู่ในปัจจุบันมีมากกว่า 30 ชนิด แต่ละชนิดจะมีลักษณะเฉพาะซึ่งเหมาะกับการใช้งานในการผสมวัฏภาคต่างกัน ดังนั้นการเลือกชนิดของท่อผสมแบบสถิตจึงมีความสำคัญมาก ดังตารางที่ 2.5 แสดงชนิดของท่อผสมแบบสถิต

และลักษณะการใช้งาน นอกจากนี้ยังต้องคำนึงถึงการจัดสร้างท่อผสมดังกล่าวว่าสามารถสร้างได้ตามที่ต้องการหรือไม่

2.6.2.2 ตัวแปรที่มีผลต่อการผสมในท่อผสมแบบสถิต

เพื่อให้การผสมสารที่ต้องการสามารถผสมเป็นเนื้อเดียวกันมากที่สุด ซึ่งจะส่งผลต่อปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้สมบูรณ์ จะต้องคำนึงถึงตัวแปร ดังต่อไปนี้

2.6.2.2.1 ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์

วัตถุประสงค์ที่ใช้ในงานวิจัยนี้ไม่ว่าจะเป็น น้ำมันปาล์มดิบ เมทานอล โพลีเอทิลีน ไส้กรองใยแก้ว และกรดซัลฟูริก ล้วนเป็นวัสดุที่ไม่สามารถผสมกันเองได้ เนื่องจากมีความหนาแน่นต่างกัน ดังนั้นการกระตุ้นและชักนำเพื่อให้เกิดการผสมด้วยเครื่องมือช่วยผสมจึงมีความสำคัญ โดยความรุนแรงในการผสมเป็นปัจจัยสำคัญที่จะทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้สมบูรณ์ ความรุนแรงในการผสมจะคำนวณได้จากค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ ดังสมการที่ 2.1 ซึ่งค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ที่เหมาะสมในแต่ละกระบวนการจะส่งผลต่อเวลาในการทำปฏิกิริยาและความสมบูรณ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้

$$N_{RE} = \frac{\rho VD}{\mu} \quad (2.1)$$

โดยที่ D คือเส้นผ่านศูนย์กลาง (m), N_{RE} คือค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์, V คือความเร็วในการป้อน (m/s), ρ คือความหนาแน่น (kg/m^3) และ μ คือความหนืด (Pa.s)

2.6.2.2.2 ความดันตกคร่อม

เนื่องจากท่อผสมแบบสถิตมีการติดตั้งอิเลิเมนต์รูปแบบต่างๆภายในท่อ ซึ่งจะเป็นตัวขวางการไหลของวัสดุภายในท่อให้เกิดการผสมเมื่อมีการป้อนสารเข้าไปข้างใน ดังนั้นจึงมีความดันตกคร่อมที่เกิดขึ้นภายในท่อผสมแบบสถิต ซึ่งเป็นอุปสรรคในการผสมวัสดุนั้นๆ ฉะนั้นในการออกแบบท่อผสมแบบสถิตจะต้องคำนึงผลของความดันตกคร่อมที่เกิดขึ้นด้วย เพื่อเป็นข้อมูลในการตัดสินใจเลือกใช้อุปกรณ์สำหรับการป้อนวัสดุที่เหมาะสม เพื่อให้เกิดความรุนแรงในผสมได้ตามที่ทดลองไว้ โดยที่ความดันตกคร่อมของท่อผสมแบบสถิต

สามารถคำนวณได้จากสมการที่ 2.2 โดยการคำนวณหาค่าความดันตกคร่อมของท่อเปล่าจากสมการที่ 2.3 (Paul และคณะ, 2004)

$$\Delta P_{sm} = K\Delta P_{pipe} \quad (2.2)$$

โดยที่ ΔP_{sm} คือความดันตกคร่อมของท่อผสมแบบสถิต, K คือสัมประสิทธิ์ความดันตกคร่อม, ΔP_{pipe} คือความดันตกคร่อมของท่อเปล่า

$$\Delta P_{pipe} = 4f\frac{L}{D} \rho \frac{V^2}{2} \quad (2.3)$$

โดยที่ f คือสัมประสิทธิ์แรงเสียดทาน L คือความยาวท่อ D คือเส้นผ่านศูนย์กลางท่อ ρ คือความหนาแน่น และ V คืออัตราการไหล

ตารางที่ 2.5 แสดงชนิดและลักษณะการใช้งานของท่อผสมแบบสถิตชนิดต่างๆ (Albright LF, 2008)

ชนิดท่อผสม	การผสมแบบราบเรียบ		การผสมแบบปั่นป่วน		
	l-l	s-l	g-g, l-l	l-l	g-l
Kenics KM	✓	-	✓	✓	✓
Kenics HEV	-	-	✓	-	-
Sulzer or Koch SMX	✓	✓	✓	✓	✓
Sulzer or Koch SMXL	✓	✓	-	-	-
Sulzer or Koch SMV	-	-	✓	✓	✓
Ross LPD or LLPD	-	-	-	✓	✓
Ross ISG	✓	✓	-	-	-
Komax mixer	-	-	✓	✓	✓
Komax ultramixer	✓	-	-	-	-

*หมายเหตุ l คือ ของเหลว, g คือ ก๊าซ, และ s คือ ของแข็ง

2.7 การคำนวณต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน

หลังจากภาครัฐมีนโยบายส่งเสริมการใช้ไบโอดีเซลในเครื่องยนต์ดีเซลของทุกภาคส่วน ปรากฏว่าได้รับการตอบรับจากประชาชนและมีแนวโน้มการใช้ที่สูงขึ้นเรื่อยๆ ทั้งนี้ความนิยมต่อการใช้ไบโอดีเซล นอกจากคุณภาพของไบโอดีเซลที่ผลิตต้องผ่านมาตรฐานที่กำหนดแล้ว จากงานวิจัยของ สุภาพ (2550) พบว่าเหตุผลสำคัญที่ทำให้ประชาชนหันมาใช้ไบโอดีเซลแทนน้ำมันดีเซล ก็คือ ผลต่างของราคาที่ถูกกว่าน้ำมันดีเซล ดังนั้นถ้าสามารถรักษาผลต่างของราคาให้เหมาะสมและมีความสนใจ ไบโอดีเซลจะเป็นพลังงานทดแทนที่น่าสนใจที่จะนำมาใช้กับเครื่องยนต์ดีเซล และเป็นเหตุผลหลักที่ทำให้ประชาชนเริ่มหันมาใช้ไบโอดีเซลกันมากขึ้น

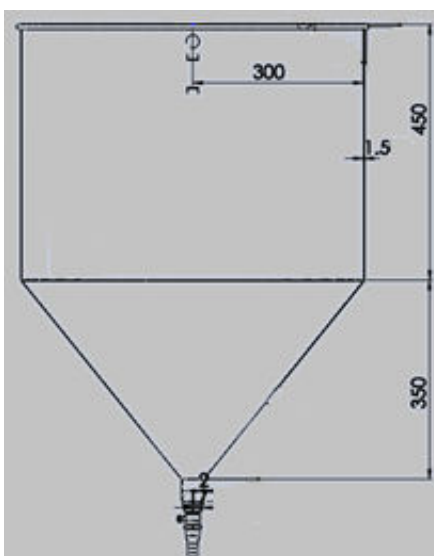
ต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลขึ้นอยู่กับหลายปัจจัย ได้แก่ วัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการผลิต สารเคมีที่ใช้ทำปฏิกิริยา และพลังงานที่ใช้ในการดำเนินการ เป็นต้น จากผลงานวิจัยของ วรพันธ์ และคณะ (2554) การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้ว พบว่าต้นทุนหลักในการผลิตไบโอดีเซลคือ วัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการผลิตที่สูงถึง 66% รองมาคือ เมทานอล 16% และอื่นๆอีก 18% เนื่องจากไบโอดีเซลต้องมีราคาที่สามารถแข่งขันกับเชื้อเพลิงดีเซล โดยต้องมีราคาที่ต่ำกว่าน้ำมันดีเซล ดังนั้นการลดต้นทุนในกระบวนการจึงมีความสำคัญต่อราคาไบโอดีเซล ซึ่งต้องมีการวิเคราะห์ต้นทุนที่ใช้ในการผลิต เพื่อให้สามารถกำหนดราคาที่มีความเหมาะสม และทราบถึงความเป็นไปได้ในการแข่งขันด้านการตลาด นอกจากนี้เพื่อช่วยในการตัดสินใจในการเลือกใช้ไบโอดีเซล

บทที่ 3

การออกแบบเครื่องผสมแบบสถิต

3.1 ถังปฏิกรณ์

ลักษณะรูปทรงของถังสำหรับบรรจุวัตถุดิบที่ใช้ในการวิจัยนี้ เป็นถังทรงกระบอก เนื่องจากสามารถจัดสร้างได้ง่ายและมีมุมอับที่เป็นอุปสรรคต่อการผสมน้อย ในส่วนของก้นถังจะสร้างเป็นทรงกรวยเพื่อในของเหลวตกลงก้นถังได้ดี เพื่อให้ป้อนสามารถผสมของเหลวผ่านท่อผสมแบบสถิตได้รวดเร็วมากขึ้น อีกทั้งสามารถแยกชั้นของเสียได้ง่ายขึ้น โดยที่รูปทรงของถังน้ำมันดิบ ถังกรด ถังเมทานอล ถังสารละลายเบส ถังแยกของเสีย และถังล้าง จะมีรูปทรงเหมือนกัน เพียงแต่จะมีขนาดที่แตกต่างกันไป ดังรูปที่ 3.1 แสดงตัวอย่างถังบรรจุวัตถุดิบ

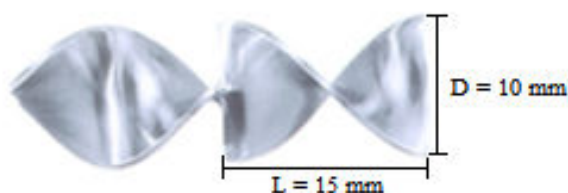


รูปที่ 3.1 แสดงรูปทรงถังน้ำมันดิบและถังแยกของเสียที่ใช้ในงานวิจัยนี้
(หน่วย มิลลิเมตร)

3.2 ผลการออกแบบท่อผสมแบบสถิตในระดับห้องปฏิบัติการ

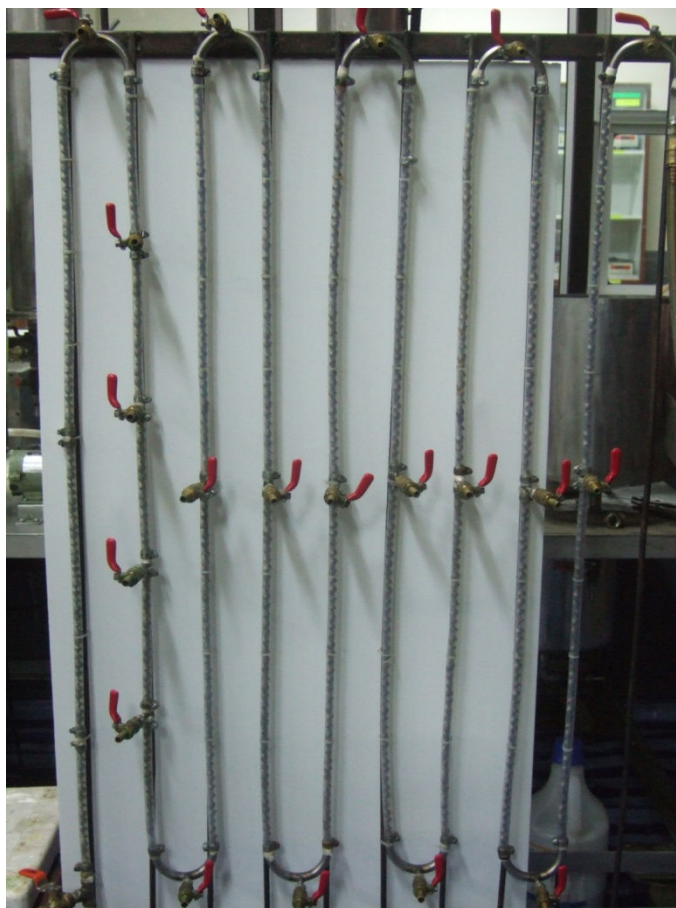
การออกแบบท่อผสมแบบสถิตสำหรับการทดลองในระดับห้องปฏิบัติเพื่อเป็นข้อมูลพื้นฐานสำหรับการออกแบบระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อ

ผสมแบบสติดหมุนวน โดยการเลือกขนาดของอัตราส่วนระหว่างความยาวและเส้นผ่านศูนย์กลางของเกลียวที่มีขนาดเล็กที่สุดที่ภาควิชาสามารถจัดสร้างได้ ซึ่งเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อที่เลือกสำหรับการติดตั้งเกลียวในท่อผสมคือ 10 เซนติเมตร จากนั้นเลือกอัตราเร็วปั๊มที่ใช้ เพื่อคำนวณหาค่าเรย์โนลด์คัมเบอร์ ความดันตกคร่อม และจำนวนเกลียวที่ต้องใช้สำหรับการทดลอง ในงานวิจัยนี้ ได้กำหนดอัตราการไหลจากปั๊มเคมีที่ 40 ลิตร/ชั่วโมง เมื่อกำหนดขนาดท่อและอัตราการไหลได้แล้ว จึงได้คำนวณค่าต่างๆ ซึ่งได้ระยะพิทช์หรืออัตราส่วนระหว่างความยาวเกลียว (L) และเส้นผ่านศูนย์กลางเกลียว (D) แต่ละอัน คือ L/D เท่ากับ 1.5 ดังแสดงในรูปที่ 3.2 และต้องใช้เกลียวทั้งหมด 18 เกลียว จะทำให้ได้ความยาวท่อผสมประมาณ 27 เซนติเมตร และตารางที่ 3.1 และ 3.2 ค่าคงที่ต่างๆที่ใช้ในการคำนวณท่อผสมแบบสติด (Albright LF, 2008)



รูปที่ 3.2 แสดงอัตราส่วนเกลียวของท่อผสมแบบสติด

หลังจากนำท่อผสมแบบสติดที่มีความยาว 27 เซนติเมตร ไปทดลองลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบปรากฏว่าสามารถลดกรดไขมันอิสระได้แต่ค่าความเป็นกรดมีค่ามากกว่า 2 mgKOH/g ซึ่งยังไม่เพียงพอที่จะนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซลได้ จากผลการทดลองดังกล่าวสามารถยืนยันสมมติฐานได้ว่าท่อผสมแบบสติดสามารถนำไปประยุกต์ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลได้ จึงได้จัดสร้างท่อผสมแบบสติดเพิ่มโดยมีความยาวทั้งหมด 9 เมตร ดังแสดงในรูปที่ 3.3 และใช้ความเร็วปั๊มเท่าเดิม จากนั้นได้ทำการทดลองเพื่อหาความยาวท่อผสม อัตราการไหลในการป้อนและอุณหภูมิที่มีผลต่อกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบ



รูปที่ 3.3 แสดงลักษณะท่อผสมแบบสถิติที่ได้จัดสร้างและใช้สำหรับการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ

ตารางที่ 3.1 ค่าคงที่ตัวแปรความสามารถในการผสมและความดันตกคร่อมสำหรับท่อผสมชนิดต่างๆ สำหรับการไหลแบบราบเรียบ

ชนิดท่อผสม	ความดันตกคร่อม (KL)	ความสามารถในการผสม (KiL)
Empty pipe	1	-
KMS	6.9	0.87
SMX	37.5	0.63
SMXL	7.8	0.85
SMF	5.6	0.83
SMR	46.9	0.81

ตารางที่ 3.2 ค่าคงที่ตัวแปรความสามารถในการผสมและความดันตกคร่อมสำหรับท่อผสมชนิดต่างๆ สำหรับการไหลแบบปั่นป่วน

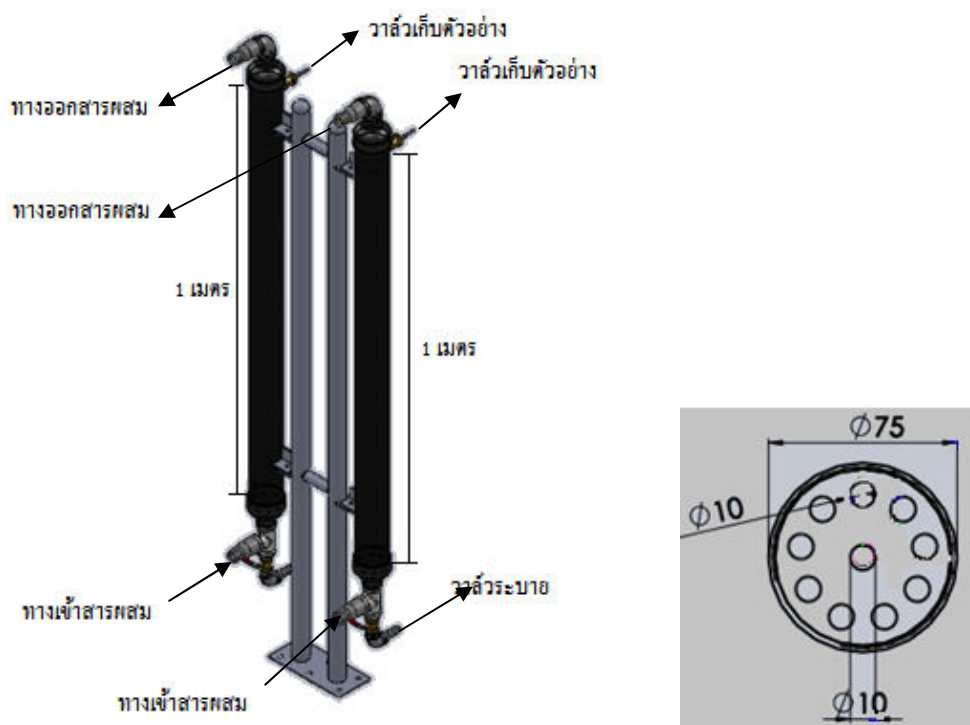
ชนิดท่อผสม	ความดันตกคร่อม (KL)	ความสามารถในการผสม (KiT)
Empty pipe	1	0.95
KMS	150	0.50
KVM	24	0.42
SMX	500	0.46
SMXL	100	0.87
SMV	100-200	0.21-0.46
SMF	130	0.40

3.3 ผลการออกแบบท่อผสมแบบสถิตสำหรับระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองชั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิต

หลังจากทดลองผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีการไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิตในระดับห้องปฏิบัติการแล้ว ซึ่งได้ข้อสรุปว่าท่อผสมแบบสถิตสามารถนำมาใช้แทนใบกวนในการกวนผสมระหว่างน้ำมันและเมทานอลในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลได้ เนื่องจากสามารถลดกรดไขมันอิสระได้น้อยกว่า 2 mgKOH/g และเมื่อนำไปผลิตไบโอดีเซลได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 96.5 % จึงได้นำข้อมูลพื้นฐานดังกล่าวไปใช้ในการออกแบบท่อผสมแบบสถิตสำหรับระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

จากข้อมูลเบื้องต้นของท่อผสมแบบสถิตที่ใช้ทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ ที่ความยาวท่อผสม 5 เมตร เป็นความยาวท่อผสมที่เหมาะสมสำหรับการผลิตไบโอดีเซลพบว่า เรย์โนลด์สนัมเบอร์มีค่าเท่ากับ 87.01 และความดันตกคร่อมภายในท่อเท่ากับ 3.46 บาร์ ดังนั้นในการออกแบบท่อผสมสำหรับระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน จะต้องให้ค่าเรย์โนลด์สนัมเบอร์จะต้องมีค่ามากกว่าเพื่อให้ความสามารถในการผสมของเหลวดีขึ้น

ในการเพิ่มปริมาณการผลิตไบโอดีเซลให้ได้มากขึ้น จะต้องขยายขนาดท่อผสมแบบสถิติโดยทั่วไปจะออกแบบโดยการนำท่อที่ต้องการมาวางเป็นกลุ่มท่อในท่อทรงกระบอก เนื่องจากหากมีการขยายขนาดท่อใหญ่ไปจากเดิมมากจะทำให้ประสิทธิภาพในการผสมลดลงและต้องหาปั๊มที่มีอัตราเร็วในการป้อนสูงเพื่อให้ได้ค่าเรย์โนลด์์นัมเบอร์ตามที่ต้องการ จึงได้ออกแบบท่อผสมสำหรับระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิติหมุน ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 75 เซนติเมตร ยาว 1 เมตร แต่เป็นการวางท่อผสมแบบสถิติเส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 1 เซนติเมตรภายในเป็นกลุ่มท่อทั้งหมด 10 ท่อ ดังแสดงในรูปที่ 3.4 การวางท่อในลักษณะนี้จะทำให้ความดันตกคร่อมภายในท่อมากขึ้น จึงปรับอัตราการไหลใหม่ที่ 100 ลิตร/ชั่วโมง ซึ่งจะทำให้เรย์โนลด์์นัมเบอร์มีค่าเท่ากับ 217.52 และความดันตกคร่อมภายในท่อเท่ากับ 17.3 บาร์ นอกจากนี้ยังมีการหุ้มฉนวนภายนอกเพื่อลดการสูญเสียความร้อนจากสิ่งแวดล้อมในระหว่างการทำปฏิกิริยา



หน่วย มิลลิเมตร

รูปที่ 3.4 แสดงลักษณะท่อผสมแบบสถิติระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิติหมุนวน

บทที่ 4

อุปกรณ์และวิธีการดำเนินการทดลอง

ในบทนี้จะกล่าวถึง อุปกรณ์ การออกแบบการทดลอง และขั้นตอนดำเนินการทดลอง โดยจะแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ ในส่วนแรกเป็นการทดลองระดับห้องปฏิบัติการ เนื่องจากเครื่องผสมแบบสถิตที่นำมาใช้ในการช่วยผสมไบโอดีเซลถือเป็นอุปกรณ์รูปแบบใหม่ที่นำมาใช้สำหรับผลิตไบโอดีเซล ต้องทำการทดลองหาข้อมูลพื้นฐานเบื้องต้นของเครื่องผสมแบบสถิตก่อนที่จะนำไปออกแบบระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน ในส่วนที่ 2 เป็นอุปกรณ์ชุดทดลองและวิธีการทดลองของระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน และทดสอบเพื่อยืนยันว่าเครื่องดังกล่าวสามารถใช้งานได้ตามที่ออกแบบไว้

4.1 วัสดุและสารเคมี

สารเคมีและวัสดุที่ใช้ในการผลิตเมทิลเอสเทอร์แบบสองขั้นตอนและวิเคราะห์ตัวอย่างจากการทดลอง มีดังต่อไปนี้

- (1) น้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม (กรดไขมันอิสระ 30 mgKOH/g)
- (2) เมทานอล (เกรดเชิงการค้าความบริสุทธิ์ 98%)
- (3) กรดซัลฟิวริก (เกรดเชิงการค้าความเข้มข้น 99%)
- (4) โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (เกรดเชิงการค้าความเข้มข้น 95%)
- (5) ฟีนอล์ฟทาลินอินดิเคเตอร์
- (6) ไอโซโพรพานอล
- (7) เฮกเซน
- (8) กรดฟอร์มิก
- (9) เบนซีน

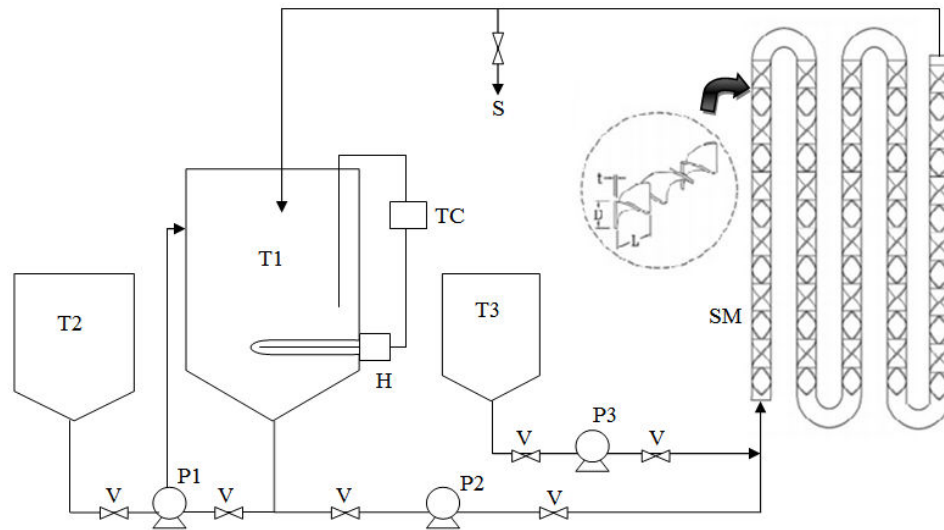
(10) ไคเอทิล อีเทอร์

4.2 อุปกรณ์การทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ

ชุดทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชันและปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน ที่ออกแบบสำหรับทดลองในระดับห้องปฏิบัติการเป็นชุดทดลองเดียวกัน เพียงแต่จะเพิ่มอุปกรณ์บางส่วนให้สอดคล้องในแต่ละขั้นตอนของการทดลอง ดังนี้

4.2.1 อุปกรณ์ทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน

อุปกรณ์สำหรับกระบวนการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชัน ดังแสดงในรูปที่ 4.1 ประกอบด้วย ถังน้ำมันดิบ (T1) ถังเมทานอล (T2) และถังกรดซัลฟิวริก (T3) สารตั้งต้นภายในถังดังกล่าวจะถูกป้อนเข้าสู่ระบบด้วยพลังงานจากปั๊ม ภายในถังน้ำมันดิบมีการติดตั้งฮีตเตอร์ขนาด 250 วัตต์ เพื่อให้ความร้อนแก่ระบบระหว่างทำปฏิกิริยา โดยที่ใช้ปั๊มอัตโนมัติแบบสามารถปรับอัตราการไหลได้ 1-40 ลิตรต่อชั่วโมง (Grundfos alldos รุ่น DME 48-3) สำหรับไหลวนของผสมเข้าสู่ระบบ และปั๊มอัตโนมัติ Grundfos alldos รุ่น DME 2-18 แบบสามารถปรับอัตราการไหลได้ 1-20 ลิตรต่อชั่วโมง เพื่อป้อนกรดซัลฟิวริกเข้าสู่ระบบ และปั๊มขับเคลื่อนด้วยแม่เหล็ก (Magnetic Driven Pump) Sanso Pump รุ่น PMD-211 อัตราการไหลสูงสุด 10 ลิตรต่อนาที สำหรับป้อนเมทานอลและไหลวนให้เมทานอลกับน้ำมันผสมเป็นเนื้อเดียวกัน ในส่วนของท่อผสมแบบสถิตที่ได้ออกแบบไว้สร้างจากสแตนเลส 304L หนา 1mm แต่ละอิลิเมนต์มีอัตราส่วน $L/D = 1.5$ ถูกบิดให้เป็นเกลียวด้วยมุม 180° จากนั้นนำแต่ละอิลิเมนต์มาเชื่อมต่อโดยทำมุม 90° จนได้ความยาวที่ต้องการ อิลิเมนต์ชนิดนี้เรียกว่า twisted-ribbon มีความยาว 15 mm เส้นผ่านศูนย์กลาง 10 mm และถูกติดตั้งไว้ภายในท่อเทฟลอนที่หุ้มฉนวนกันการสูญเสียความร้อนระหว่างทำปฏิกิริยา



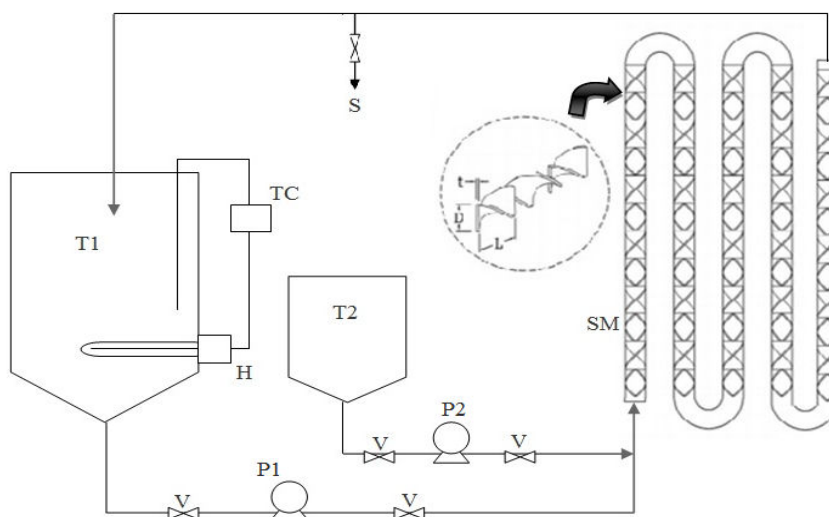
รูปที่ 4.1 แสดงชุดทดลองกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบกะ

ตารางที่ 4.1 แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบกะในรูปที่ 4.1

สัญลักษณ์	ชื่ออุปกรณ์
H	ฮีตเตอร์ขนาด 250 วัตต์
T1	ถังน้ำมันดิบ
T2	ถังเมทานอล
T3	ถังกรดซัลฟิวริก
P1	Magnetic Driven Pump (Sanso model PMD-211)
P2	Digital Pump (Grundfos model DME 48-3)
P3	Digital Pump (Grundfos model DME 2-18)
S	ตัวอย่างการทดลอง
SM	ท่อผสมแบบสลิค
TC	แผงควบคุมอุณหภูมิ
V	วาล์ว

4.2.2 อุปกรณ์ทดลองสำหรับปฏิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน

อุปกรณ์การทดลองในขั้นตอนที่สอง ดังแสดงในรูปที่ 4.2 จะประกอบด้วย ถังน้ำมันดิบ (T1) และถังสารละลายเบส (T2) ปั๊มอัตโนมัติ Grundfos รุ่น DME 48-3 ปรับอัตราการไหลได้ 1-40 ลิตรต่อชั่วโมง ใช้สำหรับป้อนน้ำมันดิบผ่านท่อผสมแบบสถิตโดยภายในถังให้ความร้อนด้วยฮีตเตอร์ขนาด 250 วัตต์ และปั๊มอัตโนมัติ Grundfos model DME 2-18 ปรับอัตราการไหลได้ 1-20 ลิตรต่อชั่วโมง สำหรับป้อนสารละลายเบสเข้าสู่ระบบ ส่วนของท่อผสมแบบสถิตเป็นท่อผสมชุดเดียวกันของการทดลองในขั้นตอนแรก



รูปที่ 4.2 แสดงชุดทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบกะ

ตารางที่ 4.2 แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบกะในรูปที่

4.2

สัญลักษณ์	ชื่ออุปกรณ์
H	ฮีตเตอร์ขนาด 250 วัตต์
T1	ถังน้ำมันดิบ
T2	ถังสารละลายเบส
P1	Digital Pump (Grundfos model DME 48-3)
P2	Digital Pump (Grundfos model DME 2-18)
S	ตัวอย่างการทดลอง

ตารางที่ 4.2 แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบกะในรูปที่ 4.2 (ต่อ)

สัญลักษณ์	ชื่ออุปกรณ์
SM	ท่อผสมแบบสถิต
TC	แผงควบคุมอุณหภูมิ
V	วาล์ว

4.3 ขั้นตอนการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ

การทดลองในระดับห้องปฏิบัติการแบ่งการทดลองเป็นสองขั้นตอน คือ ขั้นตอนแรก สำหรับกระบวนการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ ขั้นตอนที่สอง คือ นำน้ำมันดิบที่ผาลดกรดไขมันอิสระมาผลิตเป็นไบโอดีเซล

4.3.1 ขั้นตอนการทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

กระบวนการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน จากรูปที่ 4.1 น้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงถูกเทลงในถังน้ำมันดิบเปิดฮีตเตอร์ภายในถังให้ความร้อนแก่น้ำมันดิบเพื่อลดความหนืดของน้ำมัน และให้ความร้อนเท่ากันทั่วทั้งถังจนอุณหภูมิ 60°C เริ่มเปิดปั๊ม P1 ที่มีอัตราการไหล 10 ลิตรต่อนาที เพื่อป้อนเมทานอลให้ผสมกับน้ำมันปาล์มดิบ ไหลวนประมาณ 5 นาที จนของผสมภายในถัง T1 (น้ำมันปาล์มดิบและเมทานอล) ผสมเป็นเนื้อเดียวกันและมีอุณหภูมิประมาณ 60°C จึงปิดปั๊ม P1 และเริ่มเปิดปั๊ม P2 ปรับอัตราการไหล 40 ลิตรต่อชั่วโมง เพื่อไหลวนของผสมผ่านท่อผสมแบบสถิตประมาณ 5 นาที เพื่อเป็นการเตรียมท่อผสมก่อนป้อนกรดซัลฟิวริกเข้าสู่ระบบ และจากนั้นเปิดปั๊ม P3 ปรับอัตราการไหล 3 ลิตรต่อชั่วโมง เพื่อป้อนกรดซัลฟิวริกเข้าไปทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมจนกรดภายในถังหมดจึงหยุดการเดินของปั๊ม P3 เวลาในการทำปฏิกิริยาเริ่มจับทันทีที่มีการป้อนกรดซัลฟิวริกเข้าสู่ระบบ โดยทำปฏิกิริยานาน 60 นาที และเก็บตัวอย่างที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ตามลำดับตัวอย่างที่ถูกเก็บไว้จะนำไปแช่ในน้ำแข็งเพื่อหยุดปฏิกิริยาทันที

4.3.2 ขั้นตอนสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

สำหรับการทดลองในขั้นตอนที่สองวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลเดิมที่จะต้องใช้น้ำมันปาล์มที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระให้เหลือน้อยกว่า 2 mgKOH/g แต่เนื่องจากไม่สามารถผลิตน้ำมันปาล์มลดกรดไขมันอิสระได้ตามปริมาณที่ต้องการใช้ เนื่องจากต้องใช้ปริมาณมาก จึงได้เปลี่ยนมาใช้น้ำมันปาล์มรีไฟน์แทนเนื่องจากมีกรดไขมันอิสระต่ำและสามารถหาซื้อได้ง่ายตามท้องตลาด

การผลิตไบโอดีเซลด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน จากรูปที่ 4.2 น้ำมันปาล์มรีไฟน์ถูกเทลงในถังน้ำมันดิบ เปิดฮีตเตอร์ให้ความร้อนแก่น้ำมันดิบเพื่อลดความหนืดของน้ำมัน เมื่อน้ำมันเริ่มร้อนเปิดปั๊ม P1 ปรับอัตราการไหลที่ 40 ลิตรต่อชั่วโมง เพื่อป้อนน้ำมันปาล์มรีไฟน์ผ่านท่อผสมแบบสถิตเพื่อให้อุณหภูมิภายในถัง T1 ร้อนทั่วถึงและเพื่อเป็นการเตรียมท่อผสมแบบสถิตให้อุณหภูมิคงที่ด้วย เมื่ออุณหภูมิน้ำมันดิบร้อนถึง 60 °C เริ่มเปิดปั๊ม P2 ปรับอัตราการไหลที่ 12 ลิตรต่อชั่วโมง เพื่อป้อนสารละลายเบส (เมทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์) เข้าสู่ท่อผสมแบบสถิตเพื่อให้สารละลายเบสและน้ำมันปาล์มรีไฟน์เกิดการผสมกันภายในท่อผสม เมื่อป้อนสารละลายเบสจนหมดถึงจึงปิดปั๊ม P2 จากนั้นไหลวนสารผสมดังกล่าวผ่านท่อผสมแบบสถิตด้วยปั๊ม P1 เป็นระยะเวลา 60 นาที จึงหยุดปั๊ม P1 โดยที่เวลาในการทำปฏิกิริยาเริ่มจับทันทีที่เริ่มป้อนสารละลายเบสเข้าสู่ระบบ และจะเก็บตัวอย่างที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ตามลำดับ ตัวอย่างที่ถูกเก็บไว้จะนำไปแช่ในน้ำแข็งเพื่อหยุดปฏิกิริยาทันที

4.4 อุปกรณ์การทดลองระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

ระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน มีการทำงาน 2 ระบบด้วยกัน คือ 1. ระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน 2. ระบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยที่ระบบทั้งสองมีอุปกรณ์ ดังต่อไปนี้

4.4.1 อุปกรณ์การทดลองสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน

อุปกรณ์การทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ ชนิดกรดสูงดังแสดงในรูปที่ 4.3 ประกอบด้วย ถังเก็บน้ำมันปาล์มดิบ (T1) ถังเมทานอล (T2) ถังกรดซัลฟูริก (T3) และถังแยกของเสีย (T4) โดยน้ำมันดิบ เมทานอล และกรดซัลฟูริกจะถูกป้อนด้วยปั๊มขับเคลื่อนด้วยแม่เหล็ก (Magnetic Driven Pump) Sanso Pump รุ่น PMD-1511 (P1 และ P2) อัตราการไหล 30 ลิตรต่อนาที จำนวน 2 ตัว ปั๊มดังกล่าวจะป้อนสารตั้งต้นให้เกิดการผสมภายในท่อผสมแบบสวิตช์ ถังน้ำมันดิบถูกให้ความร้อนด้วยฮีตเตอร์ขนาด 2500 วัตต์ และมีชุดควบคุมอุณหภูมิภายในถัง Digicon รุ่น DD-8 จำนวน 1 ตัว ชุดวัดอุณหภูมิภายในท่อผสมแบบสวิตช์ Digicon รุ่น ID8-K120 เพื่อวัดอุณหภูมิภายในท่อผสมแบบสวิตช์ระหว่างการทำปฏิกิริยาจำนวน 1 ตัว



รูปที่ 4.3 ระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มด้วยท่อผสมแบบสวิตช์หมุนวน

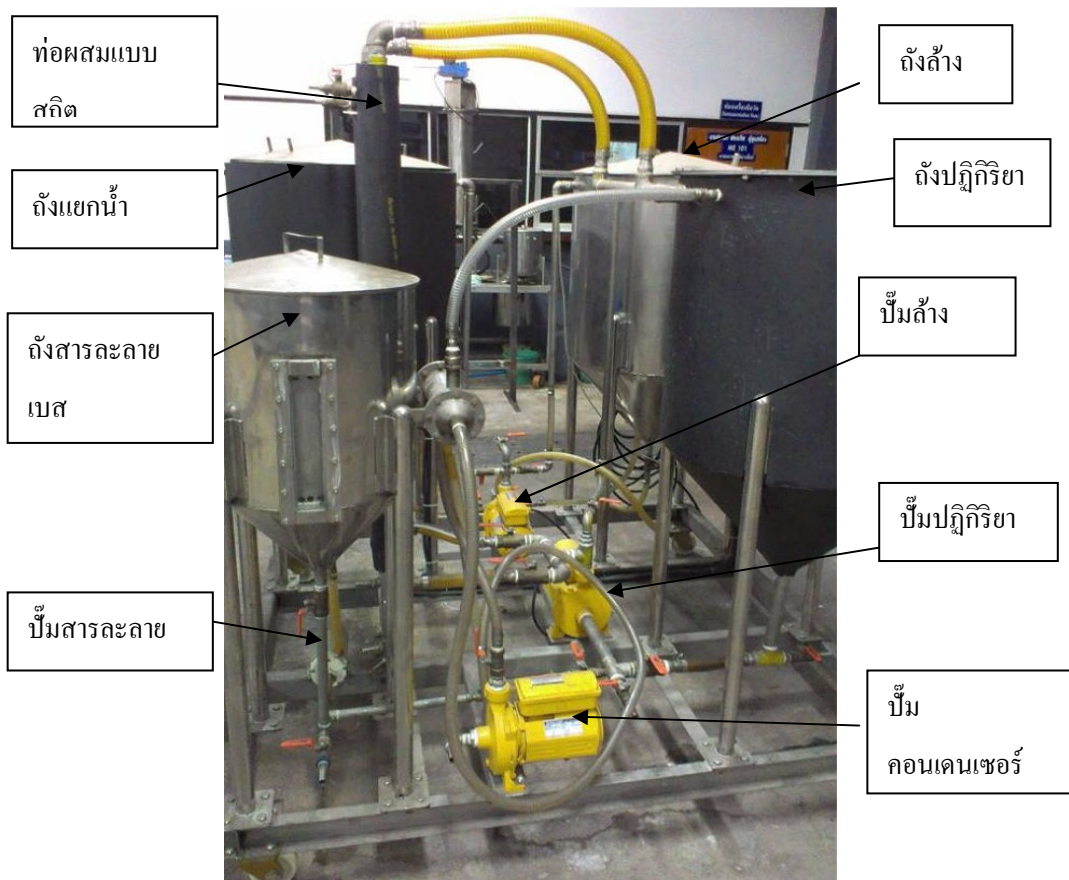
ตารางที่ 4.3 แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองการลดกรดไขมันอิสระแบบหมุนวนผ่านท่อผสมแบบสถิต

หมายเลข	ชื่ออุปกรณ์
1	ถังน้ำมันดิบหรือถังปฏิกิริยา (T1)
2	ถังเมทานอล (T2)
3	ถังกรดซัลฟิวริก (T3)
4	ถังแยกของเสี่ย (T4)
5	ท่อผสมแบบสถิต
6	Magnetic Driven Pump (Sanso pump model PMD-1511) : P1 เพื่อป้อน วัตถุดิบผ่านท่อผสมแบบสถิต
7	Magnetic Driven Pump (Sanso pump model PMD-1511) : P2 เพื่อป้อน วัตถุดิบผ่านท่อผสมแบบสถิต
8	ฮีตเตอร์ถังน้ำมันดิบ (ขนาด 2500 วัตต์)
9	ตู้คอนโทรล

4.4.2 อุปกรณ์การทดลองสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

อุปกรณ์สำหรับการทดลองในขั้นตอนที่สอง ในกระบวนการผลิตน้ำมันไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระ ดังแสดงในรูปที่ 4.4 ประกอบด้วย ถังน้ำมันดิบ (T5) ถังสารละลายเบส (T6) ถังล้างไบโอดีเซล (T7) ถังแยกน้ำในไบโอดีเซล (T8) และคอนเดนเซอร์ น้ำมันที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระและสารละลายเบสถูกป้อนให้ไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิตให้เกิดการผสมกันโดยปั๊มหอยโข่ง (Centrifugal Pump) Super Pump รุ่น WCH-375S (P3) อัตราการไหล 130 ลิตรต่อนาที จำนวน 1 ตัว โพลีเทสซีเอ็มไฮดรอกไซด์ถูกละลายด้วยเมทานอลโดยการไหลวนเมทานอลภายในถังสารละลายด้วยปั๊มขับเคลื่อนด้วยแม่เหล็ก (Magnetic Driven Pump) Sanso Pump รุ่น PMD-311 ที่อัตราการไหล 20 ลิตรต่อนาที ถังน้ำมันดิบถูกให้ความร้อนด้วยฮีตเตอร์ขนาด 2500 วัตต์ และมีชุดควบคุมอุณหภูมิภายในถัง Digicon รุ่น DD-8 จำนวน 1 ตัว ชุดวัดอุณหภูมิภายในท่อผสมแบบสถิต Digicon รุ่น ID8-K120 เพื่อวัดอุณหภูมิภายใน

ท่อผสมแบบสถิตระหว่างการทำปฏิกิริยาจำนวน 1 ตัว ฮีตเตอร์ขนาด 1000 วัตต์ สำหรับอุ่นไบโอดีเซลภายในถังแยกน้ำ ไบโอดีเซลถูกล้างด้วยน้ำโดยใช้ปั๊มหอยโข่ง Super Pump รุ่น WCH-375S (P4) ที่มีอัตราการไหล 130 ลิตรต่อนาที สำหรับปั๊มน้ำเข้าสู่ถังล้าง น้ำที่ใช้สำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างการควบแน่นเมทานอลส่วนเกินถูกปั๊มโดยปั๊มหอยโข่ง Super Pump รุ่น WCH-375S (P5)



รูปที่ 4.4 ระบบผลิตไบโอดีเซลด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

ตารางที่ 4.4 แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบหมุนวนผ่านท่อผสมแบบสถิต

หมายเลข	ชื่ออุปกรณ์
1	ถังน้ำมันดิบ (T5)
2	ถังสารละลายเบส (T6)
3	ถังล้าง (T7)
4	ถังแยกน้ำ (T8)
5	Centrifugal Pump (Super pump model WCH-375S) : P3 เพื่อไหลวนน้ำมันผ่านท่อผสมแบบสถิต
6	Centrifugal Pump (Super pump model WCH-375S) : P4 เพื่อป้อนน้ำเข้าสู่ถังล้าง
7	Centrifugal Pump (Super pump model WCH-375S) : P5 เพื่อไหลวนน้ำผ่านคอนเดนเซอร์
8	Magnetic Driven Pump (Sanso pump model PMD-311) : P5 เพื่อไหลวนเมทานอล
9	ฮีตเตอร์น้ำมันดิบ (ขนาด 2500 วัตต์)
10	ฮีตเตอร์ถังแยกน้ำ (ขนาด 1000 วัตต์)
11	ท่อผสมแบบสถิต
12	คอนเดนเซอร์

4.5 ขั้นตอนการทดลองระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

ระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน มีขั้นตอนการทำงาน 2 ขั้นตอน คือ ขั้นตอนแรก การลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบให้เหลือน้อยกว่า 2 mgKOH/g ก่อนนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซล ในขั้นตอนที่สองนำน้ำมันดิบจากขั้นตอนแรกมาผลิตไบโอดีเซลด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน และ

เงื่อนไขที่ใช้ในการทดลองทั้งสองขั้นตอนจะใช้เงื่อนไขที่ดีที่สุดสำหรับการทดลองในระดับ small scale มาทดลองสำหรับระบบนี้ด้วย

4.5.1 ขั้นตอนการทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระ

กระบวนการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน จากรูปที่ 4.3 น้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงถูกเทลงในถังน้ำมันดิบเปิดฮีตเตอร์ให้ความร้อนแก่น้ำมันดิบเพื่อลดความหนืดของน้ำมัน เมื่อน้ำมันเริ่มร้อนเปิดปั๊ม P1 และ P2 (อัตราการป้อนรวม 33 ลิตรต่อนาที) เพื่อให้ไขมันภายในถังไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิตและให้น้ำมันร้อนทั่วทั้งถัง รอจนน้ำมันดิบในถังอุณหภูมิประมาณ 60°C จากนั้นค่อยเปิดวาล์วเมทานอลเพื่อให้ปั๊ม P1 และ P2 ดูดเมทานอลผสมกับน้ำมันดิบจนเมทานอลภายในถังหมดแล้วจึงปิดวาล์วเมทานอล ไหลวนจนเมทานอลกับน้ำมันดิบผสมกันประมาณ 5 นาที หลังจากนั้นเริ่มเปิดวาล์วกรดซัลฟิวริกเพื่อให้ปั๊ม P1 และ P2 ดูดเข้าไปผสมกับของผสม (น้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล) ผ่านท่อผสมแบบสถิต เติมกรดจนหมดถังกรดแล้วจึงปิดวาล์วกรดซัลฟิวริก ในระหว่างการทำปฏิกิริยาต้องควบคุมอุณหภูมิที่ $60 \pm 3^{\circ}\text{C}$ และการจับเวลาในการทำปฏิกิริยาจะเริ่มจับเวลาทันทีที่มีการเปิดวาล์วกรดซัลฟิวริก โดยทำปฏิกิริยานาน 60 นาที และเก็บตัวอย่างที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ตามลำดับ ตัวอย่างที่ถูกเก็บไว้จะนำไปแช่ในน้ำแข็งเพื่อหยุดปฏิกิริยาทันที

เมื่อทำปฏิกิริยาเสร็จเรียบร้อยแล้ว น้ำมันที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระถูกป้อนโดยปั๊ม P1 และ P2 เข้าสู่ถังแยกของเสียเพื่อแยกของเสียและน้ำ ซึ่งใช้เวลาในการแยกชั้นระหว่างน้ำมันกับของเสียและน้ำประมาณ 2 ชั่วโมง จากนั้นถ่ายของเสียออกจากถังแยกของเสีย จึงได้น้ำมันที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระเพื่อนำไปผลิตไบโอดีเซลในขั้นตอนต่อไป

4.5.2 ขั้นตอนการทดลองสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

จากรูปที่ 4.4 น้ำมันเอสเทอร์ริไฟด์จากถังแยกถูกดูดด้วยปั๊ม P3 เข้าสู่ถังน้ำมันดิบจนหมดจึงปิดปั๊ม เปิดฮีตเตอร์ให้ความร้อนแก่น้ำมันดิบเพื่อลดความหนืดของน้ำมัน เมื่อน้ำมันเริ่มร้อนเปิดปั๊มหอยโข่ง P3 (อัตราการป้อน 130 ลิตรต่อนาที) เพื่อให้ไขมันภายในถังไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิตและให้น้ำมันร้อนทั่วทั้งถัง รอจนน้ำมันดิบในถังอุณหภูมิประมาณ 60°C ใน

ระหว่างนี้ โพลีเอสเตอร์ไฮดรอกไซด์ถูกละลายด้วยเมทานอลภายในถังสารละลายเบสโดยการไหลวนเมทานอลด้วยปั๊มขับเคลื่อนด้วยแม่เหล็ก P5 ที่อัตราการไหล 20 ลิตรต่อชั่วโมง เมื่อโพลีเอสเตอร์ไฮดรอกไซด์ละลายหมดและอุณหภูมิภายในถังน้ำมันคืบสูงประมาณ 60 °C แล้ว เริ่มเปิดวาล์วสารละลายเบสเพื่อให้ปั๊ม P3 ดูดสารละลายเข้าไปผสมกับน้ำมันลดครดไขมันอิสระภายในท่อผสมด้วยอัตราการไหลที่ 130 ลิตรต่อนาที โดยใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานาน 60 นาที และเก็บตัวอย่างทุกๆ 10 นาที ตัวอย่างที่ถูกเก็บไว้จะนำไปแช่ในน้ำแข็งเพื่อหยุดปฏิกิริยาทันที เมื่อทำปฏิกิริยาได้ตามระยะเวลาที่กำหนดแล้ว ปิดปั๊ม P3 และฮีตเตอร์ร้อน ไบโอดีเซลและกลีเซอรอลแยกชั้นประมาณ 1 ชั่วโมง 30 นาที ถ้าขี้กลีเซอรอลออกทางก้นถัง ไบโอดีเซลที่อยู่ในถังถูกป้อนด้วยปั๊ม P3 เข้าสู่ถังล้างจนหมดจึงปิดปั๊ม P3 จากนั้นเปิด P4 ที่มีอัตราการไหล 130 ลิตรต่อนาที เพื่อป้อนน้ำเข้าสู่ถังล้าง ถังจนน้ำไบโอดีเซลสะอาด ในขั้นตอนสุดท้ายไบโอดีเซลถูกป้อนด้วยปั๊ม P4 เข้าสู่ถังแยก จากนั้นเปิดฮีตเตอร์เพื่อแยกน้ำที่เหลือในไบโอดีเซลออก จึงเสร็จสิ้นกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

4.6 การวิเคราะห์ตัวอย่าง

4.6.1 การวิเคราะห์ปริมาณค่าความเป็นกรด (acid value)

การวิเคราะห์ค่าความเป็นกรดในตัวอย่างน้ำมันที่ใช้วิธีของ The American Oil Chemists' Society Official Method Cd 3a-63 for Acid Value (AOCS, 1998) มีขั้นตอนดังต่อไปนี้

- (1) ชั่งน้ำมันตัวอย่างลงในขวดรูปชมพู่ประมาณ 1 กรัม
- (2) หยดฟีนอล์ฟทาลีน 3 หยด เขย่าให้เข้ากัน
- (3) ไตรเอทิลสารละลายตัวอย่างด้วยการหยดสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ซึ่งละลายในไอโซโพรพานอลความเข้มข้น 0.1 นอร์มอล เขย่าอย่างแรงจนน้ำมันเริ่มเปลี่ยนเป็นสีชมพูอ่อนคงที่ประมาณ 30 วินาที
- (4) หาปริมาณสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้ นำไปคำนวณหาค่าความเป็นกรด ด้วยสมการที่ 4.1

$$\text{ค่าความเป็นกรด} = \frac{\text{ปริมาณค่าที่ใช้} \times \text{ความเข้มข้นค่า (นอร์มอล)} \times 56.1}{\text{น้ำหนักน้ำมันตัวอย่าง (กรัม)}} \quad (4.1)$$

โดยที่ มวลโมเลกุลของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ คือ 56.1 กรัมต่อโมล

4.6.2 การวิเคราะห์หองค์ประกอบในน้ำมันด้วยเทคนิค thin layer chromatography-flame ionization detection (TLC/FID)

ตัวอย่างน้ำมันที่ต้องการนำไปวิเคราะห์หาองค์ประกอบด้วยเทคนิค TLC/FID จะต้องล้างด้วยน้ำร้อนเสียก่อน เพื่อกำจัดสิ่งปนเปื้อนที่เหลืออยู่ในน้ำมัน ไม่ว่าจะเป็นเมทานอล กรดซัลฟิวริก ค่าง และกลีเซอรอล เนื่องจากสิ่งปนเปื้อนที่กล่าวมานี้จะส่งผลต่อการแยกสาร ทำให้ค่าที่อ่านได้คลาดเคลื่อนจากผลการทดลองจริง การวิเคราะห์หองค์ประกอบในน้ำมันด้วยเทคนิค TLC/FID โดยใช้เครื่อง IATRON-CAN MK-65 และ Chromarod Type S-II Quartz (Mishubishi Kagaku Iatron., Japan) มีขั้นตอนการวิเคราะห์ ดังนี้

- (1) หยดตัวอย่างน้ำมัน 1 หยด ลงในสารละลายเฮกเซนเข้าให้เข้ากัน จากนั้นนำตัวอย่างหยดลงบน Chromarod
- (2) นำ Chromarod ที่หยดตัวอย่างลงแล้ว ไปแช่ในภาชนะแรกที่ผสมสาร เฮกเซน: ไดเอทิล อีเทอร์: กรดฟอร์มิก (50:20:0.3 โดยปริมาตร) ร่องนสารเคลื่อนที่ได้ 8 เซนติเมตร
- (3) นำ Chromarod ไปแช่ในภาชนะที่สองต่อ ซึ่งผสมสาร เฮกเซน: เบนซีน (1:1 โดยปริมาตร) ร่องนสารเคลื่อนที่ได้ 10 เซนติเมตร
- (4) จากนั้นนำ Chromarod ไปอบด้วยเครื่อง rod dryer TK-8 ที่อุณหภูมิ 105 องศา ประมาณ 10 นาที
- (5) นำ Chromarod ไปวิเคราะห์หองค์ประกอบในน้ำมันตัวอย่าง ด้วยเครื่อง IATRON-CAN MK-65 วิธีการนี้เป็นการแยกสารแต่ละชนิดด้วยอัตราการเคลื่อนที่ที่ไม่เท่ากัน และหาตำแหน่งของไขมันที่แยกออกจากกันด้วยวิธี flame ionization detection โดยใช้อากาศที่อัตราการไหล 2 ลิตร/นาที และไฮโดรเจนที่อัตราการไหล 160 ลิตร/นาที

4.7 การวางแผนการทดลอง

เพื่อลดจำนวนครั้งในการทดลองหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดสำหรับปฏิกิริยาสองขั้นตอน ผู้วิจัยได้เลือกใช้วิธี Response Surface Methodology (RSM) และออกแบบการทดลองแบบ Central Composite Design (CCD) เพื่อนำไปวิเคราะห์หาสภาวะที่ดีที่สุดในระบบวนลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงและกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ และหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระกับผลตอบสนอง โดยตัวแปรอิสระที่ต้องศึกษาในกระบวนการแรก คือเมทานอล (M) และ กรดซัลฟิวริก (A) ซึ่งมีอิทธิพลต่อค่าผลตอบสนอง คือค่าความเป็นกรด (AV) และในขั้นตอนที่สองตัวแปรอิสระ คือเมทานอล (M) และ โปแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K) ผลตอบสนอง คือความบริสุทธิ์เมทิลเอสเทอร์ (ME) สามารถเขียนความสัมพันธ์ของปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันและปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันได้ ดังสมการที่ 4.2 และ 4.3 ตามลำดับ

$$AV = f(M, A) \quad (4.2)$$

$$ME = f(M, K) \quad (4.3)$$

โดยที่ AV คือค่าความเป็นกรด, M คือเมทานอล, A คือกรดซัลฟิวริก, ME คือเมทิลเอสเทอร์, K คือ โปแทสเซียมไฮดรอกไซด์

การวิเคราะห์หาพื้นที่ผิวดอกตอบสนองด้วยเทคนิคการออกแบบแผนการทดลองแบบ CCD โดยทั่วไปการออกแบบด้วยวิธีนี้ จะประกอบด้วย 2^k factorial ในแนวรูปดาวหรือแนวแกน เช่น ในกรณีที่การทดลองมีตัวแปรอิสระ 2 ตัวแปร 2^k factorial จะประกอบด้วย (-1,-1), (+1,-1), (-1,+1), (+1,+1) แต่ 2^k factorial ในแนวรูปดาวหรือแนวแกนจะประกอบด้วย $(-\alpha, 0)$, $(+\alpha, 0)$, $(0, -\alpha)$, $(0, +\alpha)$ และที่จุดศูนย์กลาง (0,0) จะมีการทดลองซ้ำ 4-6 การทดลอง ของแต่ละตัวแปรอิสระ ในงานวิจัยนี้ในแต่ละขั้นตอนการทดลองมีตัวแปรอิสระ 2 ตัวแปร ดังนั้นจะประกอบด้วย 5 ระดับของแต่ละปัจจัย คือ (-2, -1, 0, +1, +2) หรือสามารถหาจุดแกนของระดับในแต่ละตัวแปรอิสระที่ทำการทดลองได้จากสมการที่ 4.4 (Teppaya and Prasertsan, 2004)

เมื่อกำหนดตัวแปรอิสระที่ต้องการชัดเจนแล้วจะใช้โปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 ในการออกแบบการทดลองซึ่งต้องทำการทดลองทั้งหมด 12 การทดลอง เพื่อนำไปวิเคราะห์หาสภาวะที่ดีที่สุดและหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระ ซึ่งได้กำหนดช่วงและระดับของตัวแปรอิสระที่จะทำการทดลอง ดังแสดงในตารางที่ 4.5 และตารางที่ 4.6 ในส่วนของตารางที่ 4.7 และตารางที่ 4.8 แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆตามช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

$$\alpha = \sqrt[4]{2^k} \quad (4.4)$$

โดยที่ α คือจุดแกน k คือจำนวนตัวแปรอิสระ

ตารางที่ 4.5 แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระของปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟเคชั่น

ตัวแปรอิสระ	หน่วย	(coded)				
		-1.414	-1	0	+1	+1.414
เมทานอล (M)	%vol.	5.9	10	20	30	34.1
กรดซัลฟิวริก (A)	%vol.	0.6	1	2	3	3.4

ตารางที่ 4.6 แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระของปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟเคชั่น

ตัวแปรอิสระ	หน่วย	(coded)				
		-1.414	-1	0	+1	+1.414
เมทานอล (M)	%vol.	5.9	10	20	30	34.1
โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K)	%vol.	0.9	3.0	8.0	13	15.7

ตารางที่ 4.7 แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆสำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีฟเคชั่น

การทดลองที่	M : เมทานอล (%vol.)	A : กรดซัลฟิวริก (%vol.)
1	34.1	2.0
2	30.0	1.0
3	20.0	2.0
4	20.0	2.0

ตารางที่ 4.7 แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆสำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน(ต่อ)

การทดลองที่	M : เมทานอล (%vol.)	A : กรดซัลฟิวริก (%vol.)
5	5.9	2.0
6	20.0	0.6
7	10.0	1.0
8	10.0	3.0
9	20.0	2.0
10	20.0	2.0
11	30.0	3.0
12	20.0	3.4

ตารางที่ 4.8 แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆสำหรับกระบวนการทรานการเอสเทอร์ริฟิเคชัน

การทดลองที่	M : เมทานอล (%vol.)	K : โปแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (%wt.)
1	10	13
2	20	0.93
3	34.14	8
4	30	3
5	30	13
6	5.86	8
7	20	15.7
8	20	8
9	20	8
10	20	8
11	10	3
12	20	8

4.8 การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์และสถานะที่เหมาะสมที่สุดสำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันและกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน

Response Surface Methodology, RSM เป็นวิธีที่เหมาะสมสำหรับการทดลองที่มีตัวแปรอิสระหลายตัว นอกจากสามารถลดจำนวนครั้งในการทดลองแล้ว วิธีการดังกล่าวสามารถหารูปแบบสมการความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนองกับตัวแปรอิสระ โดยใช้วิธี multiple regression ในการวิเคราะห์หารูปแบบ 2^{nd} order model ดังแสดงในสมการที่ 4.5 (Prateepchaikul และคณะ, 2009)

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{1 \leq i < j}^k \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon \quad (4.5)$$

โดยที่ Y คือค่าของผลตอบสนอง k คือจำนวนตัวแปรอิสระ x_i, x_j คือตัวแปรอิสระที่เป็นรหัสตัวเลข $\beta_0, \beta_i, \beta_{ii}, \beta_{ij}$ คือค่าคงที่สัมประสิทธิ์ของพจน์ ตัวแปรกำลังหนึ่ง ตัวแปรกำลังสอง และตัวแปรร่วม ตามลำดับ ε คือความคลาดเคลื่อนจากการคำนวณ

การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนองกับตัวแปรอิสระ จะใช้ผลการทดลองที่ได้ออกแบบมาไว้ มาวิเคราะห์ด้วยวิธี multiple regression ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% เมื่อได้สมการทำนายความสัมพันธ์แล้ว จะพิจารณาสมการโดยการตัดพจน์ที่ไม่มีนัยสำคัญต่อสมการออก โดยพิจารณาจากค่า P -value ถ้าพจน์ใดที่มีค่าน้อยกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์นั้นมีนัยสำคัญต่อสมการดังกล่าว ส่วนพจน์ที่มีค่า P -value มากกว่า 0.05 ให้พิจารณาตัดออกจากสมการ เนื่องจากพจน์ดังกล่าวไม่มีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ และทดสอบนัยสำคัญของสมการทำนายความสัมพันธ์จากค่า F -test โดยจะตัดสินใจเพื่อปฏิเสธสมมติฐานหลัก ถ้าค่า F -Statistic ที่ได้จากการคำนวณมีค่ามากกว่าค่า F_{critical} หรือ $F_0 > F_{\alpha, i, n-i}$ โดยที่ α คือ 0.05 (ที่ระดับความเชื่อมั่น 95%), i คือ จำนวนพจน์ทั้งหมดของสมการความสัมพันธ์, n คือ จำนวนการทดลอง และค่า F_{critical} ได้จากการเปิดตาราง F -test (ได้แสดงไว้ในภาคผนวก ง)

เมื่อได้สมการทำนายความสัมพันธ์แล้ว นำสมการดังกล่าวไปสร้างกราฟพื้นผิวตอบสนองและกราฟ contour ของตัวแปรอิสระที่แปรค่าตามเงื่อนไขการทดลองกับผลตอบสนอง โดยที่สถานะที่เหมาะสมที่สุดในการทดลองได้จากการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์โดยใช้

โปรแกรม MS Excel และใช้ solver add in tool ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตของตัวแปรอิสระ ดังตารางที่ 4.9

ตารางที่ 4.9 แสดงเงื่อนไขขอบเขตตัวแปรอิสระที่ใช้ในการทดลอง

กระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชัน		
ตัวแปรอิสระ	หน่วย	ขอบเขตของตัวแปรอิสระ
เมทานอล (M)	% โดยปริมาตร	$10 \leq M \leq 30$
กรดซัลฟิวริก (A)	% โดยปริมาตร	$1 \leq A \leq 3$
กระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน		
ตัวแปรอิสระ	หน่วย	ขอบเขตของตัวแปรอิสระ
เมทานอล (M)	% โดยปริมาตร	$10 \leq M \leq 30$
โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K)	% โดยน้ำหนัก	$3 \leq K \leq 13$

บทที่ 5

ผลการทดลองและอภิปรายผล

ในส่วนของบทนี้ จะกล่าวถึงผลการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ และผลการผลิตไบโอดีเซลจากระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

5.1 ผลการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ

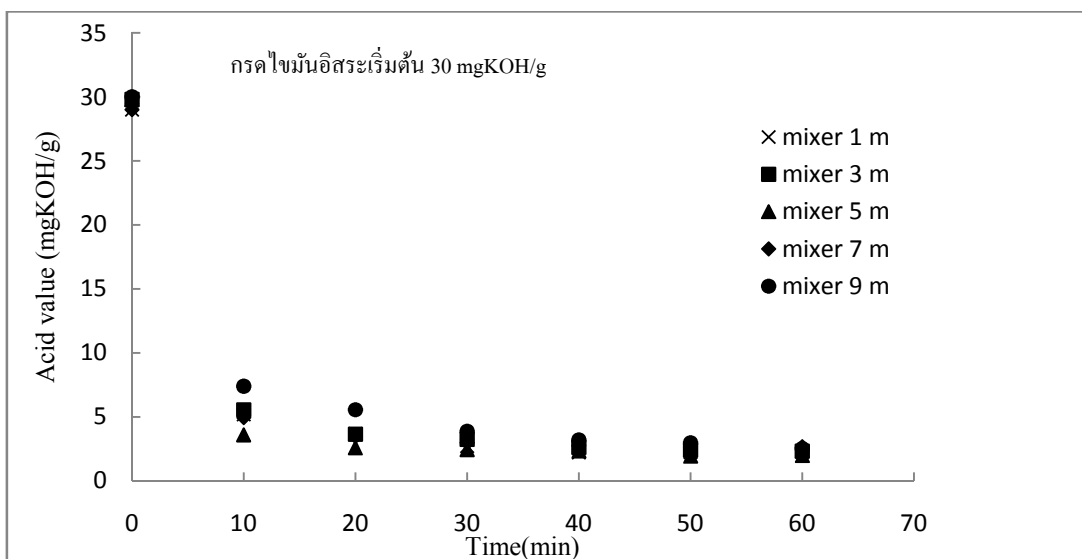
สำหรับการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ ในขั้นตอนแรกจะทดลองหาความยาวท่อผสมแบบสถิตที่มีผลต่อการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ และศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีผลต่อปฏิกิริยา นอกจากนี้จะศึกษาผลของอัตราการไหลในการป้อนสารผสมที่มีผลต่อกระบวนการดังกล่าว โดยการทดลองที่กล่าวข้างต้น จะใช้เงื่อนไขเดียวกันในการทดลอง คือ เมทานอล 20% โดยปริมาตร ใช้กรดซัลฟูริก 2% โดยปริมาตร อัตราเร็วในการป้อนที่ 40 ลิตร/ชั่วโมง เมื่อได้ความยาวท่อผสมและความเร็วที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการลดกรดไขมันอิสระแล้ว จึงเริ่มทดลองหาสถานะที่ดีที่สุดในการบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันและกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ต่อไป

5.1.1 ผลการทดลองความยาวของท่อผสมแบบแบบสถิตที่มีผลต่อกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน

การทดลองกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันเพื่อศึกษาผลของความยาวท่อผสมแบบสถิตที่เหมาะสมต่อปฏิกิริยาดังกล่าว โดยการปรับความยาวท่อที่ 1 3 5 7 และ 9 เมตรตามลำดับภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 20% โดยปริมาตร กรดซัลฟูริก 2% โดยปริมาตร และอัตราการไหล 40 ลิตรต่อชั่วโมง ซึ่งคิดเป็นจำนวนรอบที่ของผสมไหลผ่านท่อผสมแบบสถิต 10 นาทีต่อรอบ ผลการทดลองจากกราฟในรูปที่ 5.1 จะเห็นได้ว่าช่วงเวลา 5 นาทีแรก ปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นได้ไม่เต็มมากนัก เนื่องจากน้ำมันและแอลกอฮอล์มีความหนาแน่นต่างกันของเหลวทั้งสองจึงแยกชั้นกัน (Nouredini และ Zhu, 1997; Darnoko และ Cheryan, 2000) ถึงแม้ว่าจะมีการผสมกันมาแล้วด้วยปั๊ม P1 ซึ่งเป็นการผสมแบบผ่านท่อกลวงที่ไม่มีการติดตั้งตัวขวางการไหลทำให้ของเหลวผสมไม่เป็นเนื้อเดียวกัน หลังจากของเหลวทั้งสองถูกกระตุ้นที่เวลาประมาณ 5 นาทีกว่า เริ่มการป้อนสารผสมทั้งสองโดยปั๊ม

P2 ผ่านท่อผสมแบบสถิตที่การติดตั้งตัววางการไหลภายในท่อทำให้เกิดการผสมรวมตัวกัน ทำให้เพิ่มอัตราการถ่ายเทมวล (mass transfer rate) ของเหลวจึงสามารถผสมเป็นเนื้อเดียวกันได้ดี (Noureddini และ Zhu, 1997) เมื่อน้ำมันผสมเป็นเนื้อเดียวกันแล้วปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว

จากสมมุติฐานเดิมที่ตั้งไว้เมื่อความยาวท่อผสมยาวมากขึ้น จะทำให้ความสามารถในการผสมระหว่างน้ำมันกับเมทานอลดียิ่งขึ้น ซึ่งจะส่งผลให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นสมบูรณ์มากขึ้น แต่จากผลการทดลองปรากฏว่าการเพิ่มความยาวท่อผสมที่มากเกินไปเกินความยาวที่เหมาะสมจะไม่ส่งผลดีต่อปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน กล่าวคือ ท่อผสมแบบสถิตที่มีความยาวท่อที่ 5 เมตร เมื่อนำไปวิเคราะห์หาค่าความเป็นกรด ปรากฏว่าที่เวลา 60 นาที ค่าความเป็นกรด 1.97 mgKOH/g ซึ่งเมื่อนำค่าดังกล่าวไปเปรียบเทียบกับค่าความเป็นกรด ที่ท่อผสมยาว 7 และ 9 เมตรที่เวลา 60 นาที ซึ่งมีค่าความเป็นกรด 2.69 และ 2.51 mgKOH/g ตามลำดับ พบว่าท่อผสมที่มีความยาว 5 เมตร มีค่าน้อยกว่าที่สุด ซึ่งหมายถึง ความสามารถในการลดกรดไขมันอิสระของท่อผสมที่มีความยาว 5 เมตร ดีกว่าท่อผสมที่มีความยาว 7 และ 9 เมตร ตามลำดับ ดังแสดงในกราฟรูปที่ 5.1 สาเหตุที่ท่อผสมที่มีความยาวมากเกินไปไม่สามารถลดกรดไขมันอิสระได้ตามที่คาดไว้นั้น อาจเกิดจากปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาผันกลับ ได้ดังนั้นหากปฏิกิริยาเกิดขึ้นสมบูรณ์แล้วแต่ยังมีการกระตุ้นให้เกิดการผสมอีกทำให้ปฏิกิริยาเกิดการผันกลับ มีการย่อยสลายเมทิลเอสเทอร์ทำให้เกิดการสูญเสียและเกิดกรดไขมันซึ่งมีโอกาสเกิดการฟอร์มตัวเป็นสบู่ (Eavera และคณะ, 2009; Leung และคณะ, 2010) และเนื่องจากความยาวท่อผสมที่ต่างกันทำให้อุณหภูมิการเกิดปฏิกิริยาไม่เท่ากัน โดยพบว่าที่ความยาวท่อ 1 3 5 7 และ 9 เมตร อุณหภูมิลดลง 59 58 58 56 และ 56 °C ตามลำดับ ซึ่งจะส่งผลต่อความสมบูรณ์ในการเกิดให้ปฏิกิริยาได้



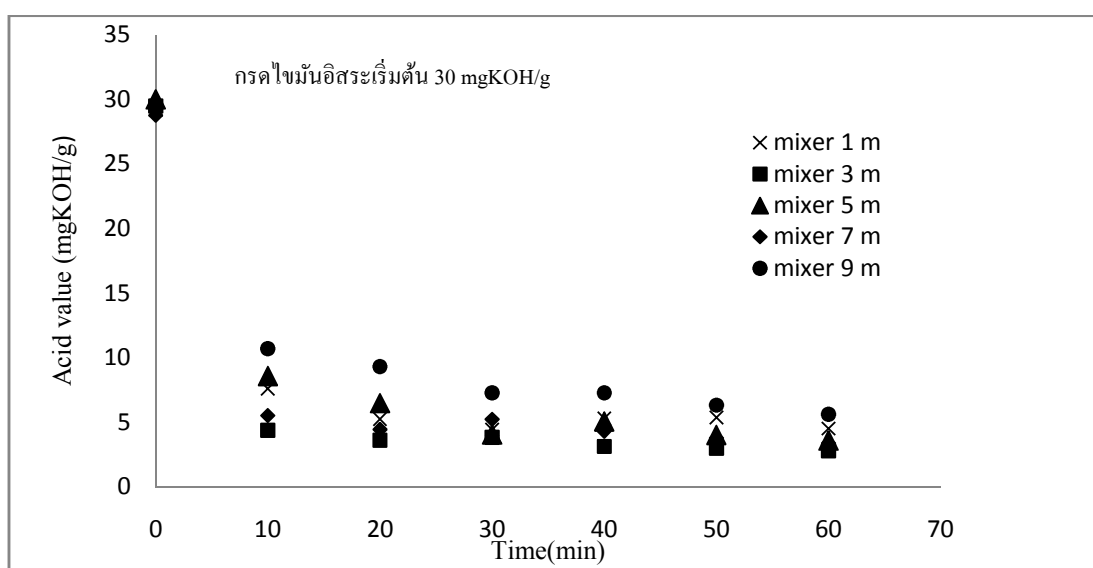
รูปที่ 5.1 กราฟแสดงค่าความเป็นกรด เมื่อปรับความยาวท่อผสมแบบสถิตหุ้มฉนวน (เมทานอล 20% โดยปริมาตร กรดซัลฟิวริก 2% โดยปริมาตร และอัตราการไหล 40 l/h)

5.1.2 ผลการทดลองอุณหภูมิที่มีผลต่อปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

เนื่องจากอุณหภูมิเป็นตัวแปรหนึ่งที่สำคัญต่อการเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน ซึ่งอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับปฏิกิริยานี้จะต้องต่ำกว่าจุดเดือดของเมทานอล เพื่อไม่ให้เกิดการระเหยในระหว่างทำปฏิกิริยาจะทำให้สูญเสียเมทานอลโดยเปล่าประโยชน์ การศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีผลต่อกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยการเปรียบเทียบท่อผสมแบบสถิตที่มีการหุ้มฉนวนและไม่มีการหุ้มฉนวน ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 20% โดยปริมาตร กรดซัลฟิวริก 2% โดยปริมาตร และอัตราการไหล 40 ลิตรต่อชั่วโมง ซึ่งของผสมจะไหลผ่านท่อผสมแบบสถิต 10 นาทีต่อรอบ จากรูปที่ 5.1 พบว่า ท่อผสมแบบสถิตที่มีความยาว 1 3 5 7 และ 9 เมตร อุณหภูมิภายในท่อจะลดลงเพียงเล็กน้อยคือ 59 58 58 56 และ 56 °C ตามลำดับ เนื่องจากมีการหุ้มฉนวนท่อผสม แต่เมื่อเปรียบเทียบท่อผสมแบบสถิตที่ไม่มีการหุ้มฉนวนที่มีความยาวท่อ 1 3 5 7 และ 9 เมตร อุณหภูมิภายในท่อจะลดลงเหลือ 55 54 50 46 และ 38 °C ตามลำดับ การลดลงของอุณหภูมิดังที่กล่าวมาข้างต้น จะส่งผลทำให้ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันเกิดขึ้นไม่สมบูรณ์ ดังแสดงในกราฟรูปที่ 5.2 จะเห็นได้ว่าท่อผสมแบบสถิตที่มีความยาว 3 เมตร ซึ่งมีอุณหภูมิที่เกิดปฏิกิริยาภายในท่อผสม 54 °C ซึ่งมีอุณหภูมิที่ใกล้เคียงกับอุณหภูมิ 60 °C ที่เวลา 1 ชั่วโมง มีค่าความเป็นกรด 2.77 mgKOH/g ซึ่งมีค่า

น้อยกว่าที่ความยาวท่อ 1 เมตร 5 เมตร 7 เมตร และ 9 เมตร ที่มีค่าความเป็นกรด 4.50 3.58 3.38 และ 5.61 mgKOH/g ตามลำดับ ที่ท่อผสม 1 เมตร มีอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาใกล้เคียงอุณหภูมิ 60 °C มากกว่า แต่ค่าความเป็นกรดมากกว่าที่ท่อผสม 3 เมตร เนื่องจากมีความยาวท่อผสมที่เหมาะสมเป็นปัจจัยหนึ่งที่จะทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ดีมากขึ้น

อย่างไรก็ตาม หากเรานำผลการทดลองการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มมาเปรียบเทียบระหว่างท่อผสมแบบสถิตที่มีการหุ้มฉนวน (รูปที่ 5.1) และไม่หุ้มฉนวน (รูปที่ 5.2) ที่มีความยาวท่อผสมเท่ากัน พบว่าท่อผสมที่มีการหุ้มฉนวนสามารถลดกรดไขมันอิสระได้ดีกว่า เนื่องจากอุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาใกล้เคียง 60 °C ทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ดี (กิตติศักดิ์, 2006; Canacki และ Gerpan, 2001) จากการทดลองข้างต้น แสดงให้เห็นได้ชัดเจนว่าอุณหภูมิจะมีผลโดยตรงต่อปฏิกิริยาลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ



รูปที่ 5.2 กราฟแสดงค่าความเป็นกรด เมื่อปรับความยาวท่อผสมแบบสถิตไม่หุ้มฉนวน (เมทานอล 20% โดยปริมาตร กรดซัลฟิวริก 2% โดยปริมาตร และอัตราการไหล 40 l/h)

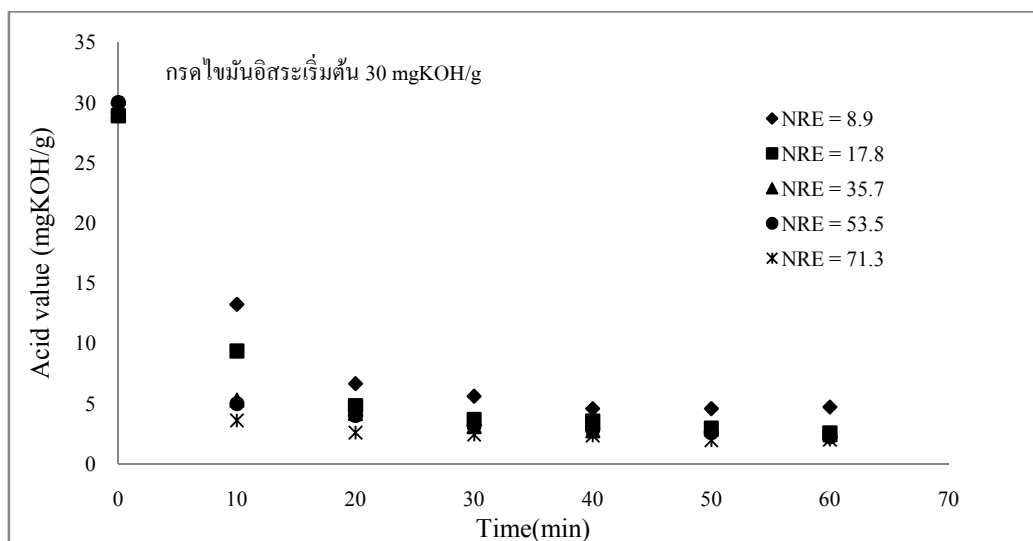
5.1.3 ผลของอัตราความเร็วในการป้อนสารที่มีผลต่อกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน

เนื่องจากเมทานอลและน้ำมันปาล์มดิบเป็นของเหลวที่มีความหนาแน่นต่างกันจึงไม่สามารถผสมเป็นเนื้อเดียวกันได้โดยที่ไม่มีการกระตุ้นและชักนำให้เกิดการผสมกัน

ดังนั้นการกระตุ้นให้เกิดการผสมด้วยเครื่องมือช่วยผสมจึงมีความสำคัญเป็นอย่างยิ่ง โดยความรุนแรงในการผสมเป็นปัจจัยสำคัญที่จะทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้สมบูรณ์ การทดลองนี้จะศึกษาผลของอัตราความเร็วการป้อนสารผสมของกระบวนการลดกรดไขมันอิสระ โดยใช้ท่อผสมความยาว 5 เมตร เมทานอล 20% โดยปริมาตร และกรดซัลฟูริก 2% โดยปริมาตร แต่จะปรับอัตราความเร็วในการป้อนที่ 5 10 20 30 และ 40 ลิตรต่อชั่วโมง ค่ารวมเป็นค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ได้ 8.90 17.8 35.7 53.5 และ 71.3 ตามลำดับ

การทดลองจากกราฟรูปที่ 5.3 พบว่าการเพิ่มอัตราความเร็วหรือค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (N_{RE}) จะเพิ่มความสามารถในการผสมทำให้สามารถลดกรดไขมันอิสระได้ดีขึ้นสังเกตได้จากที่ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์น้อยที่สุดที่ $N_{RE} = 8.9$ (5 ลิตรต่อชั่วโมง) ค่าความเป็นกรดที่เวลาต่างๆจะมากที่สุด และเมื่อค่อยๆเพิ่มอัตราการไหลปริมาณค่าความเป็นกรดจะน้อยลงตามไปด้วย โดยเฉพาะที่ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์สูงสุดที่ $N_{RE} = 71.3$ (40 ลิตรต่อชั่วโมง) ที่เวลา 60 นาที สามารถลดกรดไขมันอิสระได้มากที่สุด ค่าความเป็นกรดน้อยที่สุดคือ 1.97 mgKOH/g จากการทดลองแสดงว่าค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์เป็นตัวแปรหนึ่งที่มีนัยสำคัญต่อการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง ทั้งนี้อัตราการไหลในการป้อนสารผสมจะต้องสัมพันธ์กับความยาวท่อผสม เนื่องจากเมื่อเพิ่มความยาวท่อมากขึ้นความดันตกคร่อมในท่อผสมจะเพิ่มขึ้นด้วย ซึ่งการใช้ปั๊มที่มีกำลังการป้อนเท่าเดิมจะทำให้ประสิทธิภาพในการผสมลดลงซึ่งจะส่งผลต่อการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มด้วย เพราะอัตราการผสมที่เหมาะสมจะช่วยให้ปฏิกิริยาเกิดได้เร็วและดีขึ้น ดังนั้นสำหรับการทดลองนี้อัตราการไหลในการป้อนสารที่ 40 ลิตรต่อชั่วโมง เป็นอัตราการไหลที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ

จากผลการทดลองในหัวข้อที่ 5.1 5.2 และ 5.3 พบว่าความยาวท่อที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการลดกรดไขมันอิสระคือ 5 เมตร ใช้อัตราการไหลที่ 40 ลิตรต่อชั่วโมง (10 นาทีต่อรอบ) และใช้อุณหภูมิที่ 60°C ผลทดลองดังกล่าวจะนำไปเป็นเงื่อนไขในการทดลองหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันและกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันต่อไป



รูปที่ 5.3 แสดงผลของอัตราเร็วที่มีผลต่อการลดกรดไขมันอิสระด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน (เมทานอล 20% โดยปริมาตร กรดซัลฟิวริก 2% โดยปริมาตร และอัตราการไหล 40 l/h)

5.1.4 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน

ผลการวิเคราะห์ค่าความเป็นกรดในน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระ ตามแผนการทดลอง 12 เงื่อนไข ได้แสดงผลการทดลองดังตารางที่ 5.1 เมื่อนำผลดังกล่าวไปวิเคราะห์หารูปแบบ 2^{nd} order model โดยวิธี multiple regression ได้สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเป็นกรดกับตัวแปรอิสระที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที เหมือนกันทุกสมการเป็นสมการรูปแบบ 2^{nd} order polynomial ดังสมการที่ 5.1 ทั้งนี้การตัดพจน์ที่ไม่มีในนัยสำคัญออกนั้นจะใช้ระดับความเชื่อมั่นที่ 95% ซึ่งสังเกตได้จากค่า P -value ถ้า P -value มีค่ามากกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวไม่มีนัยสำคัญต่อสมการ ให้เหลือเพียงพจน์ P -value ที่มีค่าน้อยกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ จากสมการดังกล่าวพบว่าทั้งเมทานอลและกรดซัลฟิวริก ต่างมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ แต่เมื่อพิจารณาจากค่า P -value ของพจน์ $\beta_1 M$ ที่เวลาต่างๆปรากฏว่ามีค่าน้อยกว่าพจน์อื่นๆ ดังนั้นเมทานอลจึงเป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์มากกว่ากรดซัลฟิวริก และเมื่อนำสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ได้มาทดสอบค่า F -test ผลปรากฏว่าค่า F_0 (ตาราง ANOVA 1 ในภาคผนวก จ) ที่เวลาต่างๆ มีค่ามากกว่า F_{critical} (จากตารางค่า F ในภาคผนวก ง) ดังนั้นสรุปได้ว่า ปริมาณเมทา

นอล และปริมาณกรดซัลฟิวริก มีผลต่อการลดลงของปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ ชนิดที่รวบรวม จากนั้นนำสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.1 ไปสร้างกราฟ contour ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ของปริมาณเมทานอลและปริมาณกรดซัลฟิวริก ที่มีผลต่อการลดลงของกรดไขมันอิสระ ดังแสดงในรูปที่ 5.4

$$AV = \beta_0 + \beta_1 M + \beta_2 A + \beta_3 M^2 + \beta_4 A^2 \quad (5.1)$$

โดยที่

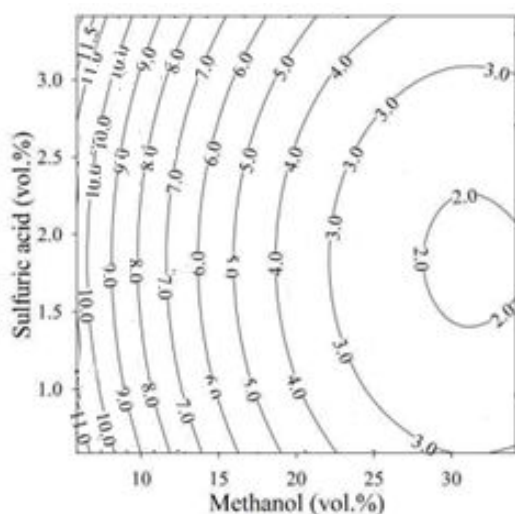
AV = ค่าความเป็นกรด, A = กรดซัลฟิวริก, M = เมทานอล และ β = ค่าสัมประสิทธิ์

ตารางที่ 5.1 แสดงข้อมูลการลดค่าความเป็นกรดในน้ำมันปาล์มดิบตามแผนการทดลองที่เงื่อนไขต่างๆ

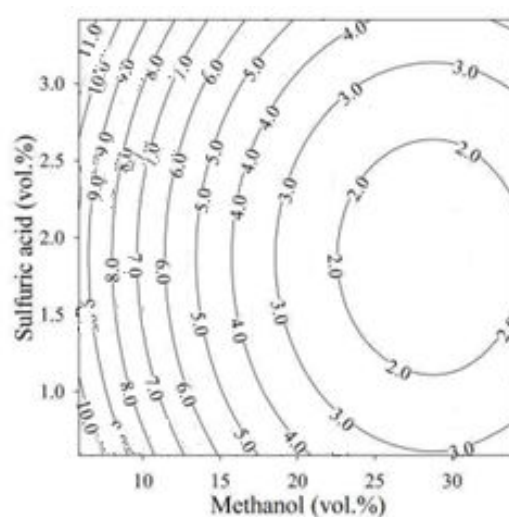
การทดลองที่	เมทานอล (% โดย ปริมาตร)	กรดซัลฟิวริก (% โดย ปริมาตร)	ค่าความเป็นกรด (% โดยน้ำหนัก)					
			10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
1	34.1	2.0	1.945	1.863	1.632	1.512	1.353	1.274
2	30.0	1.0	2.142	1.967	2.012	1.734	1.756	1.526
3	20.0	2.0	3.570	2.590	2.390	2.280	1.960	1.960
4	20.0	2.0	3.620	2.630	2.450	2.310	1.980	1.980
5	5.9	2.0	11.519	10.572	9.467	8.352	7.731	6.146
6	20.0	0.6	5.731	5.331	4.921	5.121	3.782	2.461
7	10.0	1.0	6.839	5.862	5.271	4.938	4.862	4.638
8	10.0	3.0	8.549	7.746	6.923	5.365	5.123	4.953
9	20.0	2.0	3.570	2.550	2.420	2.330	1.950	1.950
10	20.0	2.0	3.610	2.620	2.470	2.350	1.970	1.970
11	30.0	3.0	2.852	2.662	2.691	2.532	2.195	2.015
12	20.0	3.4	5.378	4.913	4.824	4.874	3.252	2.393

ตารางที่ 5.2 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆของสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.1

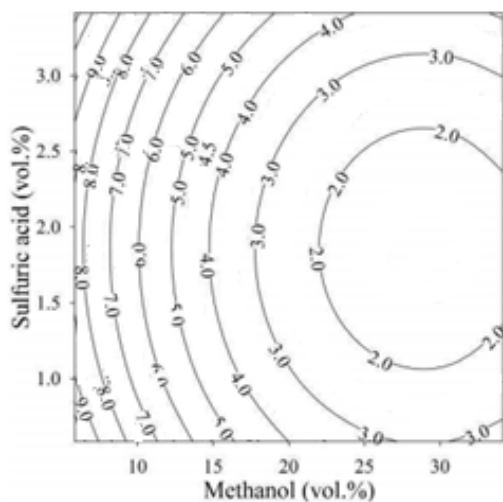
สัมประสิทธิ์	เวลาการทำ					
	10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
β_0	17.20000	17.49000	15.67000	13.97000	12.9100	9.86700
β_1	-0.82200	-0.87900	-0.75700	-0.58700	-0.64900	-0.53200
β_2	-2.63600	-3.69000	-3.61900	-3.92800	-2.56500	-1.05000
β_3	0.013080	0.01533	0.01312	0.00977	0.01152	0.00926
β_4	0.71900	0.98500	0.97300	1.00900	0.64000	0.28500
p_0 -value	0.0000390	0.0000560	0.0000630	0.0000236	0.0000150	0.0000001
p_1 -value	0.0004640	0.0004750	0.0006740	0.0046500	0.0001340	0.0000008
p_2 -value	0.0890200	0.0367800	0.0278600	0.0291700	0.0207000	0.0153500
p_3 -value	0.0051000	0.0032300	0.0045200	0.0270500	0.0009300	0.0000084
p_4 -value	0.0631200	0.0259400	0.0186100	0.0236600	0.0188500	0.0094700
R^2	0.9470000	0.9320000	0.9270000	0.8330000	0.9500000	0.9890000
$R^2_{adjusted}$	0.9160000	0.8930000	0.8860000	0.8160000	0.9220000	0.9830000
$R^2_{prediction}$	0.7490000	0.6820000	0.6570000	0.4350000	0.7600000	0.9490000



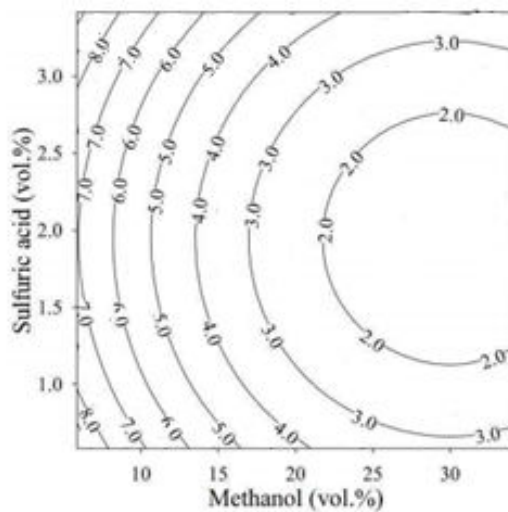
(10 min)



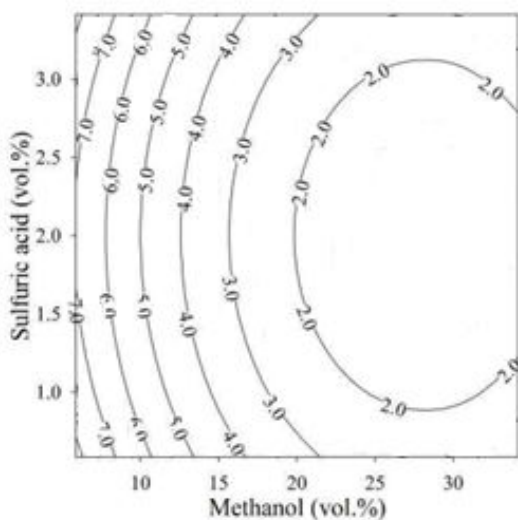
(20 min)



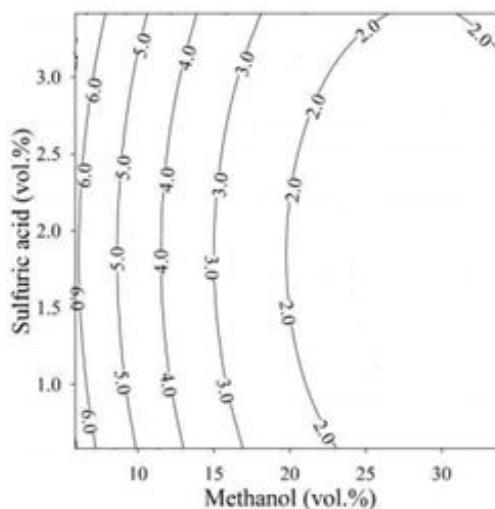
(30 min)



(40 min)



(50 min)



(60 min)

รูปที่ 5.4 แสดงกราฟ contour ของค่าความเป็นกรด ที่ค่าเมทานอลและกรดซัลฟิวริกที่เวลาต่างๆ

5.1.5 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน

การคำนวณหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการลดกรดไขมันอิสระ ในน้ำมันปาล์มดิบ ตามแผนการทดลองที่ได้ออกแบบไว้ สามารถคำนวณได้จากสมการทำนาย ความสัมพันธ์ที่ 5.1 โดยใช้โปรแกรม MS Excel และ Solver Tool ในการคำนวณ ภายใต้เงื่อนไข

การทดลอง เมทานอล ($5.9 \leq M \leq 34.1\%$ โดยปริมาตร) และกรดซัลฟิวริก ($1 \leq A \leq 3\%$ โดยปริมาตร) ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิที่ 60°C ที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ได้สภาวะที่ดีที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระ ดังตารางที่ 5.3 จากตารางข้างต้น พบว่าที่เวลาต่างๆในการทำปฏิกิริยาสามารถลดกรดไขมันอิสระลงเหลือน้อยกว่า 2 mgKOH/g แต่หากพิจารณาปริมาณเมทานอลที่ใช้ที่เวลา 50 นาที ใช้เมทานอลน้อยสุดซึ่งจะสามารถประหยัดต้นทุนในการผลิต และสามารถลดกรดไขมันอิสระได้มากที่สุด จาก 30 mgKOH/g ลดลงเหลือ 1.197 mgKOH/g ซึ่งเป็นค่ากรดไขมันอิสระที่น้อยที่สุด ดังนั้นภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 28.2% โดยปริมาตร และกรดซัลฟิวริก 2.0% โดยปริมาตร ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 50 นาที เป็นสภาวะที่ดีที่สุดของกระบวนการลดกรดไขมันอิสระนี้ อย่างไรก็ตามสภาวะที่ดีที่สุดที่สรุปมาข้างต้นนั้น ยังใช้เมทานอลในการทำปฏิกิริยามากเกินไป และเนื่องจากเมทานอลเป็นต้นทุนการผลิตที่มีราคาแพง ดังนั้นเพื่อลดค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจึงมีความจำเป็นที่จะต้องลดปริมาณการใช้เมทานอลให้ได้มากที่สุด โดยทั่วไปค่าความเป็นกรดในน้ำมันดิบมีค่าน้อยกว่า 2 mgKOH/g ก็เพียงพอแล้วที่นำไปผลิตไบโอดีเซล (Somnuk และคณะ, 2013) ดังนั้นเพื่อลดปริมาณการใช้เมทานอล จึงได้กำหนดค่าความเป็นกรดในโปรแกรม excel solve เท่ากับ 2 mgKOH/g เพื่อคำนวณหาสภาวะที่เหมาะสมใหม่ ปรากฏว่าได้ เงื่อนไขที่ดีที่สุดที่แนะนำให้ใช้คือ เมทานอล 19.8% โดยปริมาตร และกรดซัลฟิวริก 2.0% โดยปริมาตร และเมื่อนำสภาวะที่ดีที่สุดที่แนะนำให้ใช้ ไปทดลองลดกรดไขมันอิสระกับชุดทดลองจริงแล้ว สามารถลดกรดไขมันอิสระจาก 30 mgKOH/g ลงเหลือ 1.9 mgKOH/g ซึ่งใกล้เคียงกับค่าที่ได้จากการคำนวณโดยโปรแกรม Solver Tool ในโปรแกรม MS Excel

ตารางที่ 5.3 แสดงสภาวะที่ดีที่สุดของกระบวนการลดกรดไขมันอิสระที่เวลาต่างๆ

ตัวแปร	10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
เมทานอล (vol.%)	31.4	28.7	28.8	30.1	28.2	28.7
กรดซัลฟิวริก (vol.%)	1.8	1.9	1.9	1.9	2.0	1.8
ค่าความเป็นกรด (mgKOH/g)	1.862	1.426	1.386	1.327	1.197	1.252

5.1.6 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน

ผลการวิเคราะห์หึ่งค์ประกอบในเมทิลเอสเทอร์ ด้วยเทคนิค TLC/FID ตามแผนการทดลอง ได้แสดงผลการทดลองดังตารางที่ 5.4 การคำนวณหาสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างเมทิลเอสเทอร์กับตัวแปรอิสระที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที จะใช้วิธี multiple regression โดยการวิเคราะห์หารูปแบบ 2^{nd} order model จากการวิเคราะห์ผลปรากฏว่าที่ทุกๆเวลาการทดลองได้รูปแบบสมการที่เหมือนกันคือ สมการรูปแบบ 2^{nd} order polynomial ดังสมการที่ 5.2 ทั้งนี้การตัดพจน์ที่ไม่มีในนัยสำคัญออกนั้นจะใช้ระดับความเชื่อมั่นที่ 95% โดยการพิจารณาค่า P -value ถ้า P -value มีค่ามากกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวไม่มีนัยสำคัญต่อสมการให้เหลือเพียงพจน์ P -value ที่มีค่าน้อยกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ จากสมการที่ 5.2 จะเห็นได้ว่าตัวแปรอิสระที่ต้องการศึกษาทั้งสองตัวแปรต่างมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ แต่เมื่อพิจารณาจากค่า P -value ที่เวลาต่างๆของพจน์ $\beta_2 K$ ปรากฏว่ามีค่าน้อยกว่าพจน์อื่นๆ ดังนั้นโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์จึงเป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์มากกว่าเมทานอล และเมื่อนำสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ได้มาทดสอบค่า F -test ผลปรากฏว่าค่า F_0 (ตาราง ANOVA 2 ในภาคผนวก จ) ที่เวลาต่างๆ มีค่ามากกว่า $F_{critical}$ (จากตารางค่า F ในภาคผนวก ง) เพราะฉะนั้นสมการทำนายความสัมพันธ์นี้จึงเชื่อถือได้ และสามารถสรุปได้ว่า ปริมาณเมทานอล และปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ มีผลต่อการเพิ่มปริมาณเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากผลิตจากน้ำมันปาล์มรีไฟน์ จากนั้นนำสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.2 ไปสร้างกราฟ contour ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ของปริมาณเมทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ต่อผลตอบสนอง ดังแสดงในรูปที่ 5.5

$$ME = \beta_0 + \beta_1 M + \beta_2 K + \beta_3 M^2 + \beta_4 K^2 \quad (5.2)$$

โดยที่

ME = ค่าความเป็นกรด, M = เมทานอล, K = โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ และ β = ค่าสัมประสิทธิ์

ตารางที่ 5.4 แสดงข้อมูลเมทิลเอสเทอร์ตามแผนการทดลองที่เวลาต่างๆ

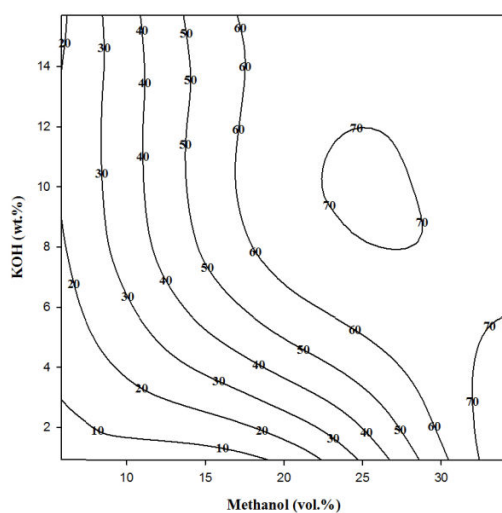
การทดลองที่	เมทานอล (%โดยปริมาตร)	โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (%โดยน้ำหนัก)	เมทิลเอสเทอร์ (%โดยน้ำหนัก)					
			10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
1	10	13	35.79	46.66	55.34	60.41	68.07	71.43
2	20	0.93	12.2	23.07	34.75	36.82	39.36	48.79
3	34.14	8	66.76	77.63	86.31	86.85	88.35	90.55
4	30	3	64.16	75.03	83.71	85.1	86.6	88.72
5	30	13	67.02	77.89	86.57	86.48	87.98	89.77
6	5.86	8	19.04	29.91	45.59	47.62	49.12	55.34
7	20	15.7	66.01	76.88	85.56	86.99	88.49	90.28
8	20	8	64.38	75.18	83.86	83.83	85.33	90.15
9	20	8	64.42	75.28	83.91	84.04	85.54	89.27
10	20	8	64.51	75.38	84.06	84.25	85.75	89.39
11	10	3	17.06	27.93	36.61	39.97	41.47	50.8
12	20	8	63.97	75.28	83.96	84.34	85.57	90.07

ตารางที่ 5.5 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆของสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.2

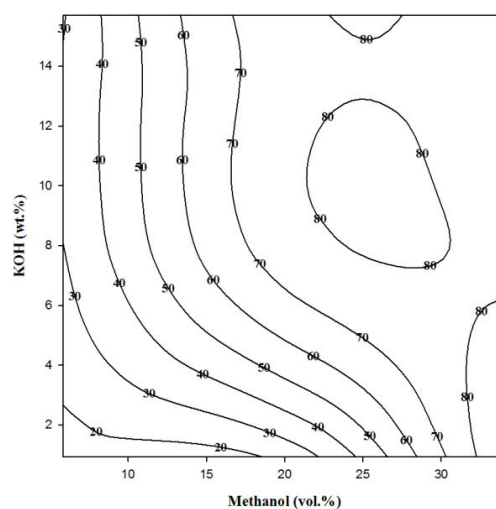
สัมประสิทธิ์	เวลาการทำปฏิกิริยา					
	10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
β_0	-57.8100	-47.14	-30.2300	-21.9300	-17.1300	-5.30000
β_1	5.63000	5.649	5.07000	4.63500	4.41900	4.31100
β_2	9.26700	9.294	9.08800	8.47000	8.27900	7.51800
β_3	-0.09518	-0.09564	-0.08428	-0.07629	-0.07282	-0.07462
p_0 -value	-0.42000	-0.42200	-0.41500	-0.37900	-0.36000	-0.33900
p_1 -value	0.01024	0.02508	0.09701	0.20500	0.29700	0.69300
p_2 -value	0.00549	0.00541	0.00720	0.01072	0.01161	0.00588
p_3 -value	0.00403	0.00397	0.00342	0.00477	0.00459	0.00318

ตารางที่ 5.5 แสดงค่าสัมประสิทธิ์ต่างๆของสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.2 (ต่อ)

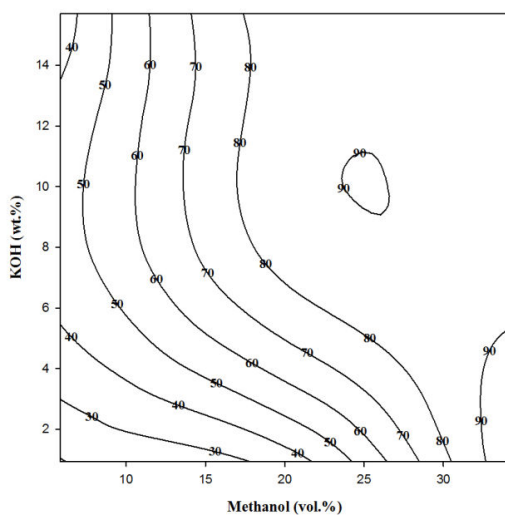
สัมประสิทธิ์	เวลาการทำปฏิกิริยา					
	10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
R^2	0.90300	0.90300	0.90100	0.89200	0.89300	0.90100
$R^2_{adjusted}$	0.84800	0.84800	0.84500	0.83000	0.83200	0.84500
$R^2_{prediction}$	0.54400	0.54400	0.53100	0.50500	0.56500	0.58100



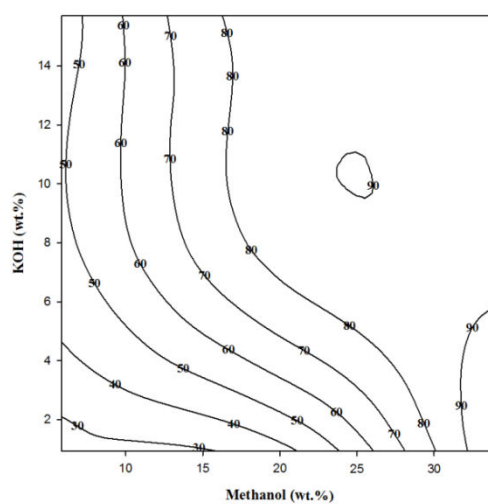
(10 min)



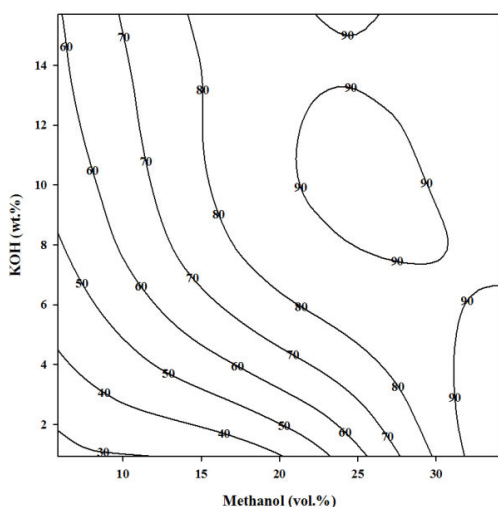
(20 min)



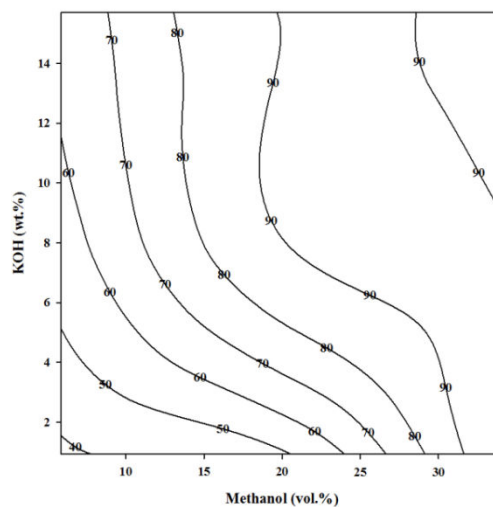
(30 min)



(40 min)



(50 min)



(60 min)

รูปที่ 5.5 แสดงกราฟ contour ของปริมาณเมทิลเอสเทอร์ ที่ค่าเมทานอลและโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่เวลาต่างๆ

5.1.7 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

การคำนวณหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มรีไฟน์ ตามแผนการทดลองที่ได้ออกแบบไว้ สามารถคำนวณได้จากสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ 5.6 โดยใช้โปรแกรม MS Excel และ Solver Tool ในการคำนวณ ภายใต้เงื่อนไขการทดลอง เมทานอล ($5.9 \leq M \leq 34.1\%$ โดยปริมาตร) และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($3 \leq K \leq 13\%$ โดยปริมาตร) ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิที่ 60°C ที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ได้สภาวะที่ดีที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระ ดังตารางที่ 5.4 จากตารางจะเห็นได้ว่า ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาที่ 10 20 30 และ 40 นาที ไม่สามารถผลิตไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์ของเมทิลเอสเทอร์มากกว่า 96.5% ในขณะที่ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาที่เวลา 50 และ 60 นาที สามารถผลิตไบโอดีเซลได้สูงถึง 97.49 และ 98.6% โดยน้ำหนัก ตามลำดับ ซึ่งมีค่าสูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลที่กำหนดไว้ แต่เมื่อพิจารณาจากปริมาณเมทานอลที่ใช้ ที่เวลา 60 นาที ใช้เมทานอลน้อยกว่า จึงประหยัดต้นทุนได้มากกว่า ดังนั้นเงื่อนไขที่ดีที่สุดสำหรับการทดลองนี้คือ ใช้เมทานอล 28.88 %โดยปริมาตร และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 11.08% โดยน้ำหนัก ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาที่ 60 นาที สามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ได้สูงถึง 98.6% โดยน้ำหนัก อย่างไรก็ตาม เงื่อนไขที่ดีที่สุดที่ได้กล่าวข้างต้น หาก

พิจารณาจากปริมาณเมทานอลที่ใช้ยังอยู่ในปริมาณที่สูง ดังนั้นเพื่อลดปริมาณการใช้เมทานอลจึงได้กำหนดค่าเมทิลเอสเทอร์ใน Solver Tool ของโปรแกรม MS Excel เท่ากับ 96.5% โดยน้ำหนัก(ตามมาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์) เพื่อคำนวณหาสภาวะที่เหมาะสมใหม่ ปรากฏว่าได้เงื่อนไขที่ดีที่สุดที่แนะนำให้ใช้คือ เมทานอล 23.81% โดยปริมาตร และ โพลีเอสเตอร์ไฮดรอกไซด์ 11.8% โดยน้ำหนัก

ตารางที่ 5.6 แสดงสภาวะที่ดีที่สุดของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่เวลาต่างๆ

ตัวแปร	10 นาที	20 นาที	30 นาที	40 นาที	50 นาที	60 นาที
เมทานอล (vol.%)	29.58	29.53	30.08	30.38	30.34	28.88
โพลีเอสเตอร์ไฮดรอกไซด์ (vol.%)	11.03	11.02	10.94	11.19	11.49	11.08
เมทิลเอสเทอร์ (wt.%)	76.57	87.47	95.74	95.85	97.49	98.60

5.2 การผลิตไบโอดีเซลจากระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

5.2.1 ผลการทดลองการระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

หลังจากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการเสร็จเป็นที่เรียบร้อยแล้วและได้ข้อมูลพื้นฐานสำหรับกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน จึงนำข้อมูลดังกล่าวใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานในการออกแบบและสร้างระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน ดังรูปที่ 5.6 ทั้งนี้ได้ทำการทดสอบระบบเพื่อเป็นการยืนยันว่าระบบที่สร้างสามารถผลิตไบโอดีเซลได้อย่างที่ออกแบบไว้ ขั้นตอนแรกของการทดสอบระบบที่ได้จัดสร้างไว้ เป็นกระบวนการดักไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ โดยจะใช้เงื่อนไขที่ดีที่สุดที่ได้จากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการนั้นคือ ใช้เมทานอล 19.8% โดยปริมาตร และ กรดซัลฟูริก 2.0% โดยปริมาตร ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60 °C นาน 50 นาที ผลการทดลองที่ปรากฏว่าสามารถดักกรดไขมันอิสระจาก 30 mgKOH/g ลงเหลือ 1 mgKOH/g ซึ่งใกล้เคียงกับค่าที่ได้จากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ ดังตารางที่ 5.7 หลังจากทำปฏิกิริยาเสร็จแล้ว ปล่อยให้ทิ้งไว้ 3

ชั่วโมงเพื่อให้ของเสียที่เกิดจากปฏิกิริยาแยกออกจากน้ำมันเอสเทอร์รีไฟน์ จึงสามารถนำน้ำมันดังกล่าวไปผลิตไบโอดีเซลในขั้นตอนต่อไปได้

ในขั้นตอนที่สอง นำน้ำมันเอสเทอร์รีไฟน์จากขั้นตอนแรกมาเป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซล โดยใช้เงื่อนไขเดียวจากการศึกษาของ Somnuk และคณะ (2013) ที่ได้ทดลองผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบแบบสองขั้นตอนด้วยท่อผสมแบบสถิตควบคู่กับคลื่นอัลตราโซนิก พบว่าสามารถผลิตไบโอดีเซลที่มีร้อยละผลได้สูงถึง 92.5% เมื่อเทียบกับน้ำมันปาล์มดิบ 100% ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 18% โดยปริมาตร โพลีเอทิลีนไกลคอล 8% โดยน้ำหนัก แต่สำหรับการทดลองนี้จะกำหนดให้ค่าโพลีเอทิลีนไกลคอล 8% โดยน้ำหนัก และจะปรับปริมาตรเมทานอล 18, 20, และ 22% โดยปริมาตร หลังจากทำปฏิกิริยานาน 60 นาที และเก็บตัวอย่างไบโอดีเซลที่ได้ไปล้างทำความสะอาดด้วยน้ำ จากนั้นส่งตัวอย่างน้ำมันไปวิเคราะห์หาองค์ประกอบในน้ำมันด้วยเครื่อง ผลปรากฏว่าภายใต้เงื่อนไขที่เมทานอล 20% โดยปริมาตร และโพลีเอทิลีนไกลคอล 8% โดยน้ำหนัก ได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากถึง 98.65% โดยน้ำหนัก นอกจากนี้ได้วิเคราะห์องค์ประกอบอื่นๆซึ่งมีค่าใกล้เคียงมาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์ ดังแสดงในตารางที่ 5.8



รูปที่ 5.6 แสดงระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน

ตารางที่ 5.7 คุณสมบัติทางกายภาพและองค์ประกอบในน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระ

คุณสมบัติ	น้ำมันปาล์มดิบ	น้ำมันเอสเทอร์รีไฟล์	
		ระดับห้องปฏิบัติการ (5 ลิตร/รอบ)	เครื่องไบโอดีเซลแบบ สองขั้นตอน (100 ลิตร/ รอบ)
ความหนาแน่น 60 °C (kg/l)	0.916	0.893	0.889
ความหนืด at 60 °C (cP)	18.17	7.60	7.30
กรดไขมันอิสระ (wt.%)	13.699	0.868	0.457
เอสเทอร์ (wt.%)	0.059	9.877	16.389
ปริมาณน้ำ (%)	0.312	0.117	0.099
ค่าความเป็นกรด (mgKOH/g)	30.0	1.9	1.0
ไตร-กลีเซอไรด์ (wt.%)	83.116	80.126	73.261
ได-กลีเซอไรด์ (wt.%)	2.882	8.459	8.056
โมนอ-กลีเซอไรด์ (wt.%)	0.244	1.439	1.837
ปริมาณเมทานอล (wt.%)	-	1.410	1.270

ตารางที่ 5.8 แสดงองค์ประกอบในไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง

คุณสมบัติ	ผลการทดลอง	มาตรฐานไบโอดีเซล		
		ไทย ^a (ASTM,EN)	อียู ^b (EN)	อเมริกา ^c (ASTM)
เมทิลเอสเทอร์ (wt.%)	98.65	> 96.5	> 96.5	-
กรดไขมันอิสระ (wt.%)	0.36	< 12.0	< 12.0	-
เมทานอล (wt.%)	< 0.01	< 0.2	< 0.2	< 0.2
ความหนาแน่นที่ 15 °C (kg/ m ³)	876.7	860-900	860-900	-
ความหนืดที่ 40 °C (cSt)	4.46	3.5-5.0	3.5-5.0	1.9-6.0
จุดวาบไฟ (°C)	160	> 120	> 101	> 93
กากถ่าน (wt.%)	< 0.1	< 0.3	-	< 0.05
สิ่งปนเปื้อนทั้งหมด (mg/kg)	3	< 24	< 24	-

ตารางที่ 5.8 แสดงองค์ประกอบในไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง (ต่อ)

คุณสมบัติ	ผลการทดลอง	มาตรฐานไบโอดีเซล		
		ไทย ^a (ASTM,EN)	อียู ^b (EN)	อเมริกา ^c (ASTM)
การกัดกร่อนทองแดง	No. 1	< No. 1	< No. 1	< No. 3
ค่าความเป็นกรด (mgKOH/g)	0.28	< 0.50	< 0.50	< 0.50
ค่าไอโอดีน (g Iodine/100g)	46.45	< 120	< 120	-
ไตร-กลีเซอไรด์ (wt.%)	0.03	< 0.2	< 0.2	-
ได-กลีเซอไรด์ (wt.%)	0.14	< 0.2	< 0.2	-
โมน-กลีเซอไรด์ (wt.%)	0.64	< 0.8	< 0.8	-
กลีเซอรินอิสระ (wt.%)	0.0014	< 0.02	< 0.02	< 0.02
กลีเซอรินทั้งหมด (wt.%)	0.19	< 0.25	< 0.25	< 0.24

ที่มา : a = กรมธุรกิจพลังงาน, 2552, b และ c = Hoekman และคณะ, 2012

จากตารางที่ 5.8 หลังจากวิเคราะห์องค์ประกอบต่างๆในน้ำมันไบโอดีเซลที่ผลิตจากระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดด้วยท่อผสมแบบสถิติหมุนวน พบว่ามีคุณภาพสูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลชุมชนซึ่งเป็นไปตามวัตถุประสงค์ที่กำหนด ส่วนกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากระบบผลิตไบโอดีเซลดังกล่าวสามารถใช้น้ำมันปาล์มดิบในการผลิตจำนวน 100 ลิตรต่อกะ (ความจุสูงสุดของถังน้ำมันดิบ) โดยในขั้นตอนแรกใช้เวลาในการอุ่นน้ำมัน 30 นาที เวลาในการทำปฏิกิริยา 50 นาที และแยกของเสีย 2 ชั่วโมง ในขั้นตอนที่สองใช้เวลาอุ่นน้ำมัน 30 นาที ทำปฏิกิริยา 60 นาที และเวลาในการแยกกลีเซอรอล 1 ชั่วโมง 30 นาที แต่ในกระบวนการผลิตจริงไม่จำเป็นต้องคิดเวลาในการแยกชั้นของเสีย และเวลาในการแยกกลีเซอรอล เนื่องจากในระหว่างกระบวนการดังกล่าวสามารถที่ดำเนินการผลิตไบโอดีเซลได้ต่อเนื่อง ดังนั้นในกระบวนการผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจะใช้เวลาประมาณ 3 ชั่วโมง ซึ่งหากเราเริ่มผลิตไบโอดีเซลตั้งแต่เวลา 8.00 – 16.00 น. สามารถที่จะผลิตไบโอดีเซลได้อย่างน้อยวันละ 3 ครั้ง

5.3 ผลการวิเคราะห์ทางด้านเศรษฐศาสตร์

ต้นทุนในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิติหมุนวน แบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ ต้นทุนวัตถุดิบในกระบวนการผลิตและต้นทุนการใช้พลังงานไฟฟ้า ดังต่อไปนี้

5.3.1 ต้นทุนในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

ต้นทุนหลักในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลคือ วัตถุดิบและสารเคมี ดังนั้นจึงจำเป็นต้องหาจุดที่เหมาะสมที่สุดของแต่ละขั้นตอนเพื่อเป็นการประหยัดค่าใช้จ่ายให้มากที่สุด ในตารางที่ 5.9 เป็นข้อมูลต้นทุนวัตถุดิบและสารเคมีที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน เมื่อเปรียบเทียบกับน้ำมันปาล์มดิบ 60 ลิตร ซึ่งสามารถแปลงเป็นไบโอดีเซล 50 ลิตร คิดเป็นร้อยละ 83 จากตารางเมื่อนำมาคำนวณเป็นต้นทุนกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจะได้ราคา 44.92 บาท/ลิตร หากคำนวณเฉพาะค่าสารเคมีจะใช้ต้นทุนอยู่ที่ลิตรละ 11.87 บาท

ตารางที่ 5.9 แสดงต้นทุนวัตถุดิบและสารเคมีที่ใช้ในกระบวนการผลิต

กระบวนการเอสเทอร์รีไฟเคชั่น			
รายการ	จำนวน (หน่วย)	ราคาต่อหน่วย	ราคา (บาท)
น้ำมันปาล์มดิบ (กิโลกรัม)	55.09	30.00	1652.7
เมทานอล (กิโลกรัม)	9.37	30.31	284.00
กรดซัลฟูริก ((กิโลกรัม)	2.19	14.29	31.29
กระบวนการทรานเอสเทอร์รีไฟเคชั่น			
รายการ	จำนวน (หน่วย)	ราคาต่อหน่วย	ราคา (บาท)
เมทานอล ((กิโลกรัม)	7.89	30.31	239.15
โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (กิโลกรัม)	0.60	62	37.2
ค่าน้ำ (ลบ.ม.)	0.15	10.35	1.55
		รวม	2245.89

5.3.2 ต้นทุนการใช้พลังงานไฟฟ้าในกระบวนการผลิต

กระบวนการผลิตไบโอดีเซลในงานวิจัยนี้จะใช้พลังงานหลักจากไฟฟ้า โดยในตารางที่ 5.10 เป็นข้อมูลการใช้ไฟฟ้าจากอุปกรณ์ต่างๆในกระบวนการผลิตไบโอดีเซล จะเห็นได้ว่าพลังงานส่วนใหญ่ที่ใช้มาจากฮีตเตอร์เนื่องจากกำลังวัตต์สูง ทำให้มีความต้องใช้ไฟฟ้ามากกว่าอุปกรณ์อื่นๆ

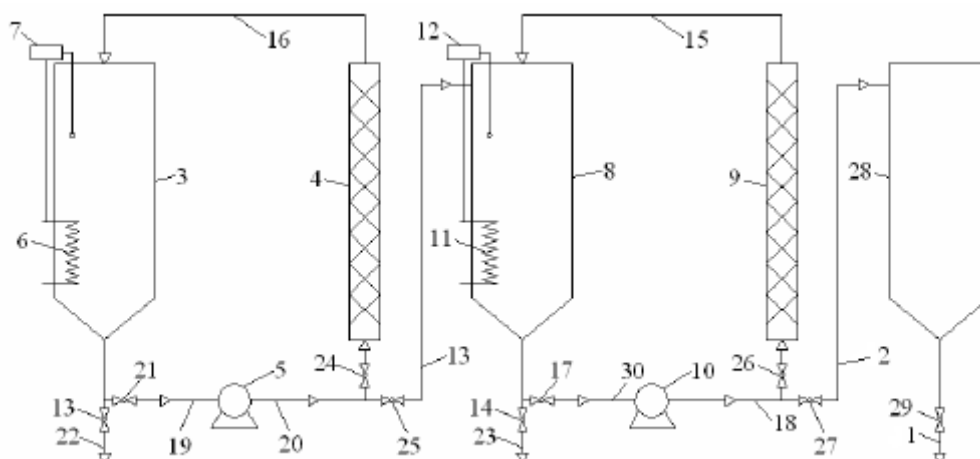
จากตารางที่ 5.9 และ 5.10 พบว่าต้นทุนหลักในการผลิตไบโอดีเซลคือน้ำมันปาล์มดิบที่ใช้ในกระบวนการผลิตที่สูงถึง 72.5% รองมาคือ เมทานอล 22.95% ตัวเร่งปฏิกิริยา 3.00% และค่าไฟฟ้า 1.55% เมื่อนำต้นทุนทั้งหมดมาคำนวณจะได้ไบโอดีเซลเท่ากับราคาลิตรละ 45.59 บาท ซึ่งถือว่ายังแพงอยู่หากนำไปเปรียบเทียบการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วและน้ำมันสบู่ดำ ซึ่งมีต้นทุนการผลิตเพียงลิตรละ 23.29 และ 18.62 บาท ตามลำดับ เนื่องจากต้นทุนค่าวัตถุดิบที่นำมาผลิตไบโอดีเซลมีราคาต่างกันมาก โดยที่น้ำมันพืชใช้แล้วและน้ำมันสบู่มีราคาขายอยู่ที่ลิตรละ 14.92 และ 16 บาท ตามลำดับ (สุภาพ, 2550; วรพันธ์ และคณะ, 2554) ในขณะที่น้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงมีราคาขายอยู่ที่ลิตรละ 30 บาท ซึ่งถือว่าสูงกว่าน้ำมันพืชใช้แล้วและสบู่ดำประมาณ 2 เท่า ทั้งนี้หากรัฐบาลจะต้องส่งเสริมการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงอย่างจริงจังและควบคุมราคาให้สามารถแข่งขันได้กับวัตถุดิบชนิดอื่นๆได้ ไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มชนิดกรดสูงก็จะเป็นทางเลือกที่น่าสนใจสำหรับเกษตรกรเนื่องจากสามารถหาวัตถุดิบได้ง่าย และมีปริมาณที่เพียงพอกับความต้องการ

ตารางที่ 5.10 แสดงต้นทุนพลังงานที่ใช้ในแต่ละขั้นตอนของกระบวนการผลิต

กระบวนการเอสเทอร์รีไฟเคชั่น				
รายการ	กำลังไฟฟ้า (kW)	เวลา (h)	ค่าไฟฟ้าต่อหน่วย	คิดเป็นค่าไฟ (บาท)
ฮีตเตอร์ถึงปฏิกรณ์	2.50	1.50	3.736	14.01
ปั๊มสารเคมี	0.17	1.33	3.736	0.84
กระบวนการทรานเอสเทอร์รีไฟเคชั่น				
รายการ	กำลังไฟฟ้า (kW)	เวลา (h)	ค่าไฟฟ้าต่อหน่วย	คิดเป็นค่าไฟ (บาท)
ฮีตเตอร์ถึงปฏิกรณ์	2.50	1.50	3.736	14.01
ฮีตเตอร์แยกน้ำ	1.00	1.0	3.736	3.74
ปั๊มสารเคมี	0.37	1.50	3.736	2.07
ปั๊มสารละลาย	0.02	0.25	3.736	0.02
			รวม	33.85

5.4 อนุสิทธิบัตรระบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันกรดไขมันอิสระสูงด้วยวิธีการไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิต

หลังจากที่ได้ทดลองลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบและนำน้ำมันที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระดังกล่าวไปผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีผสมด้วยเครื่องผสมแบบสถิตในระดับห้องปฏิบัติการ และได้ผลตามที่คาดไว้ ภายหลังจากต่อมาแนวคิดนี้ได้ดำเนินการยื่นขอหมายเลขอนุสิทธิบัตรจากกรมทรัพย์สินทางปัญญา ซึ่งปัจจุบันได้รับอนุสิทธิบัตรเป็นที่เรียบร้อยแล้ว และได้เลขที่คำขอ 1103000453 ดังเอกสารที่แนบไว้ในภาคผนวก ซ ซึ่งมีรูปแบบการทำงานของระบบดังแสดงในรูปที่ 5.7



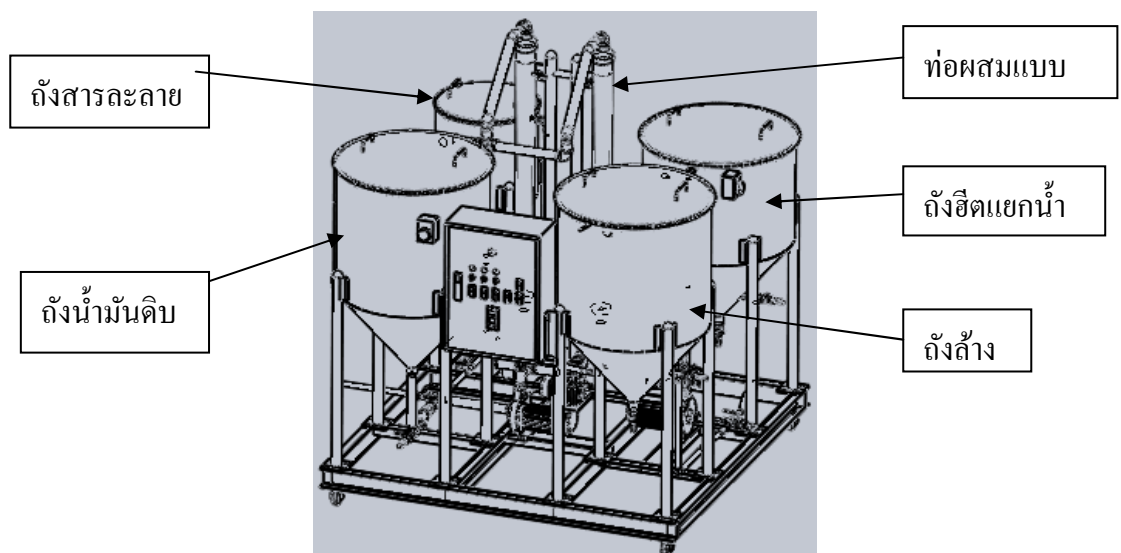
รูปที่ 5.7 ผังการทำงานของระบบลดกรดไขมันอิสระที่ได้จดอนุสิทธิบัตร

5.5 การอบรมและถ่ายทอดเทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล

ภายใต้โครงการวิจัยนี้การอบรมและถ่ายทอดเทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซลเป็นวัตถุประสงค์หนึ่งในงานวิจัยนี้ ทางคณะวิจัยจึงได้จัดให้มีการอบรมเกษตรกรและบุคคลทั่วไปที่สนใจการผลิตไบโอดีเซลขึ้นที่ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์จำนวน 2 ครั้ง ในระหว่างวันที่ 14-15 พฤษภาคม 2555 เป็นการอบรมชาวบ้านจากองค์การบริหารส่วนตำบลท่าข้าม อ.หาดใหญ่ จ.สงขลา มีผู้เข้าร่วมกิจกรรมทั้งสิ้นจำนวน 30 คน และอีกครั้งเป็นการจัดอบรมนักศึกษาที่สนใจและกลุ่มชาวบ้านจากองค์การบริหารส่วนตำบลบางกล้า อ.บางกล้า จ.สงขลา ในระหว่างวันที่ 22-23 เมษายน 2556 มีผู้เข้าอบรม 40 คน นอกจากนี้ได้ทำการอบรมเกษตรกรและชาวบ้านที่สนใจการผลิตไบโอดีเซลที่ศูนย์เรียนรู้เศรษฐกิจพอเพียงเพื่อชุมชนของโรงไฟฟ้าขนอม อ.ขนอม จ.นครศรีธรรมราช ในระหว่างวันที่ 23-24 ตุลาคม 2555 ดังแสดงในรูปที่ 5.8 ซึ่งทางภาควิชาได้จัดสร้างเครื่องผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วให้กับบริษัทผลิตไฟฟ้าขนอม จังหวัดนครศรีธรรมราช ซึ่งขั้นตอนการทำงานของระบบนี้เป็นส่วนหนึ่งของระบบที่ได้จดอนุสิทธิบัตรไว้ ดังรูปที่ 5.9



รูปที่ 5.8 แสดงภาพกิจกรรมการอบรมและสาธิตการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วให้ชุมชนที่สนใจ



รูปที่ 5.9 แสดงระบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วด้วยวิธีการไหลวนผ่านท่อผสมแบบสถิต

บทที่ 6

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

6.1 สรุปผลการทดลอง

การศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยวิธีการหมวนผ่านท่อผสมแบบสถิตแบบกะ สามารถสรุปผลการทดลอง ดังนี้

1. การหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบด้วยวิธีการหมวนผ่านท่อผสมแบบสถิต โดยใช้วิธี response surface methodology, RSM และออกแบบการทดลองแบบ central composite design, CCD มีตัวแปรอิสระ 2 ตัวแปร คือ เมทานอล และกรดซัลฟูริก เมื่อนำข้อมูลไปวิเคราะห์ด้วยโปรแกรม MS Excel และ Solver Tool ได้สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเป็นกรดกับตัวแปรอิสระที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ซึ่งมีรูปแบบสมการที่เวลาต่างๆเหมือนกัน คือรูปแบบสมการ 2nd order polynomial ตัวแปรอิสระทั้ง 2 ตัวแปรที่ต้องการศึกษาต่างมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ โดยที่เมทานอลเป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญมากกว่ากรดซัลฟูริก และภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 19.8% โดยปริมาตร และกรดซัลฟูริก 2.0% โดยปริมาตร ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60 °C ระยะเวลา 50 นาที ด้วยท่อผสมแบบสถิตยาว 5 เมตร เป็นสภาวะที่ดีที่สุดที่แนะนำให้ใช้สำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน สามารถลดกรดไขมันอิสระจาก 30 mgKOH/g ลงเหลือ 1.9 mgKOH/g

3. สภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มรีไฟน์ด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน หาโดยใช้วิธี response surface methodology, RSM และออกแบบการทดลองแบบ central composite design, CCD มีตัวแปรอิสระ 2 ตัวแปร คือ เมทานอล และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ได้สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณเมทิลเอสเทอร์กับตัวแปรอิสระที่เวลา 10 20 30 40 50 และ 60 นาที ซึ่งมีรูปแบบสมการที่เวลาต่างๆเหมือนกัน คือรูปแบบสมการ 2nd order polynomial โดยที่เมทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ต่างมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์นี้ ซึ่งโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวแปรที่มีนัยสำคัญมากกว่าเมทานอล สภาวะดีที่สุดที่แนะนำให้ใช้สามารถผลิตไบโอดีเซลได้มากกว่า 96.5% ภายใต้เงื่อนไข

ทานอล 23.81% โดยปริมาตร และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 11.8 %โดยน้ำหนัก ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60 °C ระยะเวลา 60 นาที ด้วยท่อผสมแบบสถิตยาว 5 เมตร

4. การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง ในขั้นตอนแรก สามารถลดกรดไขมันอิสระจาก 30 mgKOH/g ลงเหลือ 1 mgKOH/g ภายใต้อุณหภูมิ เมทานอล 19.8% โดยปริมาตร และกรดซัลฟิวริก 2.0% โดยปริมาตร ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60 °C ระยะเวลา 50 นาที และเมื่อน้ำมันที่ผ่านการลดกรดไขมันอิสระไปผลิตไบโอดีเซลต่อในขั้นตอนที่สองภายใต้อุณหภูมิ เมทานอล 20% โดยปริมาตร และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8% โดยน้ำหนัก ได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากถึง 98.65% โดยน้ำหนัก

5. น้ำมันไบโอดีเซลที่ผลิตจากระบบผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน หลังจากวิเคราะห์องค์ประกอบต่างๆ ในน้ำมัน พบมีคุณภาพสูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน ในส่วนการผลิตไบโอดีเซลแต่ละกะจะใช้เวลาประมาณ 3 ชั่วโมง ดังนั้นจะสามารถผลิตไบโอดีเซลได้อย่างน้อยวันละ 3 ครั้ง

6. ต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงขนาด 100 ลิตร คำนวณจากต้นทุนวัตถุดิบและค่าไฟฟ้าที่ใช้ในกระบวนการได้ไบโอดีเซลราคาดีลิตละ 45.59 บาท พบว่าต้นทุนหลักในการผลิตไบโอดีเซลคือน้ำมันปาล์มดิบที่ใช้ในกระบวนการผลิตที่สูงถึง 72.5% รองมาคือ เมทานอล 22.95% ตัวเร่งปฏิกิริยา 3.00% และค่าไฟฟ้า 1.55%

6.2 ข้อเสนอแนะ

ระบบผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงด้วยท่อผสมแบบสถิตหมุนวน เป็นระบบผลิตไบโอดีเซลที่ออกแบบมาเพื่อผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูงทุกชนิด ดังนั้นหากต้องการใช้วัตถุดิบอื่นมาผลิตเป็นน้ำมันไบโอดีเซลแทนน้ำมันปาล์มดิบจึงสามารถทำได้ เพียงแต่ต้องปรับปริมาณตัวเร่งที่ใช้ให้เหมาะสมกับวัตถุดิบนั้นๆ

บรรณานุกรม

- กรมธุรกิจพลังงาน. 2549. ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน) พ.ศ. 2549.
http://www.dede.go.th/dede/fileadmin/usr/bers/biodiesel/community_biodiesel_2007.pdf
 [สืบค้นเมื่อ 10 สิงหาคม 2553]
- กรมธุรกิจพลังงาน. 2552. กำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน พ.ศ. 2552.
http://www.dede.go.th/dede/fileadmin/usr/bers/biodiesel/quality_FAME_2552.pdf
 [สืบค้นเมื่อ 10 สิงหาคม 2553]
- กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. 2553a. แผนพัฒนาอุตสาหกรรม ปาล์ม น้ำมัน และน้ำมันปาล์ม. <http://www.dede.go.th/dede/index.php?id=86>
 [สืบค้นเมื่อ 15 สิงหาคม 2553]
- กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. 2553b. รายงานพลังงานทดแทนของประเทศไทย.
http://www.dede.go.th/dede/images/stories/stat_dede/ThailEnSituation2009.pdf?ml=4&mlt=system&tmpl=component [สืบค้นเมื่อ 15 กรกฎาคม 2553]
- กระทรวงพลังงาน. 2553a. สถานการณ์พลังงาน. <http://www.energy.go.th/?q=node/69>
 [สืบค้นเมื่อ 3 สิงหาคม 2553]
- กระทรวงพลังงาน. 2553b. สถานการณ์พลังงาน. <http://www.energy.go.th/?q=node/68>
 [สืบค้นเมื่อ 3 สิงหาคม 2553]
- คณะกรรมการกำกับกิจการพลังงาน. 2553. สาระพลังงาน.
<http://www.erc.or.th/ercweb/Front/Article/ArticleDetail.aspx?Type=1&CatId=1&rid=55>
 [สืบค้นเมื่อ 25 กันยายน 2553]
- สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. 2553. วารสารพยากรณ์ผลผลิตการเกษตร
http://www2.oae.go.th/mis/Forecast/03_SEP2553/Thai/table/tbl_t_15.htm
 [สืบค้นเมื่อ 23 พฤศจิกายน 2553]
- อาภาณี เหลืองนฤมิตชัย. 2007. ไบโอดีเซล : บทนำ . <http://www.vcharkarn.com/varticle/409>
 (สืบค้นเมื่อ 10 สิงหาคม 2553)
- กฤษ สมนึก. 2008. การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. สาขาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

- กิตติศักดิ์ ทวีสิน โสภากา. 2006. การผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มหีบรวม โดยใช้ กระบวนการผลิตแบบ Esterification และ Transesterification. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต, สาขาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์, มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- สุภาพ สุทธิรักษ์. การดำเนินธุรกิจการผลิตไบโอดีเซลของชุมชน : กรณีน้ำมันใช้แล้ว. 2550. สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, กระทรวงเกษตรและสหกรณ์. เอกสารวิชาการ เลขที่ 302. วรพันธ์ หม่อมสร., รัชพล สันติวารการ., วินัย ไหม่คามิ. และ วศกร ตริเดช. 2554. การลดต้นทุนในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลชุมชน : กรณีศึกษาโรงงานต้นแบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วมหาชัยขอนแก่น. การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 25, วันที่ 19-21 ตุลาคม, จังหวัดกระบี่. เลขหน้า ETM59.
- อดิศักดิ์ ศรีสรรพกิจ. 2002. วัตถุประสงค์สำหรับการผลิตไบโอดีเซล.พลังงานทดแทน เอทานอล ไบโอดีเซล. หน้า 89-97.
- Albright LF. Albright 's chemical engineering handbook. New York: CRC Press; 2008. AOCS. Official test method Cd 3a-63 for acid value, American Oil Chemists Society Champaign, III; 1998.
- Alamsyah, R., Tambunan, A.H., Purwanto, Y.A. and Kusdiana, D. 2010. Comparison of Static-Mixer and Blade Agitator Reactor in Biodiesel Production. *Agric Eng Int: CIGR journal* 12: 99-106.
- Canakci, M. and Gerpan, J.V. 2001. Biodiesel production from oils and fats with high free fatty acids. *Transaction of ASAE* 44 (6): 1429-1436.
- Canakci, M. and Sanli, H. 2008. Biodiesel production from various feedstocks and their effects on the fuel Properties. *Journal Industrial Microbiol Biotechnol* 35: 431-441.
- Darnoko, D. and Cheryan, M. 2000. Continuous Production of Palm Methyl Ester. *JAOSS* 77(12) : 1269- 1272.
- Eevera, T., Rajendran, K. and Sariadha, S. 2009. Biodiesel production process optimization and characterization to assess the suitability of the product for varied environmental conditions. *Renewable Energy*. 34: 762-765
- Frasconi, D., Zuccaro, M., Pinelli, D. and Paglianti, A. 2008. A Pilot-Scale of Alkali-Catalyzed Sunflower Oil Transesterification with Static Mixing and with Mechanical Agitation. *Energy & Fuels* 22: 1493-1501.

- Ghadge, S.V. and Raheman, H. 2005. Process optimization for biodiesel production from mahua (Madhuca indica) oil using response surface methodology. *Bioresource Technology* 97: 379-384.
- Hoekman, SK., Broch A., Robbins C., Cenicerros E. and Natarajan M. 2012. Review of biodiesel composition, properties, and specifications. *Renew Sustain Energy Rev* 16: 143-69.
- Jansri, S., Prateepchaikul, G. and Ratanawilai, S.B. 2007. Acid-Catalyzed Esterification: A Technique for Reducing High Free Fatty Acid in Mixed Crude Palm Oil. *Kasetsart Journal (Natural Science)* 41 (3): 555-560.
- Jansri, S. 2007. Kinetics of Methyl Ester Production from Crude Palm Oil by Using Acid-Alkali Catalyst. A Thesis for the Degree of Master of Engineering in Mechanical Engineering. Prince of Songkla University.
- Khinast, J.G., Bauer, A., Bolz D. and Panarello A. 2003. Mass-transfer enhancement by static mixers in a wall-coated catalytic reactor. *Chemical Engineering Science* 58: 1063-1070.
- Lestari, S., Maki-Arvela, P., Beltramini, J., Max Lu, G.Q. and Murzin, D.Y. 2009. Transforming Triglycerides and Fatty Acids into Biofuels. *ChemSusChem* 2: 1109-1119.
- Leung, D.Y.C., Wu, X. and Leung, M.K.H. 2010. A review on biodiesel production using catalyzed Transesterification. *Applied Energy* 87: 1083-1095.
- Ma, F. and Hanna, M.A. 1999. Biodiesel Production: a review. *Bioresource Technology* 70: 1-15.
- Marchetti, J.M., Miguel, V.U. and Errazu, A.F. 2005. Possible methods for biodiesel production. *Renewable & Energy Reviews* 11 (6): 1300-1311.
- Meher, L.C., Sagar, D.V. and Naik, S.N. 2004. Technical aspects of biodiesel production by transesterification- a review. *Renewable & Sustainable Energy Review* 10: 248-268.
- Noureddini, H. and Zhu, D. 1997. Kinetics of Transesterification of Soybean Oil. *JAACS* 74 (11) : 1457- 1463.
- Paul, E.L., Atiemo-Obeng, V.A. and Kresta, S.M. *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*. New Jersey: John Wiley & Sons; 2004.
- Prateepchaikul, G., Allen, M., Leevijit, T. and Thaveesinsopha, K. 2007. Methyl ester production from high free fatty acid mixed crude palm oil. *Songklanakarin J. Sci. Technol* 29 (6) : 1551-1561

- Prateepchaikul, G., Somnuk, K. and Allen, M. 2009. Design and testing of continuous acid-catalyzed esterification reactor for high free fatty acid mixed crude palm oil. *Fuel Processing Technology* 90: 784–789.
- Rashid, U. and Anwar, F. 2007. Production of biodiesel through optimized alkaline-catalyzed Transesterification of rapeseed oil. *Fuel* 87: 265-273.
- Shuit, S.A., Lee, K.T., Kamarudin, A.H. and Yusup, S. 2010. Reactive Extraction of *Jatropha curcus* L. Seed for Production of Biodiesel: Process Optimization Study. *Environ. Sci. Technol* 44: 4361-4367.
- Somnuk, K., Smithmaitrie, P. and Prateepchaikul, G. 2013. Two-stage continuous process of methyl ester from high free fatty acid mixed crude palm oil using static mixer coupled with high-intensity of ultrasonic. *Energy Conversion and Management* 75: 302–310.
- Srivastaya, A. and Prasad, R. 2000. Triglycerides-based diesel fuels. *Renewable & Sustainable Energy Reviews* 4: 111-133.
- Teppaya, T. and Prasertsan, S. 2004. Optimization of rubber wood drying by response surface method and multiple contour plots. *Drying Technology* 22 (7): 1637-1660.
- Thakur R.K., Vial, C., Nigam, K.D.P., Nauman, E.B. and Djelveh, G. 2003. Static Mixers in The Process Industries- A review. *Trans IChemE* 81.
- Thompson, J.C. and He, B.B. Biodiesel production using static mixers. 2007. *Trans ASABE* 50: 161–165.
- Tongurai, C., Klinpikul, S., Bunyakan, C. and Kkiatsimkul, P. 2001. Biodiesel production from palm oil. *Songklanakarin J. Sci. Technol* 23: 831-841.
- Veljkovic, V.B., Lakicevic, S.H., Stamenkovic, O.S., Todorovic, Z.B. and Lazic, M.L. 2006. Biodiesel production from tobacco (*Nicotiana tabacum* L.) seed oil with a high content of free fatty acids. *Fuel* 85: 2671-2675.
- Zullaikah, S., Lai C.C., Vali, S.R. and Ju, Y.H. 2005. A two-step acid-catalyzed process for the production of biodiesel from rice bran oil. *Bioresource Technology* 96 (17): 1889-1896.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
(ตัวอย่างการคำนวณ)

ก.1 การออกแบบท่อผสมแบบสถิต

1. กำหนดอัตราการป้อนจากบ่อบำบัดน้ำเสียจริงที่ 40 ลิตร/ชั่วโมง ($Q = 0.00001111$ m^3/s)

2. ใช้เงื่อนไขการทดลอง เมทานอล 20% โดยปริมาตร และกรดซัลฟูริก 2% โดยปริมาตร เทียบกับน้ำมันปาล์มดิบ 100 % โดยปริมาตร

3. เลือกขนาดท่อทรงกระบอกที่จะติดตั้งเกลียว 10 มิลลิเมตร

4. คำนวณหาความเร็วของของไหล (m/s)

$$Q = 0.00001111 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (จากบ่อบำบัด)} + 0.00002222 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (จากสารเคมีที่ใช้)}$$

$$= 0.00003333 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D = 0.01 \text{ m}, \quad A = 0.0001 \text{ m}^2$$

ดังนั้น

$$V = Q/A = 0.00003333/0.0001 = 0.3333 \text{ m/s}$$

5. คำนวณหาค่าเรย์โนลด์ส์นัมเบอร์

$$V = 0.3333 \text{ m/s}, \quad P = 2\pi/r = 0.0314 \text{ m}$$

$$D_H = 4A/P = (4 \cdot 0.0001)/0.0314 = 0.01 \text{ m}$$

$$\mu = 0.01817 \text{ Pa}\cdot\text{s}, \quad \rho = 916 \text{ kg/m}^3$$

ดังนั้น

$$N_{Re} = (\rho V D_H) / \mu = (916 \cdot 0.3333 \cdot 0.01) / 0.01817 = 1666.6$$

6. หาความยาวท่อผสมแบบสถิต

$$C_v = Q_{\text{MeOH}} + Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 0.00000222 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{CoV}_0 = ((1 - C_v) / C_v)^{0.5} = ((1 - 0.00000222) / 0.00000222)^{0.5} = 2.132$$

$$\text{CoV}_r = 0.05 / \text{CoV}_0 = 0.0235$$

$$K_{\text{II}} = 0.87$$

คั้งนี้

$$L = (\ln \text{CoV}_r / \ln K_{\text{II}}) * D = (\ln 0.0235 / \ln 0.87) * 0.01 = 0.2695 \text{ m}$$

7. หาความดันตกคร่อมภายในท่อผสมแบบสถิต

$$f = 16 / N_{\text{Re}} \text{ (for laminar)} = 16 / 65.26 = 0.2452$$

$$K_G = 28, \quad K_L = 6.9$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= 4f * (L/D) * \rho * (V^2/2) = 4 * 0.2452 * (0.2695/0.01) * 916 * (0.1726^2/2) \\ &= 270.45 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{SM}} &= L * K_L * \Delta P = 0.2695 * 6.9 * 270.45 \\ &= 502.88 \text{ Pa} = 0.05 \text{ bar} \end{aligned}$$

8. หาจำนวนอิลิเมนต์(เกลียว)ท่อผสมแบบสถิต

$$D_{\text{sm}} = \text{เส้นผ่านศูนย์กลางอิลิเมนต์} = 0.01 \text{ m}$$

$$L_{\text{sm}} = \text{ความยาวอิลิเมนต์} = 0.015 \text{ m}$$

คั้งนี้

$$N = 0.2695 / 0.015 = 17.97 = 18 \text{ เกลียว}$$

เพิ่มความยาวท่อผสมแบบสถิตและเพิ่มความเร็วเป็น 5 เมตร

คำนวณค่าต่างๆ ได้ดังนี้

$$Q = 40 \text{ l/min (อัตราเร็วสูงสุดของปั๊ม)}, V = 0.1726 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 4f \cdot (L/D) \cdot \rho \cdot (V^2/2) = 4 \cdot 0.2452 \cdot (5/0.01) \cdot 916 \cdot (0.1726^2/2)$$

$$= 5017.67 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{SM} = K_L \cdot \Delta P = 6.9 \cdot 5017.67$$

$$= 34621.9 \text{ Pa} = 3.46 \text{ bar}$$

ท่อผสมแบบสถิตสำหรับเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบสองชั้นตอนขนาด 100 ลิตร

วางท่อผสมแบบสถิตขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 1 เซนติเมตร ยาว 1 เมตร เป็นกลุ่มท่อ 10 ท่อ ในท่อทรงกระบอกขนาด 75 เซนติเมตร คำนวณค่าต่างๆ ได้ดังนี้

ปรับอัตราการไหลที่ 100 l/hr

$$V = 0.4315 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 4f \cdot (L/D) \cdot \rho \cdot (V^2/2) = 4 \cdot 0.2452 \cdot (10/0.01) \cdot 916 \cdot (0.4315^2/2)$$

$$= 25088.36 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{SM} = K_L \cdot \Delta P = 6.9 \cdot 25088.36$$

$$= 173109.768 \text{ Pa} = 17.3 \text{ bar}$$

ก.2 ต้นทุนการผลิต

น้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูง 60 ลิตร สามารถแปลงเป็นไบโอดีเซลได้ 50 ลิตร

$$\text{มวลน้ำมันปาล์มดิบ} = (60 \text{ l}) * (918.08 \text{ kg/m}^3) * (0.001 \text{ m}^3/\text{l}) = 55.085 \text{ Kg}$$

$$\text{มวลเมทานอล1} = (11.88 \text{ l}) * (789 \text{ kg/m}^3) * (0.001 \text{ m}^3/\text{l}) = 93.373 \text{ Kg}$$

$$\text{มวลเมทานอล2} = (10 \text{ l}) * (789 \text{ kg/m}^3) * (0.001 \text{ m}^3/\text{l}) = 7.89 \text{ Kg}$$

$$\text{มวลกรดซัลฟูริก} = (1.2 \text{ l}) * (1826 \text{ kg/m}^3) * (0.001 \text{ m}^3/\text{l}) = 2.191 \text{ Kg}$$

$$\text{ต้นทุนวัตถุดิบและสารเคมี} = 2245.89 \text{ บาท}$$

$$\text{ต้นทุนค่าพลังงานไฟฟ้า} = 33.85 \text{ บาท}$$

ดังนั้น

ไบโอดีเซลมีราคา

$$= (2245.89 + 33.85) / 50$$

$$= 44.92 \text{ บาท/ลิตร}$$

ต้นทุนเฉพาะสารเคมีและพลังงานไฟฟ้า

$$= (593.19 + 33.85) / 50$$

$$= 11.87 \text{ บาท/ลิตร}$$

คิดเป็นเปอร์เซ็นต์ได้ ดังนี้

$$\text{น้ำมันปาล์มดิบ} = (1652.7 / 2279.74) * 100$$

$$= 72.50\%$$

$$\text{เมทานอล} = (523.15 / 2279.74) * 100$$

$$= 22.95\%$$

$$\text{ตัวเร่งปฏิกิริยา} = (68.49 / 2279.74) * 100$$

$$= 3.00\%$$

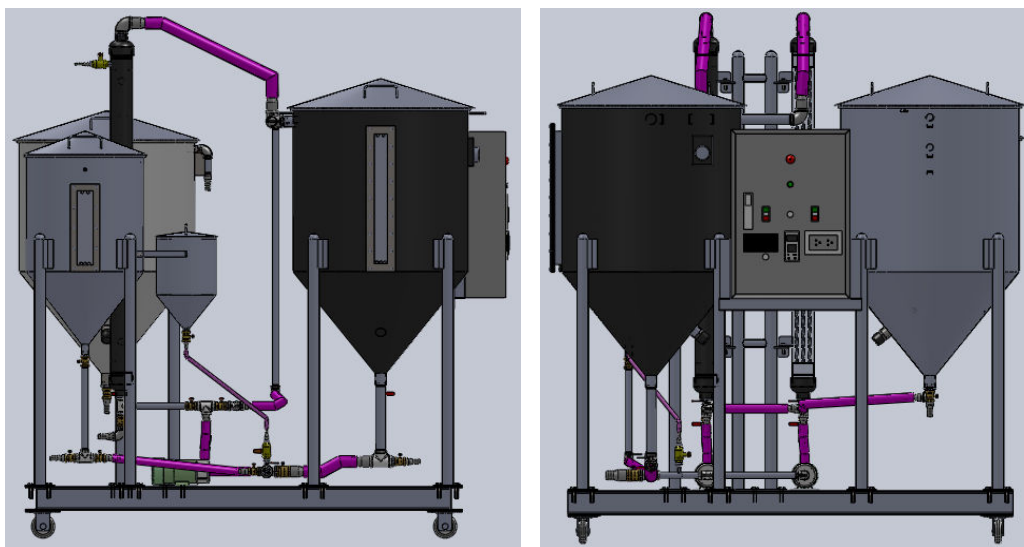
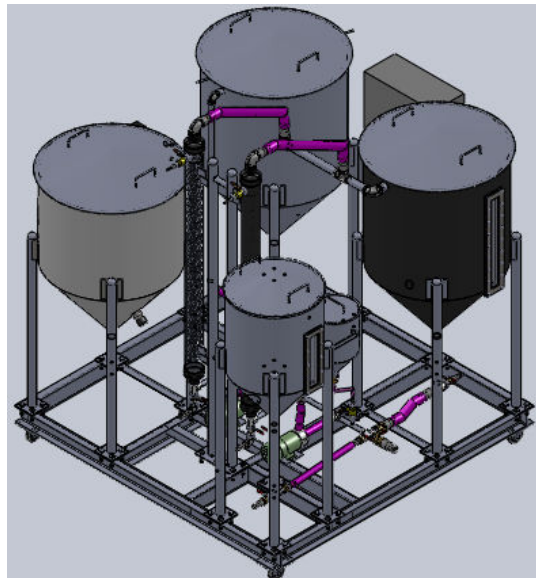
ค่าไฟฟ้า $= (35.4 / 2279.74) * 100$

$$= 1.55\%$$

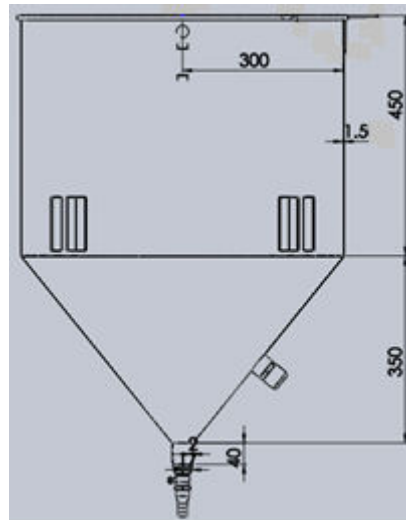
ภาคผนวก ข
(แบบของชุดทดลอง)

ตารางที่ ข.1 รายการชิ้นส่วนอุปกรณ์ของระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบขนาด 100 ลิตร

ลำดับที่	ชื่อ	จำนวน	หน่วย	ขนาด	หมายเหตุ
1	เครื่องลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ	1	เครื่อง	ตามแบบ	หมายเลข ข.1
	- ถังน้ำมันดิบ	1	ถัง	ตามแบบ	หมายเลข ข.2
	- ถังเมทานอล	1	ถัง	ตามแบบ	หมายเลข ข.3
	- ถังกรดซัลฟูริก	1	ถัง	ตามแบบ	-
	- ถังน้ำหล่อเย็น	1	ถัง	ตามแบบ	หมายเลข ข.2
	- ถังแยกของเสีย	1	ถัง	ตามแบบ	หมายเลข ข.2
	- ฮีตเตอร์	1	อัน	2500W	-
	- ชุดควบคุมอุณหภูมิ DIGICON	1	ชุด	รุ่น DD-8	-
	- ชุดวัดอุณหภูมิ DIGICON	1	ชุด	รุ่น ID8-K120	-
	- ปัม SANSO	1	ตัว	PMD-1511	-
2	ท่อผสมแบบสถิต	2	ท่อ	ตามแบบ	หมายเลข ข.4
3	ชุดประกอบฐานรองเครื่อง	1	ชุด	ตามแบบ	หมายเลข ข.5
4	ตู้ควบคุมระบบไฟฟ้า	1	ชุด	-	-

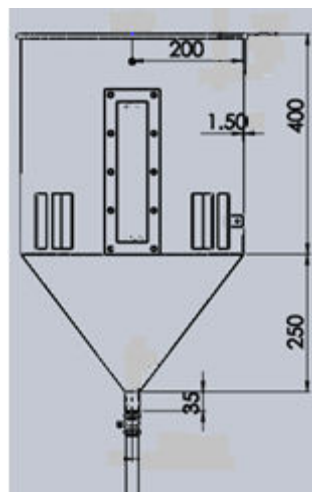


รูปที่ ข.1 แบบของระบบลดกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ



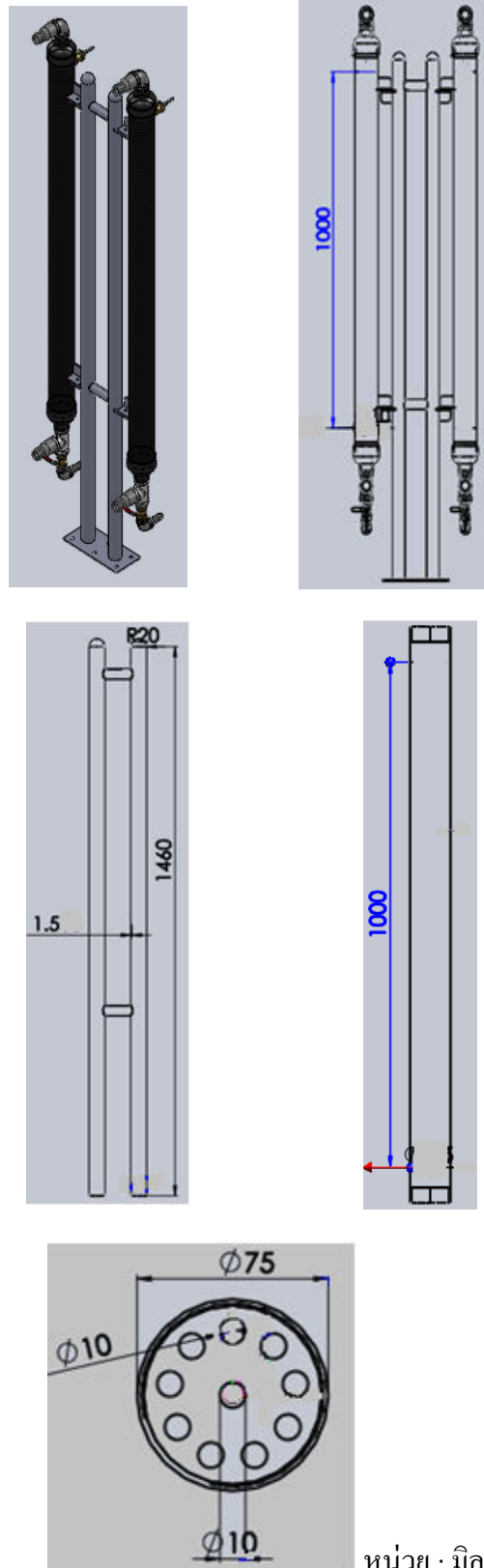
หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.2 แบบถังน้ำมันดิบ, ถังแยกของเสีย และถังน้ำหล่อเย็น



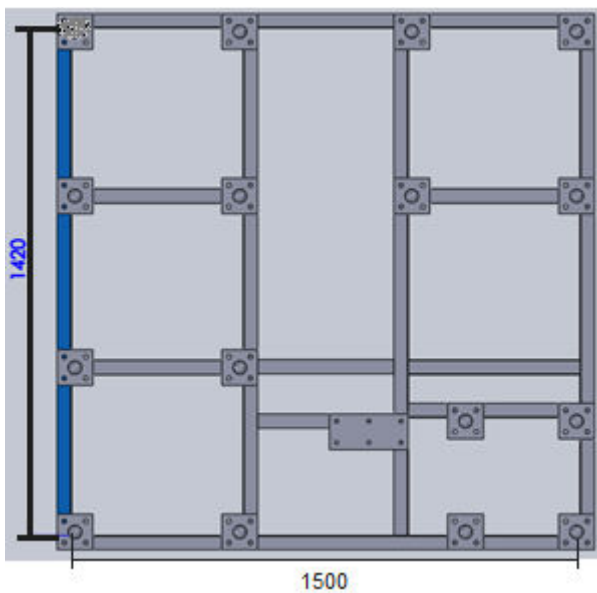
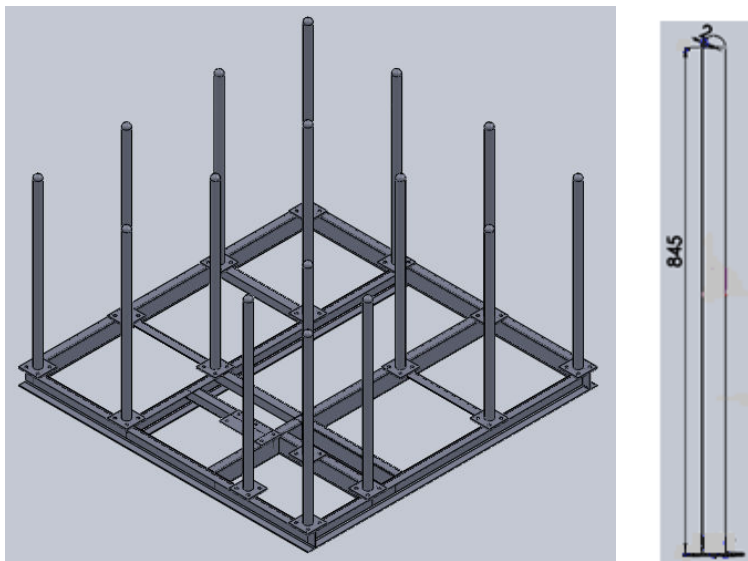
หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.3 แบบถังเมทานอล



หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.4 แบบท่อผสมแบบสลับ

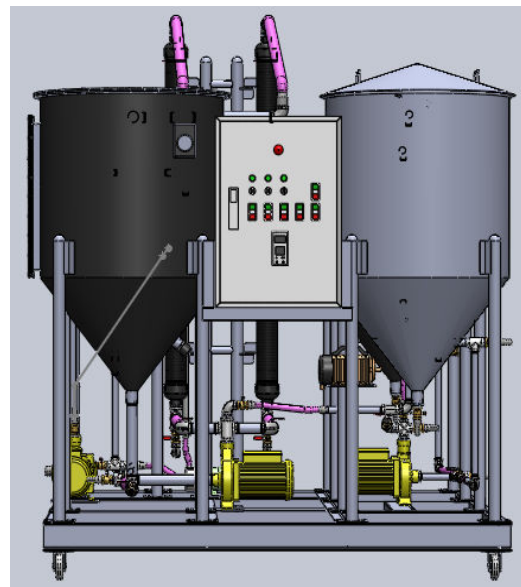
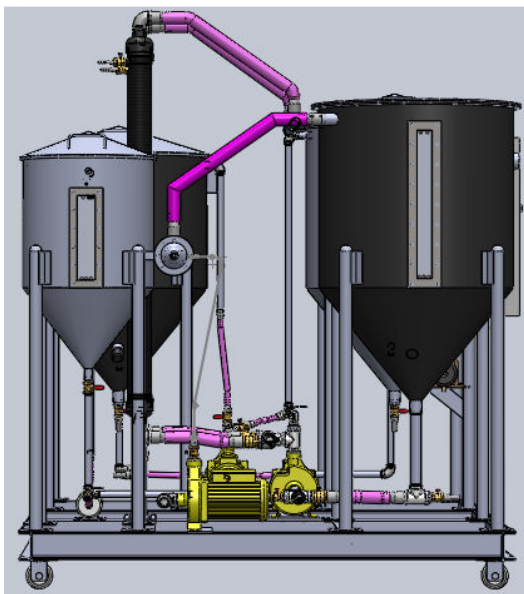
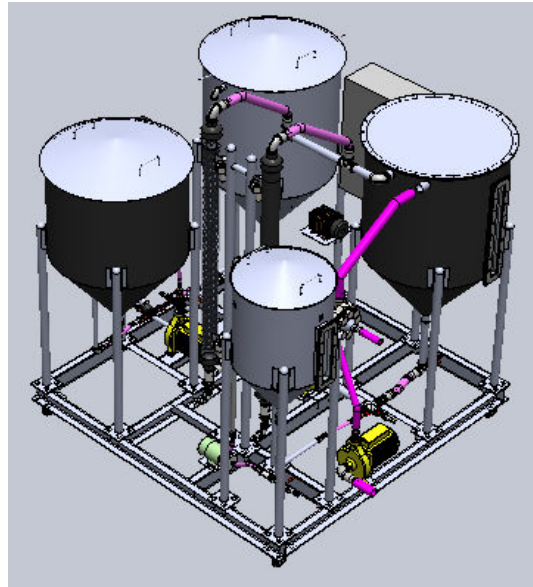


หน่วย : มิลลิเมตร

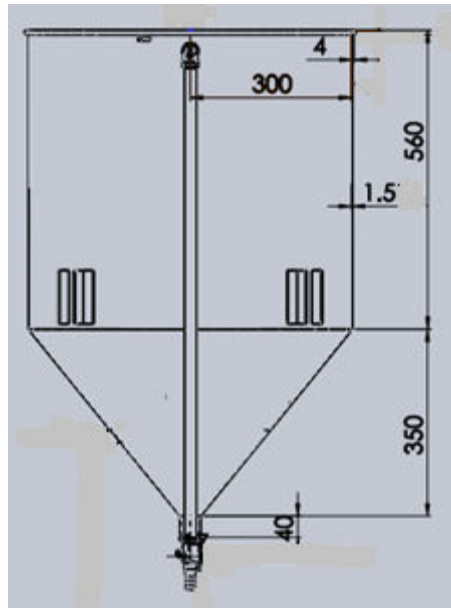
รูปที่ ข.5 แบบชุดประกอบฐานรองเครื่อง

ตารางที่ ข.2 รายการอุปกรณ์ของระบบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มลดกรดไขมันอิสระขนาด 100 ลิตร

ลำดับที่	ชื่อ	จำนวน	หน่วย	ขนาด	หมายเหตุ
1	เครื่องผลิตไบโอดีเซล	1	เครื่อง	ตาม แบบ	หมายเลข ข.6
	- ถังน้ำมันดิบ	1	ถัง	ตาม แบบ	หมายเลข ข.7
	- ถังสารละลายเบส	1	ถัง	ตาม แบบ	หมายเลข ข.8
	- ถังล้าง	1	ถัง	ตาม แบบ	หมายเลข ข.7
	- ถังแยกน้ำ	1	ถัง	ตาม แบบ	หมายเลข ข.7
	- ฮีตเตอร์	1	อัน	2500W	-
	- ฮีตเตอร์	1	อัน	1000W	-
	- ชุดควบคุมอุณหภูมิ DIGICON	1	ชุด	รุ่น DD- 8	-
	- ชุดวัดอุณหภูมิ DIGICON	1	ชุด	รุ่น ID8- K120	-
	- ปัม SANSO	1	ตัว	PMD- 311	-
	- ปัม SUPER	3	ตัว	WCH- 3755	-
	- ปัมลม	1	ตัว	AP-30	-
2	ท่อผสมแบบสตีต	2	ท่อ	ตาม แบบ	หมายเลข ข.9
3	ชุดประกอบฐานรองเครื่อง	1	ชุด	ตาม แบบ	หมายเลข ข.10

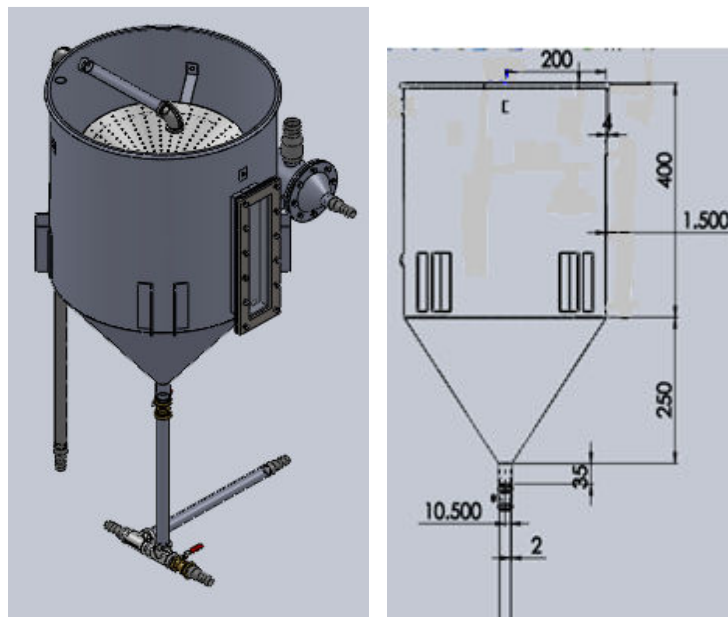


รูปที่ ข.6 แบบของระบบผลิตไป ไอดิเซลด้วยท่อผสมแบบสถิตขนาด 100 ลิตร



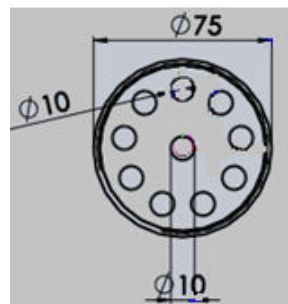
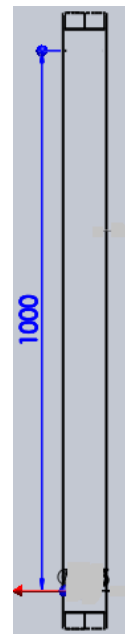
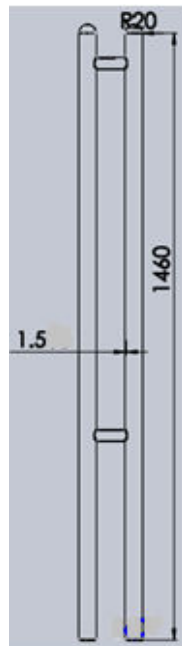
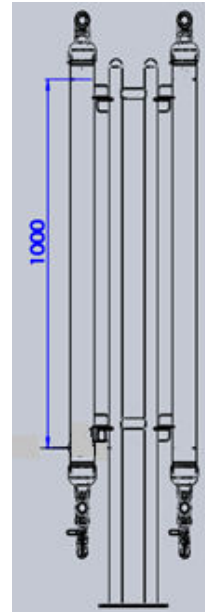
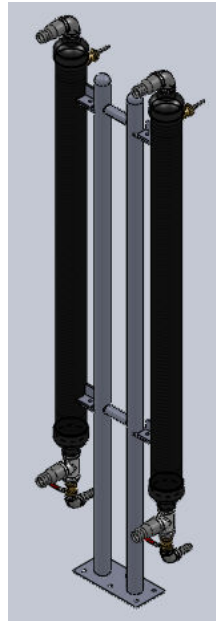
หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.7 แบบถังน้ำมันดิบ, ถังล้าง และถังแยกน้ำ



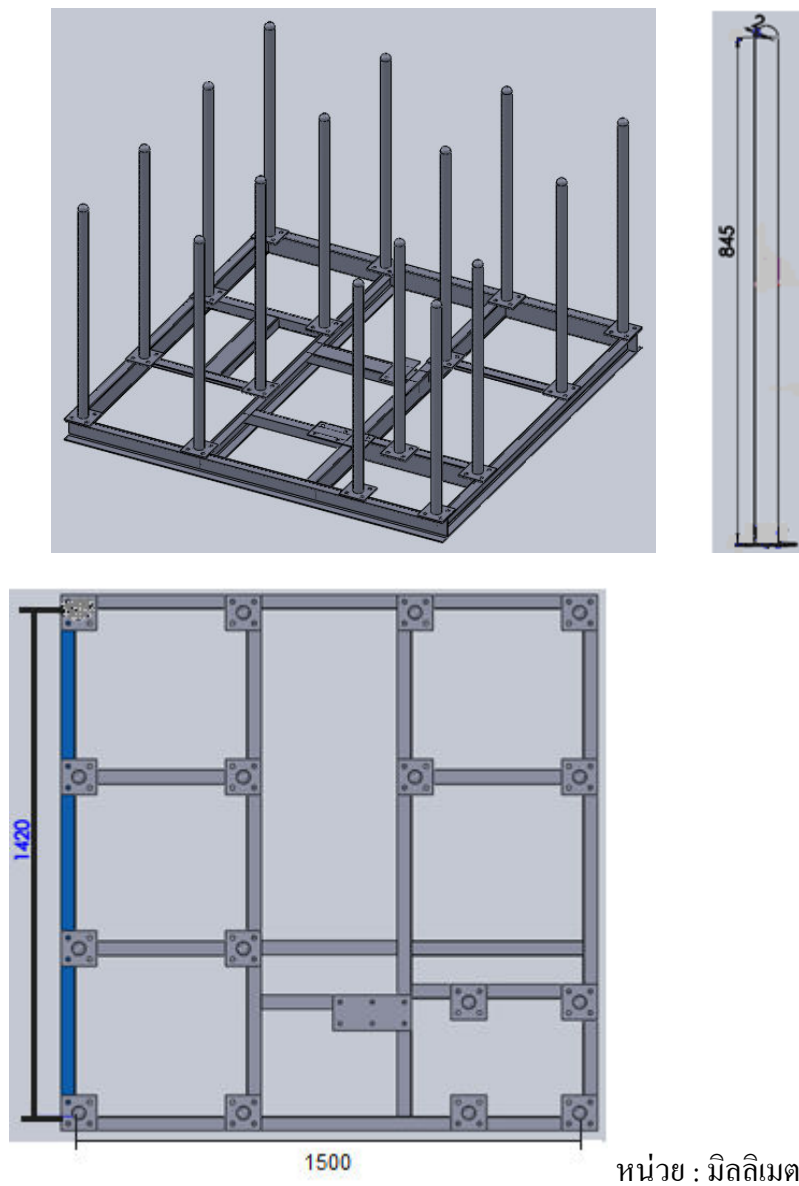
หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.8 แบบถังสารละลายเบส



หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.9 แบบท่อผสมแบบสวิต



หน่วย : มิลลิเมตร

รูปที่ ข.10 แบบชุดประกอบฐานรองเครื่อง

ภาคผนวก ค

(ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลอง)

ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลองด้วยวิธีพินผิวตอบสนอง

1. กำหนดตัวแปรอิสระ

ในการทดลองนี้ตัวแปรอิสระที่ต้องการศึกษามีทั้งหมด 2 ตัวแปร คือ เมทานอล (M) และกรดซัลฟูริก เพื่อวิเคราะห์หาจุดที่เหมาะสมที่สุดของปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อผลตอบสนองที่ได้ (ค่าความเป็นกรด)

2. กำหนดช่วงตัวแปรอิสระ

เพื่อให้ได้จุดที่เหมาะสมที่สุดในการทดลอง การกำหนดช่วงของตัวแปรอิสระมีความสำคัญมากต่อผลตอบสนองที่ได้ การกำหนดช่วงตัวแปรอิสระไม่ควรกว้างเกินไปจนไม่สามารถระบุสภาวะที่เหมาะสมได้อย่างชัดเจน จึงได้กำหนดช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระในโปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 ดังแสดงในรูปที่

ค.1

Factor Name	Units	Low Value	High Value
MeOH		1	30
KOH		3	13

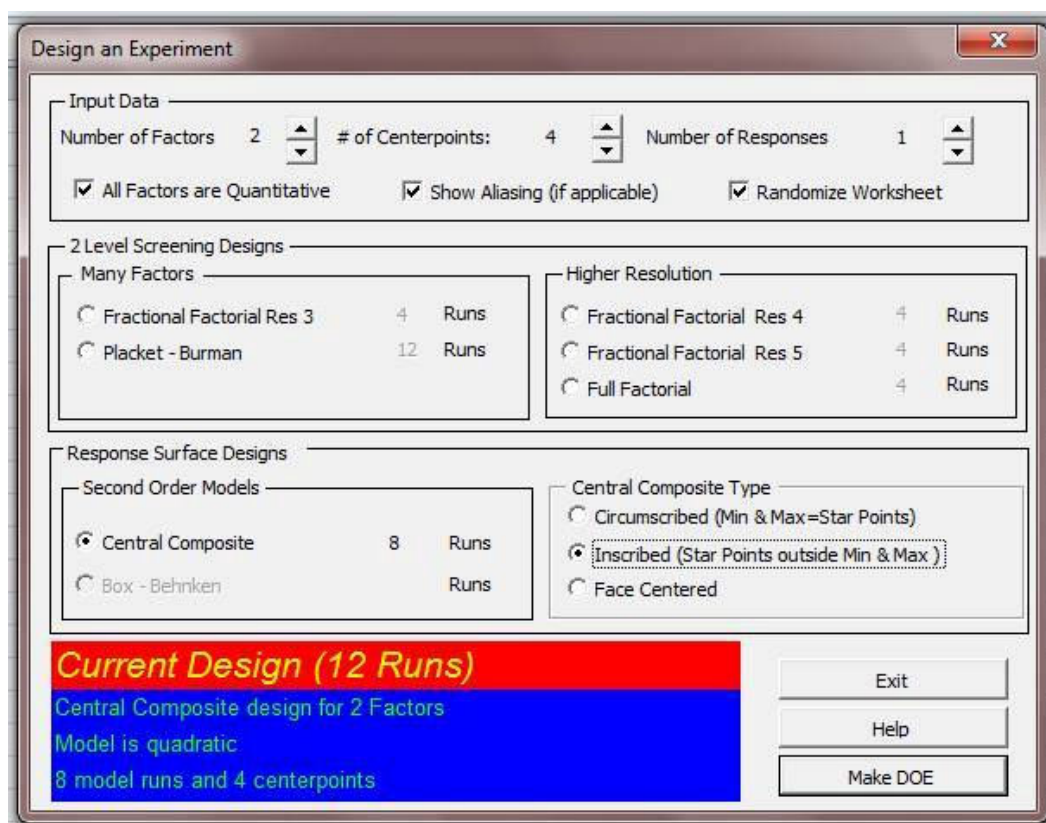
KOH 3 13

< Back < OK

รูปที่ ค.1 ช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

3. เลือกวิธีการวิเคราะห์การวางแผนการทดลอง

งานวิจัยนี้ได้เลือกการออกแบบการทดลองด้วยวิธี Central Composite Design (CCD) โดยมี 4 ตัวแปรอิสระที่ 2-level และมีตัวแปรผลตอบสนอง 1 ตัว ดังแสดงในรูปที่ ก.2



ภาคผนวก ง
(ตารางการแจกแจงแบบเอฟ)

ภาคผนวก จ

(ค่าสถิติของสมการทำนายความล้มพันธ์)

สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณค่าความเป็นกรดกับตัวแปรอิสระหลังจากพิจารณา
นัยสำคัญของแต่ละพจน์

$$AV = \beta_0 + \beta_1M + \beta_2A + \beta_3M^2 + \beta_4A^2$$

(จ.1)

ตาราง จ.1 ค่าสัมประสิทธิ์และค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ของสมการที่ จ.1

Reaction time	Source	SS	DOF	MS	F_0	F_{signif}
10 min	Model	83.39	4	21.10	31.06	0.000151
	Residual	4.754	7	0.679		
	Lack of fit	4.752	4	1.188	1717.713	0.0000228
	Pure Error	0.00208	3	0.00069		
	Total	89.14	11			
20 min	Model	75.27	4	18.82	24.05	0.00034
	Residual	5.477	7	0.782		
	Lack of fit	5.473	4	1.368	1059.2796	0.000047
	Pure Error	0.000388	3	0.00129		
	Total	80.75	11			
30 min	Model	58.09	4	14.52	22.28	0.000443
	Residual	4.564	7	0.652		
	Lack of fit	4.560	4	1.140	930.5805	0.0000571
	Pure Error	0.000368	3	0.00123		
	Total	62.66	11			
40 min	Model	41.47	4	10.37	13.19	0.00225
	Residual	5.502	7	0.786		
	Lack of fit	5.499	4	1.375	1541.837	0.0000268
	Pure Error	0.00268	3	0.000892		
	Total	46.97	11			
50 min	Model	37.94	4	9.484	33.49	0.000118
	Residual	1.983	7	0.283		
	Lack of fit	1.982	4	0.496	2973.228	0.000010
	Pure Error	0.00050	3	0.000167		
	Total	39.92	11			

	Total	39.92	11			
	Model	26.55	4	6.637	160.5	0.0000006
	Residual	0.289	7	0.04135		
60 min	Lack of fit	0.289	4	0.07224	433.4504	0.000179
	Pure Error	0.00050	3	0.000167		
	Total	26.84	11			

สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณเมทิลเอสเทอร์กับตัวแปรอิสระหลังจากพิจารณา
นัยสำคัญของแต่ละพจน์

$$ME = \beta_0 + \beta_1 M + \beta_2 K + \beta_3 M^2 + \beta_4 K^2$$

(จ.2)

ตาราง จ.2 ค่าสัมประสิทธิ์และค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ของสมการที่ จ.2

Reaction time	Source	SS	DOF	MS	F_0	F_{signif}
	Model	6167.5	4	1541.9	19.96	0.000627
	Residual	540.66	7	77.24		
10 min	Lack of fit	534.32	4	133.58	63.2400	0.00315
	Pure Error	6.337	3	2.112		
	Total	6708.2	11			
	Model	4993.4	4	1248.4	16.31	0.00118
	Residual	535.63	7	76.52		
20 min	Lack of fit	535.61	4	133.90	19689.6184	5.8768E-07
	Pure Error	0.02040	3	0.00680		
	Total	5529.0	11			
	Model	4315.0	4	1078.8	11.99	0.00299
	Residual	629.92	7	89.99		
30 min	Lack of fit	628.70	4	157.18	388.9844	0.000211
	Pure Error	1.212	3	0.404		
	Total	4944.9	11			

40 min	Model	4085.6	4	1021.4	14.43	0.00173
	Residual	495.55	7	70.79		
	Lack of fit	487.88	4	121.97	2300.497	1.47963E-05
	Pure Error	7.671	3	2.557		
	Total	4581.1	11			
50 min	Model	3765.2	4	941.31	14.66	0.00163
	Residual	449.47	7	64.21		
	Lack of fit	449.38	4	112.34	3731.8597	7.11968E-06
	Pure Error	0.09031	3	0.03010		
	Total	4214.7	11			
60 min	Model	3791.5	4	947.88	14.63	0.00164
	Residual	453.40	7	64.77		
	Lack of fit	451.84	4	112.96	217.8109	0.000502
	Pure Error	1.556	3	0.519		
	Total	4244.9	11			

ภาคผนวก จ

(ข้อมูลจากผลการทดลอง)

ข้อมูลการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ

ข้อมูลองค์ประกอบในน้ำมัน ใบ โอคิเซลจากน้ำมันปาล์มรีไฟล์

ตารางที่ จ.1 ผลการทดลองที่ 1: ภายใต้งี้อินไซม์ เมทานอล 10% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 13% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาที)	เงื่อนไขการทดลอง: MeOH 10 %vol., KOH 13 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	35.79	61.25	2.37	0.59
20	46.66	52.24	0.65	0.45
30	55.34	42.28	1.18	1.20
40	60.41	37.23	1.78	0.58
50	67.56	30.30	1.21	0.93
60	71.43	25.45	2.97	0.15

ตารางที่ จ.2 ผลการทดลองที่ 2: ภายใต้งี้อินไซม์ เมทานอล 20% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 0.93% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาที)	เงื่อนไขการทดลอง: MeOH 20 %vol., KOH 0.93 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	12.20	71.22	11.63	4.95
20	25.15	62.93	10.31	1.61
30	34.75	57.36	8.43	0.54
40	37.56	46.57	12.30	3.57
50	41.01	49.92	8.25	0.82
60	48.79	38.73	5.77	6.71

ตารางที่ จ.3 ผลการทดลองที่ 3: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 34.1% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8.0% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๊นไขการทดลอง: MeOH 34.1 %vol., KOH 8.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	66.76	20.91	5.38	6.95
20	72.46	16.78	6.15	4.61
30	86.31	10.55	1.31	1.83
40	87.93	6.82	3.57	1.68
50	89.21	4.19	2.94	3.66
60	90.55	3.62	1.98	3.85

ตารางที่ จ.4 ผลการทดลองที่ 4: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 30.0% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 3.0% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๊นไขการทดลอง: MeOH 30.0 %vol., KOH 3.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	64.16	26.81	6.25	2.78
20	72.83	17.34	5.21	4.62
30	83.71	9.52	3.19	3.58
40	85.23	5.34	6.51	2.92
50	87.18	4.39	5.74	2.69
60	88.72	2.51	4.79	3.98

ตารางที่ จ.5 ผลการทดลองที่ 5: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 30.0% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 13.0% โดยน้ำหนักร

เวลา (นาทึ)	จี๋นไขการทดลอง: MeOH 30.0 %vol., KOH 13.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	67.02	28.46	3.17	1.35
20	73.79	19.35	4.41	2.45
30	86.57	9.37	1.94	2.12
40	87.29	8.91	2.07	1.73
50	88.91	6.55	2.89	1.65
60	89.77	4.93	3.27	2.03

ตารางที่ จ.6 ผลการทดลองที่ 6: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 5.86% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8.0% โดยน้ำหนักร

เวลา (นาทึ)	จี๋นไขการทดลอง: MeOH 5.86 %vol., KOH 8.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	19.04	71.05	8.34	1.58
20	29.47	59.13	7.89	3.51
30	45.59	41.73	9.91	2.77
40	48.72	37.36	10.13	3.79
50	51.41	33.21	10.22	5.16
60	55.34	26.34	9.58	8.74

ตารางที่ จ.7 ผลการทดลองที่ 7: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 20.0% โดยปริมาตร, โพลเทสเชื่อมไฮดรอกไซด์ 15.7% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๋นไขการทดลอง: MeOH 20.0 %vol., KOH 15.7 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	66.01	27.14	4.63	2.22
20	70.64	21.20	4.28	3.88
30	85.56	9.37	2.94	2.13
40	86.51	1.67	8.44	3.38
50	88.64	0.96	9.31	1.09
60	90.28	3.91	4.06	1.75

ตารางที่ จ.8 ผลการทดลองที่ 8: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 20.0% โดยปริมาตร, โพลเทสเชื่อมไฮดรอกไซด์ 8.0% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๋นไขการทดลอง: MeOH 20.0 %vol., KOH 8.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	64.38	28.59	5.32	1.71
20	72.45	22.81	4.16	0.58
30	83.86	12.38	2.31	1.45
40	85.72	7.46	4.27	2.55
50	88.43	1.55	8.64	1.38
60	90.15	0.67	8.28	0.89

ตารางที่ จ.9 ผลการทดลองที่ 9: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 20.0% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8.0% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๊นไขการทดลอง: MeOH 20.0 %vol., KOH 8.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	64.42	27.59	4.41	3.58
20	72.42	21.86	4.13	1.59
30	83.91	12.33	2.31	1.45
40	85.70	7.48	4.25	2.57
50	88.51	2.15	8.59	0.75
60	89.27	0.78	8.58	1.37

ตารางที่ จ.10 ผลการทดลองที่ 10: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 20.0% โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8.0% โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๊นไขการทดลอง: MeOH 20.0 %vol., KOH 8.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	64.51	27.63	4.56	3.30
20	73.15	20.45	3.73	2.67
30	84.06	11.86	2.72	1.36
40	86.27	7.34	3.98	2.41
50	88.57	1.15	7.59	2.69
60	89.39	0.77	8.59	1.25

ตารางที่ จ.11 ผลการทดลองที่ 11: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 10.0%โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 3.0%โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๊นไขการทดลอง: MeOH 10.0 %vol., KOH 3.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	17.06	73.52	8.73	0.69
20	23.34	64.91	10.23	1.52
30	36.61	56.20	5.97	1.22
40	42.47	48.21	8.93	0.39
50	47.36	39.78	7.83	5.03
60	50.80	39.07	7.32	2.81

ตารางที่ จ.12 ผลการทดลองที่ 12: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 20.0%โดยปริมาตร, โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 8.0%โดยน้ำหนัก

เวลา (นาทึ)	จี๊นไขการทดลอง: MeOH 20.0 %vol., KOH 8.0 %wt.			
	เมทิลเอสเทอร์	ไตรกลีเซอไรด์	ไดกลีเซอไรด์	โมนอกลิเซอไรด์
10	63.97	27.93	5.56	2.54
20	73.17	20.42	3.73	2.68
30	83.96	11.82	2.62	1.60
40	86.31	6.34	3.93	3.42
50	88.54	1.45	6.79	3.22
60	90.07	0.96	7.28	1.69

ข้อมูลการทดลองเครื่องผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดกรดสูงขนาด 100 ลิตร

ตารางที่ จ.13 ค่าความเป็นกรดในน้ำมันปาล์มเอสเทอร์รีไฟล์ ภายใต้เงื่อนไขการทดลอง: เมทานอล 19.8% โดยปริมาตร และกรดซัลฟูริก 2.0% โดยปริมาตร

เวลา (นาที)	ค่าความเป็นกรด (mgKOH/g)
น้ำมันปาล์มดิบ	29.0
10	19.8
20	10.3
30	5.7
40	2.5
50	1.6
60	1.0

ตารางที่ จ.14 องค์ประกอบในไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มเอสเทอร์รีไฟล์

เวลา (นาที)	เงื่อนไขการทดลอง: MeOH 19.8 vol.%, KOH 2.0 wt.%				
	ME	FFA	TG	DG	MG
0	23.72	0.66	65.57	1.27	8.77
10	62.97	0	33.84	0.12	3.08
20	83.54	0	13.37	0.44	2.65
30	90.06	0	0	2.26	7.68
40	96.81	0	0	0.12	3.08
50	99.77	0	0	0	0.23
60	99.94	0	0	0	0.06

ภาคผนวก ข

(ตัวอย่างการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค TLC/FID)

Data Processing Parameters

Injected on: 5/4/2555

Injected at: 15:01

Slice Width (ms): 50

Noise (µV/s): undefined

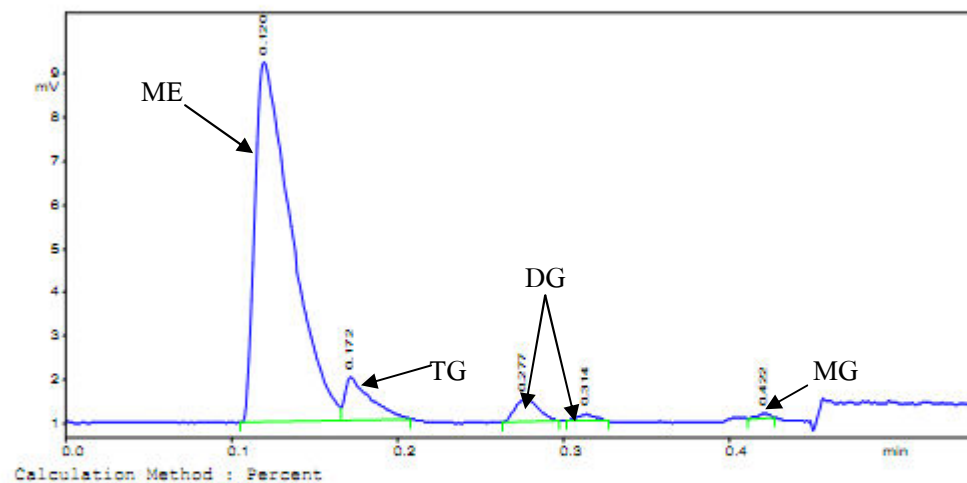
Threshold (mV): 0

Skim Ratio: 0

Parameter Files:

Data Handling File:test 0.55 min

Calculation-File:~oy 201112140972



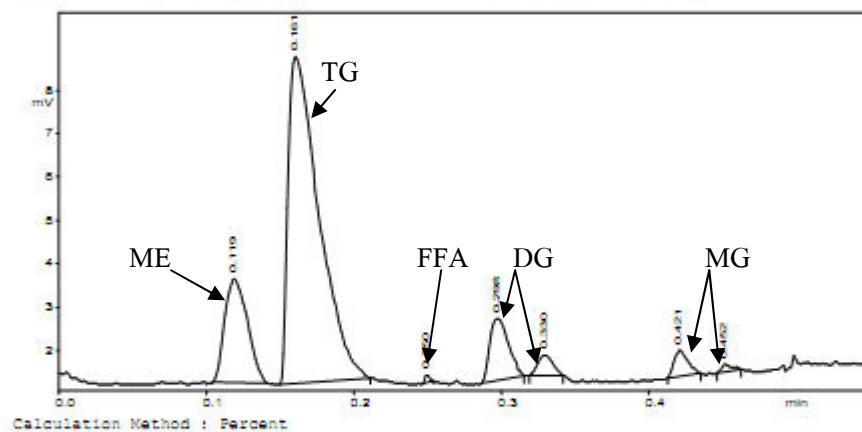
Peak No	Ret. Time (min)	Pk. Start (min)	Pk. End (min)	Area	Height (mV)	Area%
1	0.120	0.106	0.166	6599	8.25	87.625
2	0.172	0.166	0.208	570	1.02	7.565
3	0.277	0.263	0.298	273	0.55	3.619
4	0.314	0.302	0.327	61	0.18	0.815
5	0.422	0.411	0.428	28	0.12	0.377
				7531	10.12	100.000

} (%โดยน้ำหนัก)

ไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มรีไฟล์

รูปที่ ข.1 แสดงตัวอย่างผลการวิเคราะห์ห้องค์ประกอบในน้ำมันไบโอดีเซล

Sample Identifier:
 Data Processing Parameters
 Injected on: 3/8/2556 Injected at: 16:21
 Slice Width (ms): 50 Noise (µV/s): undefined
 Threshold (mV): 0 Skim Ratio: 0
 Parameter Files:
 Data Handling File:test 0.55 min Calculation-File:-oy 201112147214



Calculation Method : Percent

Peak No	Ret. Time (min)	Pk. Start (min)	Pk. End (min)	Area	Height (mV)	Area%
1	0.119	0.105	0.142	1311	2.43	16.260
2	0.161	0.150	0.212	5671	7.51	70.338
3	0.250	0.248	0.254	19	0.12	0.231
4	0.298	0.287	0.316	643	1.40	7.975
5	0.330	0.319	0.342	171	0.48	2.117
6	0.421	0.412	0.435	205	0.59	2.538
7	0.452	0.446	0.463	44	0.15	0.541
				8063	12.58	100.000

(% โดยน้ำหนัก)

รูปที่ ข.2 แสดงตัวอย่างผลการวิเคราะห์หองค์ประกอบในน้ำมันปาล์มรีไฟล์

ภาคผนวก ข

(อนุสิทธิบัตร)



เลขที่อนุสิทธิบัตร 6590

สป/200 - ข

อนุสิทธิบัตร

อาศัยอำนาจตามความในพระราชบัญญัติสิทธิบัตร พ.ศ. 2522
แก้ไขเพิ่มเติมโดยพระราชบัญญัติสิทธิบัตร (ฉบับที่ 3) พ.ศ. 2542
ให้สิทธิบัตรทรัพย์สินทางปัญญาออกอนุสิทธิบัตรฉบับนี้ให้แก่

มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

สำหรับการประดิษฐ์ตามรายละเอียดการประดิษฐ์ ข้อถือสิทธิ และรูปเขียน (ถ้ามี)
ปรากฏในอนุสิทธิบัตร

เลขที่คำขอ 1103000453
วันรับอนุสิทธิบัตร 3 พฤษภาคม 2564
ผู้ประดิษฐ์ รองศาสตราจารย์กำพล ประทีปพิชญู และคณะ

ชื่อที่แสดงถึงการประดิษฐ์ ระบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันกรดไขมันอิสระสูงแบบหมุนวน
ด้วยท่อผสมแบบสวิต

ให้ผู้ประดิษฐ์มีสิทธิหน้าที่ตามกฎหมายว่าด้วยสิทธิบัตรทุกประการ

ออกให้ 9 เดือน กันยายน พ.ศ. 2564
หมดอายุ 2 เดือน พ.ศ. 2560

(ลงชื่อ)



[Signature]
พนักงานเจ้าหน้าที่

- หมายเหตุ
1. ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรต้องชำระค่าธรรมเนียมรายปีเริ่มในปีที่ 5 ของอายุสิทธิบัตร มิฉะนั้น อนุสิทธิบัตรจะสิ้นสุดอายุ
 2. ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรจะขอชำระค่าธรรมเนียมรายปีดังกล่าวโดยชำระทั้งหมดในคราวเดียวก็ได้
 3. ภายใน 90 วันก่อนวันสิ้นอายุอนุสิทธิบัตร ผู้ทรงอนุสิทธิบัตรมีสิทธิขอต่ออายุอนุสิทธิบัตรได้ 2 ครั้ง มีกำหนดคราวละ 2 ปี โดยยื่นคำขอต่ออายุ
 4. การอนุญาตให้ใช้สิทธิตามอนุสิทธิบัตรขึ้นอยู่กับการโอนอนุสิทธิบัตรต่อทำเป็นหนังสือและจดทะเบียนต่อพนักงานเจ้าหน้าที่

010754

ภาคผนวก ฅ

(ผลงานตีพิมพ์เผยแพร่วิทยานิพนธ์)



Optimization of high free fatty acid reduction in mixed crude palm oils using circulation process through static mixer reactor and pilot-scale of two-step process



Krit Somnuk, Suhdee Niseng, Gumpon Prateepchaikul*

Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hat Yai, Songkhla 90112, Thailand

ARTICLE INFO

Article history:
 Received 17 October 2013
 Accepted 30 January 2014

Keywords:
 Acid catalyst
 Esterification
 Circulation
 Static mixer
 Mixed crude palm oil

ABSTRACT

High free fatty acid (FFA) reduction in mixed crude palm oil (MCPO) was performed with methanol (MeOH) and sulfuric acid (H_2SO_4) as acid catalyst using the circulation process through static mixer reactor. In this study, the response surface methodology (RSM) was adopted to optimize the acid value in esterified oil after esterification process (first-step) in lab-scale. The results showed that acid value was reduced from 30 mgKOH g^{-1} to 2 mgKOH g^{-1} , when 19.8 vol.% MeOH, 2.0 vol.% H_2SO_4 , reaction temperature 50°C , 40 L h^{-1} of MCPO, 50 min reaction time, and 5-m of static mixer in length, were used in the lab-scale. This recommended condition was used to develop the pilot-scale process in which the scaling up of the FFA reduction from 5 L MCPO of lab-scale to 60 L MCPO of pilot-scale, which was designed on the basis of a simple operation and maintenance. In the pilot-scale process, the lower 1 mgKOH g^{-1} of acid value was achieved when it was conducted at the reaction time of 50 min. In the base-catalyzed transesterification (second-step) of pilot-scale process, the 98.65 wt.% of methyl ester purity was achieved when the following condition: 20 vol.% MeOH, 8 gKOH L^{-1} oil, and 60 min reaction time at 60°C , was used to produce biodiesel.

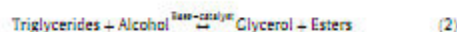
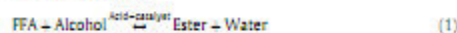
© 2014 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Biodiesel, renewable alternative fuel, can be produced from vegetable oils or animal fats with esterification and transesterification reactions. The high quality biodiesel has demonstrated that it can be used with diesel engines without any engine modification [1,2]. In Thailand, both crude palm oil (CPO) and mixed crude palm oil (MCPO) were mainly used to produce biodiesel. However, the major problem of biodiesel production from MCPO or CPO is the free fatty acid (FFA) content. The FFA must not exceed 2 mgKOH g^{-1} (or 1 wt.%) in order to achieve a good conversion of esters from oil when base-catalyzed transesterification reaction is employed [3–5]. Because, the ester conversion was reduced by the formation of saponification reaction [6,7].

The two-step biodiesel production was used to investigate the purity of methyl ester from the high FFA oils. Esterification reaction (first-step, FFA reduction process), the FFA is converted to esters by the acid-catalyzed esterification. Acid-catalyst (most frequently used: sulfuric, sulfonic, and hydrochloric acids) was used to reduce the FFA in oil [7–9], followed by the base-catalyzed

transesterification (second-step, biodiesel production process) to convert the tri-, di-, mono-glyceride to esters. Esterification and transesterification reactions were shown in Eq. (1) [10] and Eq. (2) [8], respectively.



Many researchers studied the two-step biodiesel production from high FFA oils with homogeneous acid catalyst and followed by the homogeneous base catalyst by using small scale laboratory equipments (e.g. beaker, flask, glass tube, etc.). For instance, Berchmans and Hirata [11] studied the biodiesel production from crude *Jatropha curcas* L. seed oil (CJCO) having a free fatty acids content of 15% in a 15 mL special reaction glass tube both first- and second-step. They reported that the FFA in CJCO can be reduced to less than 1% with 0.60 w/w of methanol to oil ratio, 1 wt.% of sulfuric acid (H_2SO_4), 60 min of reaction time at 50°C . In the second step, methyl esters was achieved 80% yield when using 0.24 w/w methanol to oil, 1.4 wt.% sodium hydroxide (NaOH) to oil, and 120 min reaction time at 65°C . Nakpong and Wootthikanokkhan [12] studied the high free fatty acid coconut oil for producing biodiesel

* Corresponding author.
 E-mail address: gumpon.p@psu.ac.th (G. Prateepchaikul).

Table 1
Physical properties and composition of MCFPO and of the product after esterification.

Property	MCFPO	Identified oil L20-H200 (8% of MCFPO)	F10-H200 (80 L of MCFPO)
Density at 40 °C (kg/l)	0.918	0.909	0.899
Viscosity at 40 °C (cP)	18.17	7.90	7.40
Free fatty acid (wt.%)	14.999	0.966	0.887
Tri-glyceride (wt.%)	84.119	90.126	91.269
Di-glyceride (wt.%)	0.882	0.886	0.889
Monoglyceride (wt.%)	0.014	1.028	1.027
BSAF (wt.%)	0.086	0.977	0.849
Water content (%)	0.012	0.177	0.099
Acid value (mgKOH g ⁻¹)	303	1.8	1.0
Methanol content (wt.%)	—	1.610	1.270

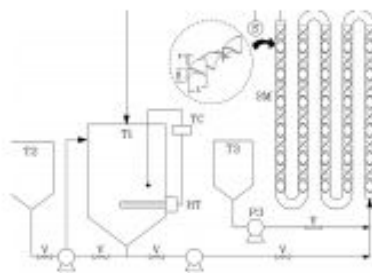


Fig. 1. Schematic diagram of the experiment setup. (T1) methanol tank, T2 methanol tank, T3 sulfuric acid tank, P1 circulating pump, P2 mixture pump, HT sulfuric acid pump, HT heater, V1 valve, T3 temperature control, SM static mixer, R1 stirring part, R2 diameter of SM, R3 thickness of SM, and L2 length of SM).

using the flat bottom reaction flask and complete with magnetic stirrer. In the first step, the FFA in coconut oil was reduced from 12.9% to 0.9% with methanol to oil ratio of 0.35 v/v, H_2SO_4 of 0.7 vol.%, reaction time of 80 min at 50 °C. Subsequently, the esterified oil was transesterified with the following condition: methanol to oil ratio of 0.4 v/v, potassium hydroxide (KOH) of 1.5 wt.% per volume of oil, reaction time of 80 min at 50 °C. With this condition, the 98.4 wt.% of methyl ester can be achieved. Charoenchaitrakool and Thienrathungkoon [13] studied the optimization for biodiesel production from waste frying oil through two-step catalyzed process using the round-bottom flask. They found that the optimal conditions of first step were methanol to oil molar ratio of 8:1:1, 0.08 wt.% H_2SO_4 , 50 min reaction time at 51 °C. In the second step, the 90.5% methyl ester content can be produced with 1 wt.% KOH, 8:1:1 methanol to oil molar ratio, 80 min reaction time at 55 °C. Nevertheless, the chemical reactor type of both batch reactor and continuous-flow reactor were mostly used to mix the reactants of mixture in the two-step process, especially, using in the esterification process for reducing the FFA. Therefore, the static mixer reactor was used instead of the stirred tank reactor and small scale laboratory equipments in the FFA reduction process. Moreover, the circulation process of this process has been adopted to replace the agitation process. Static mixer, a mechanical mixer without any moving parts, is often employed in the chemical and food processing industries to mix highly viscous immiscible liquid-liquid phases and to improve the heat and mass transfer of mixture. The common design of static mixer consists of the empty pipe and mixing elements which were inserted into the empty pipe to

blend the multi-fluid when fluid flow through static mixer. This mechanical mixer does not have a moving parts, thus, the flow energy is derived from the pressure drop across the length of mixer [14]. Static mixer was typically used in continuous processes for pre-mixing before feeding to a continuous stirred tank reactor (CSTR) but can also be adopted in the closed-loop system to pre-mix before feeding to a batch reactor [15]. There are several advantages of static mixers have over continuous and batch reactors, such as low capital, low maintenance and low operating costs, small-space requirements, and short reaction time [16].

Currently, few researchers have studied the use of static mixer alone in the base-catalyzed transesterification to produce biodiesel from low FFA content in oils. For instance, Thompson and He [17] used the static mixers for expediting the transesterification reaction of canola oil and methanol with NaOH as base-catalyst. They found that the canola methyl ester was produced using a closed-loop static mixer system under varying conditions: reaction temperature of 50 °C, NaOH concentration of 1.5%, and reaction time 30 min. The condition with the lowest total glycerides was 50 °C and 1.5 wt.% catalyst. Alameyeh et al. [18] studied the comparison of static mixer and blade agitator reactor in biodiesel production from refined bleached deodorized palm oil via the transesterification reaction in the circulation process. Comparison between the static mixer and blade agitator in potential mixing process improvement of biodiesel production, the reaction rate in static mixer reactor was faster than blade agitator. The optimal condition for operating with static mixer reactor was 65 °C reaction temperature, reaction time of 5 min, oil to methanol ratio of 1:10.5, and KOH of 1 wt.%. Moreover, very few researchers have studied the acid-catalyzed esterification using static mixer alone to reduce FFA in oils, followed by base-catalyzed transesterification. Somrak et al. [10] has studied the continuous acid-catalyzed esterification for free fatty acid reduction in mixed crude palm oil using static mixer coupled with high-intensity ultrasonic irradiation. SEM method was employed to optimize the MeOH and H_2SO_4 concentrations. The results showed that the 18 vol.% MeOH, 2.7 vol.% H_2SO_4 and 20 L h⁻¹ MCFPO were recommended with this condition. The acid value could be reduced from 28 mgKOH g⁻¹ to less than 2.00 mgKOH g⁻¹ after 2-m in length of static mixer alone.

The above reviews induce the objective of this work to study the optimization of parameters: MeOH concentration, H_2SO_4 concentration, reaction time, length of static mixer, and MCFPO flow rate, in the 5 L of lab-scale process for reducing the acid value using

Table 2
Coding of independent variables.

Independent variable	Coded level				
	-1.618	-1	0	+1	+1.618
Mt Methanol concentration (vol.%)	8.6	10	20	30	34.1
A1 Sulfuric acid concentration (vol.%)	0.6	1	2	3	3.4

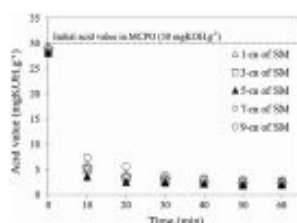


Fig. 3. Effect of static mixer length on acid value for circulation process under following condition 2 vol% H_2SO_4 , 20 vol% MeOH, and 40 L/h² mixture flow rate at 80 °C.

circulation process through static mixer reactor. Response surface methodology (RSM) and central composite design (CCD) methods is employed to optimize these parameters. The main goal is to determine the suitable response surface models of the relationship between acid values in esterified oil and these parameters at 10, 20, 30, 40, 50, and 60 min of reaction time. Moreover, 50 L pilot-scale of two-step biodiesel production from MCFPO by using circulation process which consist of 2-bundle tube of static mixer reactors, were installed in the each step process. The mixture of both the first-step in the esterification and the second-step in the transesterification, were circulated through the 2-bundle tube of static mixer reactors.

2. Materials and methods

2.1. Materials

High free fatty acid mixed crude palm oil (MCFPO) was used as a raw material for free fatty acid (FFA) reduction process by esterification reaction. The physical properties of MCFPO were shown in Table 1. All chemicals used in this experiments, which include the 98% H_2SO_4 and the 98% MeOH, are of commercial grade. Analytical grade of KOH, isopropyl alcohol (IPA) and phenolphthalein (pH indicator) are used to analyze the acid value in esterified oil after complete reaction.

2.2. Methods

2.2.1. Apparatus

Schematic diagram of the experiment setup was shown in Fig. 1. The SJS304 static mixer (SM) is a key part for blending the MCFPO,

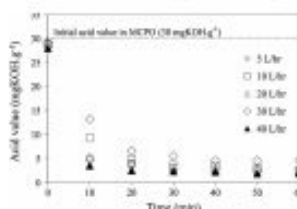


Fig. 4. Effect of mixture flow rate on acid value for circulation process under following condition 2 vol% H_2SO_4 , 20 vol% MeOH, and 6 m static mixer at 80 °C.

MeOH, and H_2SO_4 in FFA reduction process by using circulation through static mixer reactor. Twisted-ribbon type of common static mixer type was used as a monolithic mixer. Each mixing element was 180° twisted with a 1.5 of L/D (length to diameter ratio) and each element was 90° connected by spot welding. Mixing element has the dimensions of 10 mm in diameter, 15 mm in length, and 1 mm in thickness, as shown in Fig. 1. In this experiment, the 1, 3, 5, 7, and 9 m of static mixer were inserted into the perfluoropolymer (PFA) tubes and the net volume of static mixer reactor is equal to 100 mL m^{-3} of static mixer. The FFA material can endure the high temperature (305 °C melting point) and clear wall, to observe the streamline of H_2SO_4 , when it was fed into the static mixer reactor at its feeding port. Moreover, outside of tube was insulated to reduce heat loss from inside of static mixer reactor.

2.2.2. Procedures

MCFPO in the tank was preheated to 80 °C by an electric heater submerged in the tank and was circulated by circulating pump (P1) to control the distribution temperature in the MCFPO tank (T1). Subsequently, methanol (MeOH) was slowly fed into the MCFPO tank for mixing with oils. When the temperature of mixture (MCFPO and MeOH) was preheated to 80 °C, circulating pump (P1) were turned off (at 5 min for this process). Then, the mixture was fed into static mixer reactor at predetermined required ratios by mixture pump (P2, Grundfos silodos models: DME 48-2) and the H_2SO_4 was simultaneously added into reactor by sulfuric acid pump (P3, Grundfos silodos models: DME 2-18). The H_2SO_4 pump was turned off when H_2SO_4 was completely added for accelerating the esterification reaction. The mixture (MCFPO mixed with MeOH and H_2SO_4) then flowed through the static mixer and returned to MCFPO tank. The mixture circulated and returned to MCFPO tank with the controlled flow rate. The circulation was operated continuously for 60 min after H_2SO_4 feeding. The 20 ml sample was collected every 10 min interval at the sampling port which is the outlet of static mixer reactor. Each sample was quickly cooled with 0 °C water to stop reaction, and acid value of the sample was analyzed using the American Oil Chemists Society Official Method Cd 1a-03 for Acid Value [19]. The acid value can be calculated using Eq. (3) [19]. The compositions of MCFPO and product after esterification reaction were analyzed using the thin layer chromatography (TLC) using detection technique (TLC/UV).

$$\text{Acid value} = \frac{(\text{mL of titrant}) \times (N \text{ of titrant}) \times 56.1}{\text{weight of sample in grams}} \quad (3)$$

where N is the normality of KOH.

2.2.3. Experimental design

In this study, response surface methodology (RSM), with 5-level and 2-factor central composite design (CCD), was used to optimize the circulation process through static mixer reactor for acid value reduction in MCFPO. Multiple regression analysis was employed to derive a second-order polynomial equation to predict the acid value of MCFPO after esterification. A general second-order polynomial equation is expressed as shown in Eq. (4) [20].

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^k \sum_{j=1}^k \beta_{ij} x_i x_j + \epsilon \quad (4)$$

where Y is the response (acid value, mgKOH g^{-1}); n and x_i are the uncoded independent variables (concentration of methanol, and concentration of sulfuric acid); β_0 , β_i , β_{ii} , and β_{ij} are the intercept, linear, quadratic and interaction constant coefficients, respectively; k is the number of variables, and ϵ is the error.

Methanol concentration (M) and sulfuric acid concentration (A) are the two independent variables which were studied in the

Table 3
Experimental design matrix and results.

Run no.	MeOH (M) (vol%)	H ₂ SO ₄ (M) (vol%)	Acid value (AV) (mgKOH g ⁻¹)					
			10 min	20 min	30 min	40 min	50 min	60 min
1	24.1	2.0	1.848	1.963	1.922	1.812	1.882	1.274
2	20.0	1.0	2.142	1.967	2.072	1.724	1.786	1.828
3	20.0	2.0	1.870	1.880	2.180	2.282	1.880	1.880
4	20.0	3.0	1.630	2.430	2.480	2.110	1.880	1.880
5	8.8	2.0	11.819	10.872	9.687	8.882	7.721	6.158
6	20.0	0.8	8.731	8.321	8.821	8.121	7.792	2.681
7	10.0	1.0	8.428	8.882	8.271	8.828	4.882	4.828
8	10.0	3.0	8.888	7.718	8.228	8.388	8.128	4.888
9	20.0	2.0	1.870	2.880	2.420	2.320	1.880	1.880
10	20.0	2.0	2.810	2.820	2.870	2.880	1.870	1.870
11	20.0	3.0	2.882	2.882	2.881	2.822	2.188	2.018
12	20.0	3.0	8.178	8.812	8.828	8.878	3.282	2.882

Table 4
Coefficient values and p-value of response surface model in Eq. (4).

Coefficient	10 min	20 min	30 min	40 min	50 min	60 min
β_0	17.22	17.08	18.87	18.87	12.81	9.887
p-value	0.000088	0.000088	0.000088	0.000088	0.000018	0.000001
β_1	-0.822	-0.878	-0.787	-0.887	-0.888	-0.822
p-value	0.000488	0.000478	0.000478	0.000478	0.000124	0.000008
β_2	-0.828	-0.880	-0.818	-0.828	-0.888	-1.280
p-value	0.00002	0.00078	0.02788	0.02817	0.00078	0.00008
β_3	0.01808	0.01818	0.01212	0.00877	0.01182	0.00888
p-value	0.00810	0.00828	0.00882	0.02708	0.00882	0.000048
β_4	0.718	0.888	0.872	1.008	0.880	0.288
p-value	0.0012	0.02888	0.01881	0.02888	0.01888	0.00887
β^2	0.887	0.822	0.827	0.882	0.880	0.888
β^2_{total}	0.818	0.888	0.888	0.818	0.822	0.882

optimization of the acid value (AV) reduction in the MCPD. In this two-independent-variable case, the axial parameter (α_1) is 1.414 (for rotatable CCD). The axial parameter for rotatability is expressed in Eq. (5). Coded independent variables were as -1.414, -1, 0, +1, and +1.414 for 5-level of varying independent variables, as shown in Table 2.

$$\alpha_1 = \sqrt{k} \quad (5)$$

where α_1 is the axial parameter for rotatability, and k is the number of variables.

3. Results and discussion

3.1. Experimental results of static mixer length

All conditions of experiment, the first sample of premixed process (MCPD mixed with MeOH at 5 min) were collected to analyze the acid value. Thereafter, the 20 mL sample was collected every 10 min interval after H₂SO₄ feeding at the outlet port of static mixer reactor. Fig. 2 shows the effect of static mixer length on acid value reduction for circulation process under following condition: 2 vol% H₂SO₄, 20 vol% MeOH, 40 L h⁻¹ mixture, 80 °C initial temperature of MCPD. To define the control variable in the acid value reduction by circulation process, length of static mixer was firstly studied. In this procedure, the temperature of mixture at the outlet port of static mixer reactor was measured by digital temperature. When the mixture flowed through the variation of static mixer of 1, 3, 5, 7, and 9 m in length, temperature at the outlet port were 58, 58, 58, 58, and 58 °C, respectively. Temperature of each tube length is not quite difference, because the PFA tubes were insulated to prevent the heat loss through the outside of wall. In fact, increasing of static mixer length continuously assisted the

esterification reaction. However, the 7–9 m of static mixer length may be too long because the reaction temperature reduced from 80 °C to 58 °C. As shown in Fig. 2, acid value in MCPD was rapidly reduced at the beginning of sampling times in every length of static mixers. However, the results of 5-m static mixer showed that it can reduce the acid value to less than 2 mgKOH g⁻¹ within the reaction time of 50 and 60 min. Thus, this length will be selected to investigate the effect of the variation of MCPD flow rate in the next study.

3.2. Experimental results of MCPD flow rate

Fig. 3 shows the effect of mixture flow rate on acid value reduction for circulation process under following condition: 2 vol% H₂SO₄, 20 vol% MeOH, temperature of 80 °C, and the length of static mixer was fixed at 5-m. The MCPD flow rates were 5, 10, 20, 30, and 40 L h⁻¹ with the Reynolds number of 8.8, 17.8, 35.7, 53.5, and 71.3, respectively. Calculating of Reynolds number based on the properties of MCPD at 80 °C. As the result, acid value can be suddenly reduced from 30 mgKOH g⁻¹ to less than 5 mgKOH g⁻¹ in every flow rates. However, this acid value was too high to produce biodiesel in the transesterification process (the second step process). Notice that increasing of flow rates have enhanced the shear mixing and intensity of mixing or Reynolds number in the static mixer tube. According to Fig. 3, the maximum flow rate of 40 L h⁻¹ MCPD can reduce acid value to less than 2 mgKOH g⁻¹ when the mixture was circulated through the 5-m static mixer at the reaction time of 50 and 60 min. Thus, 5-m static mixer length and 40 L h⁻¹ MCPD were two-parameter which will be fixed to study the optimization of acid value reduction in MCPD in the circulation process through static mixer reactor by response surface methodology approach.

Table 3
ANOVA table for the response surface model.

Source	SS	MS	F ₀	F _{0.95}	DF
After reaction time of 10 min					
Regression	84.26	21.32	21.28	0.00181	4
Residual	4.784	0.879			7
LOF error	4.782	1.195	1717.128	0.000228	4
Pure error	0.00208	0.00052			3
Total	89.14				11
After reaction time of 20 min					
Regression	78.27	19.52	24.28	0.00144	4
Residual	8.777	1.752			7
LOF error	8.475	2.168	1088.276	0.000017	4
Pure error	0.00288	0.00128			3
Total	87.18				11
After reaction time of 30 min					
Regression	88.28	22.02	22.28	0.00144	4
Residual	4.886	0.982			7
LOF error	4.882	1.140	932.802	0.000071	4
Pure error	0.00288	0.00128			3
Total	93.86				11
After reaction time of 40 min					
Regression	41.47	10.37	18.78	0.00228	4
Residual	8.832	1.766			7
LOF error	8.488	2.178	181.8470	0.000248	4
Pure error	0.00288	0.00092			3
Total	48.87				11
After reaction time of 50 min					
Regression	37.84	9.464	22.48	0.00118	4
Residual	1.882	0.282			7
LOF error	1.882	0.468	2874.220	0.00010	4
Pure error	0.00000	0.00000			3
Total	38.92				11
After reaction time of 60 min					
Regression	28.88	7.227	182.82	0.0000084	4
Residual	0.288	0.04128			7
LOF error	0.288	0.07228	482.8804	0.000176	4
Pure error	0.00000	0.00000			3
Total	28.88				11

3.3. Experimental results of RSM

As stated in the section of procedure, the mixture was circulated through the static mixer reactor and this process was operated continuously for 60 min. At every 10-min interval, 20 mL sample was collected at the outlet port. Twelve tests were carried out in analyzing the conditions to reduce the acid value in MCPD. Table 3 shows the experimental design matrix, and the results of these tests.

3.3.1. Response surface models of results and statistical analysis

After considering the results of the effect of static mixer length and mixture flow rate, 5-m static mixer and the 40 L h⁻¹ mixture on the acid value reduction, the results showed that these parameters have highly effect on the acid value reduction in MCPD using circulation process through static mixer reactor. Therefore, the next study for optimizing the acid value reduction, the mixture (feeding flow rate of MCPD, methanol, and sulfuric acid was fixed at 40 L h⁻¹ with 5-m static mixer reactor length (net static mixer volume of 500 mL). Response surface models were analyzed from data in Table 3 using a multiple regression model to fit a second-order polynomial equation. It was found that the relationship between the acid value and the other independent variables was obtained in the form of a full quadratic model. Notice that for the acid value reduction in MCPD after reaction times of 10, 20, 30, 40, 50, and 60 min, each model can be fitted in the same equation of the two responses which expressed in Eq. (5). However, coefficient values and statistical significance of each response sur-

face model are different. The goodness of fit of each model is defined by the coefficient of determination (R²), standard error, adjusted coefficient of determination (R²_{adjusted}), and p-value of the response models, as listed in Table 4.

$$AV = \beta_0 + \beta_1 M + \beta_2 A + \beta_3 M^2 + \beta_4 A^2 \quad (5)$$

where AV is the acid value, A is the concentration of sulfuric acid, M is the concentration of methanol, and β is the coefficient value.

Model adequacy was tested by the probability of error value or p-value, as detailed in Table 4. The p-value was used to test the statistical significance of each regression coefficient in the models. To accept the significance of each coefficient in model, the p-values must be less than 0.05, at 95% confidence level. The independent variables with smaller p-value indicate higher significant contribution. According to Table 4, the lowest p-values occur of the constant coefficient (β_0) in all response models at the reaction times of 10–60 min. From the lowest p-values, the methanol concentration showed that it was the most significant term in all response models, thus, methanol is the most essential parameters to be considered in the acid value reduction using circulation process through static mixer reactor. Statistical significance of each model was performed in the analysis of variance (ANOVA), and it summarized in Table 3. Consequently, the F_{0.95} of each model evaluated is far less than 0.05, thus all models are significant.

3.3.2. Response surface plots

Fig. 4 shows the relationship between the dependent and independent variables which are presented using contour plots. The effect of sulfuric acid concentration and methanol concentration on the acid value of the esterified oil at the outlet port of static mixer reactor under 5-m of static mixer in length, temperature of 80 °C, after the reaction times of 10, 20, 30, 40, 50, and 60 min, are shown in Fig. 4a–f, respectively.

3.3.3. Optimum conditions for acid value reduction in lab-scale

To analyze the optimum conditions for the acid-catalyzed esterification to reduce the acid value in MCPD using circulation process through static mixer reactor, excel solver in Microsoft Excel add-in tool, was used to solve the optimal conditions from Eq. (5) at the reaction times of 10, 20, 30, 40, 50, and 60 min. The optimal condition for 10 min reaction time is: acid value of 1.882 mgKOH g⁻¹ with 31.4 vol.% of MeOH and 1.8 vol.% of H₂SO₄. For the reaction time of 20 min, optimal condition is: 1.428 mgKOH g⁻¹ together with 28.7 vol.% of MeOH and 1.9 vol.% of H₂SO₄. For the reaction time of 30 min, optimal condition is: 1.288 mgKOH g⁻¹ together with 28.8 vol.% of MeOH and 1.9 vol.% of H₂SO₄. For the reaction time of 40 min, optimal condition is: 1.227 mgKOH g⁻¹ together with 30.1 vol.% of MeOH and 1.8 vol.% of H₂SO₄. For the reaction time of 50 min, optimal condition is: 1.167 mgKOH g⁻¹ together with 28.2 vol.% of MeOH and 2.0 vol.% of H₂SO₄. For that after the 60 min reaction time completed, the optimal condition is: 1.232 mgKOH g⁻¹ together with 28.7 vol.% of MeOH and 1.8 vol.% of H₂SO₄. The results from solving equation indicated that the lowest acid value in MCPD is 1.167 mgKOH g⁻¹. Moreover, the methanol concentration of this condition was less than the other conditions. Using the lower methanol content is the cause of decreasing of chemical cost. Therefore, the optimal condition is 28.2 vol.% MeOH, 2.0 vol.% H₂SO₄, 80 °C reaction temperature, and reaction time of 50 min when operated under the acid-catalyzed esterification using circulation process through static mixer alone. However, the recommended acid value in the esterified oil is 2 mgKOH g⁻¹ because this acid value is low enough to produce the methyl ester production in the base-catalyzed transesterification process. Therefore, two parameters (methanol and sulfuric acid) were solved by Excel solver for calculating the acid value of

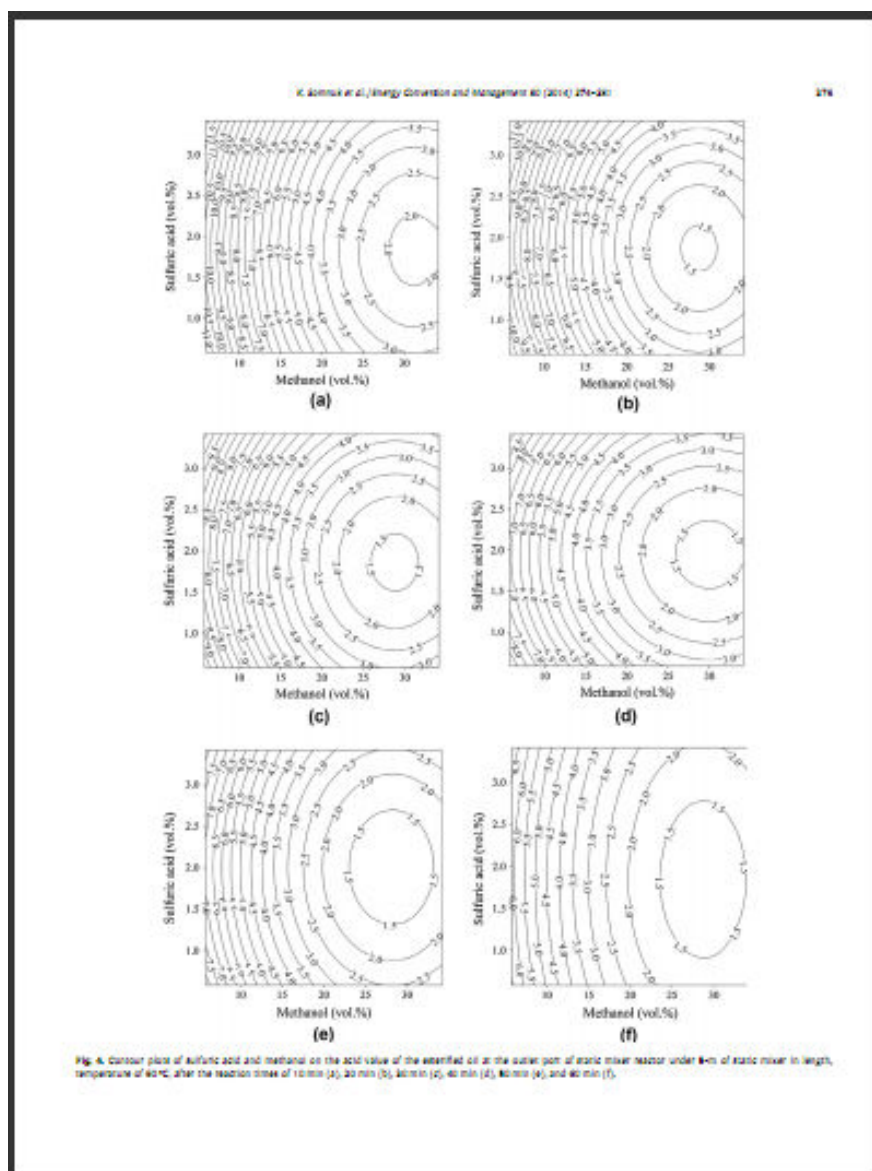


Table 1
Properties of biodiesel produced from MCPD by pilot-scale process.

Property	Result	Biodiesel standard		
		EN 15919 (ASTM, EN)	LS (22) (ASTM)	EU (22) (EN)
Methyl ester (wt%)	99.88	>98.8	–	>98.8
Unsaponifiable matter (wt%)	0.28	<1.0	–	<1.0
Density at 15 °C (kg m ⁻³)	876.7	860–900	–	860–900
Viscosity at 40 °C (cSt)	4.68	3.8–8.0	3.8–8.0	3.8–8.0
Flash point (°C)	180	>130	>130	>130
Carbon residue (wt%)	<0.1	<0.3	<0.38	–
Total contamination (mg kg ⁻¹)	3	<24	–	<24
Copper strip corrosion	NL 1	<NL 1	<NL 1	<NL 1
Acid value (mg KOH g ⁻¹)	0.28	<0.80	<0.80	<0.80
Saponi value (g iodine 100 g ⁻¹)	0.68	<1.0	–	<1.0
Methanol (wt%)	<0.01	<0.2	<0.2	<0.2
Monoglyceride (wt%)	0.64	<0.4	–	<0.4
Diglyceride (wt%)	0.16	<0.2	–	<0.2
Triglyceride (wt%)	0.23	<0.2	–	<0.2
Free glycerol (wt%)	0.0004	<0.02	<0.02	<0.02
Total glycerol (wt%)	0.18	<0.28	<0.28	<0.28



Fig. 5. Pilot-scale of two-step biodiesel production process from MCPD using the circulation process through the bundle tubes of static mixer reactor.

2 mgKOH g⁻¹ at the reaction time of 30 min. The results showed that the recommended condition: 19.8 vol.% MeOH and 2.0 H₂SO₄ can reduce the acid value from 30 mgKOH g⁻¹ to less than 2 mgKOH g⁻¹. This condition was repeated and verified to ensure the properties of esterified oil under the lab-scale production, as shown in Table 1.

3.3.4. Pilot-scale of FFA reduction followed by transesterification

The 50 L pilot-scale biodiesel production from MCPD was designed from the results of optimum condition in the lab-scale. Scaling up (FFA reduction) in 1-step process from 5 L to 50 L MCPD was designed on the basis of a simple operation and maintenance. Fig. 5 is a pilot-scale of two-step biodiesel production using static mixer alone. Both of 1-step and 2-step processes, the 2-bundle tube of static mixers were installed in the pilot-scale. Each tube bundle consists of 9-static mixer (dimension: 1000-mm-length, 10-mm-diameter of static mixer), and was installed inside the 75-mm-diameter, 1000-mm-length of SUS304 tube. Procedures of pilot-scale, the 50 L MCPD was preheated to 80 °C by heater and simultaneously circulated through static mixer unit by pump. From the optimum condition, the 19.8 vol.% methanol was

gradually added into the MCPD tank using pump. Then, the MCPD and MeOH mixture were circulated through the tube bundle of static mixer reactor until the temperature rise to 80 °C. Subsequently, the 2.0 vol.% of H₂SO₄ was also gradually added into the MCPD tank and immediately started the timer. Therefore, the mixture (MCPD, MeOH, and H₂SO₄) was circulated through the 2-tube bundle of static mixers by two chemical pumps with the 33 L min⁻¹ of mixture (SANSO pump model: PFD-1511). The 20 mL samples were collected at 10, 20, 30, 40, 50, and 80 min to analyze can be reduced to less than 1 mgKOH g⁻¹ at 30 min of reaction time under the following condition: 19.8 vol.% of MeOH and 2.0 vol.% of H₂SO₄. Table 1 is the chemical properties of esterified oil for the pilot-scale FFA reduction. For the second-step in the pilot-scale, the esterified oil from 1-step process (after the waste from the product of 1-step process was separated) was used as a raw material in the transesterification reaction. The 2-static mixer unit (dimension same as the 1-step process) was used to blend the esterified oil and potassium methoxide (CH₃OK) which was gradually fed to mix with esterified oil for producing the methyl ester. The 130 L min⁻¹ of mixture was circulated by a single centrifugal pump (MITSUBISHI model: WCH-3755) and the composition of methyl ester (ME), mono-glyceride (MG), di-glyceride (DG), tri-glyceride (TG) and free fatty acid (FFA) of the samples, were analyzed by TLC/FID method. To ensure the purity of methyl ester for final decision, gas chromatography (GC) method was used to verify repeatedly the ME purity with the EN 14103 test standard. Somrak et al. [20] has studied the two-stage continuous process of methyl ester from high free fatty acid mixed crude palm oil using static mixer coupled with high-intensity of ultrasound. By using the same condition in the second-step, base-catalyzed transesterification condition: 18 vol.% of methanol, and 8 gKOH L⁻¹ of oil at reaction temperature of 30 °C, the experiment were carried out under the pilot-scale by the bundles of static mixer reactor. Unfortunately, the purity of methyl ester does not meet the biodiesel standard, therefore, the reaction temperature was increased from 30 °C to 80 °C for accelerating the reaction. Moreover, the highest significant variable was methanol content [20], therefore, was added to the transesterification reaction of 18, 20, 22 vol.%, and the base-catalyst of 8 gKOH L⁻¹ of oil was fixed. The results clearly indicated that the methyl ester over 99 wt.% was achieved when the mixture circulated through the 2-bundle tube of static mixers with the 20 vol.% of MeOH, 8 gKOH L⁻¹ of oil, and the 60 min of reaction time at 80 °C. Finally, this sample was used to analyze the compositions and properties of biodiesel by GC method for verification the purity of ME, as shown in Table 1.

4. Conclusions

Acid-catalyzed esterification process (used to reduce the acid value in MCPD) was performed with methanol (MeOH) in the presence of sulfuric acid (H_2SO_4) using a circulation process through static mixer reactor. To optimize the acid value in esterified oil after esterification process completed, the acid value was reduced from 30 mgKOH g^{-1} to $1.107 \text{ mgKOH g}^{-1}$ when the 28.2 vol.% MeOH, 2.0 vol.% H_2SO_4 , and a 40 L h^{-1} MCPD were used. The 2 mgKOH g^{-1} of acid value in esterified oil is an appropriate value for producing the methyl ester in the 2-step process as base-catalyzed transesterification. Therefore, the recommended condition is 19.8 vol.% MeOH and 2.0 H_2SO_4 , and these condition will be used in the circulation process through 5-m of static mixer alone. Subsequently, this recommended condition was developed to the pilot-scale process in which the scaling up of the FFA reduction from 5 L MCPD of lab-scale to 60 L MCPD of pilot-scale was designed on the basis of a simple operation and maintenance. In the pilot-scale process, the lower 1 mgKOH g^{-1} of acid value was achieved when it was operated within the reaction time of 50 min under the recommended condition from the result of lab-scale. In the 2-step of pilot-scale process, the esterified oil was used as a raw material to produce the biodiesel by base-catalyzed transesterification. The 98.55 vol.% of methyl ester purity was achieved when the second-step condition was carried out under 20 vol.% MeOH, 8 gKOH L^{-1} of oil, and the reaction time of 60 min at 60°C .

Acknowledgements

This work was supported by the Higher Education Research Promotion and National Research University Project of Thailand, Office of the Higher Education Commission, the Energy Policy and Planning Office of Thailand (EPPO), and the Faculty of Engineering, Prince of Songkla University for providing research funds.

References

- [1] Khan, M., Yusop, S., Ahmad, M.B., Acid esterification of a high free fatty acid crude palm oil and crude rubber seed oil: kinetic optimization and parametric analysis. *Waste Resour. Energy* 2012;34(1):1–6.
- [2] Qi, L.H., Chen, H., Ding, J.M., Han, Y.H., Experimental studies on the combustion characteristics and performance of a direct injection engine fueled with biodiesel/diesel blends. *Energy Convers Manage* 2010;51(2):265–61.
- [3] Hajjan, A., Alam, M.Z., Mirghani, M.S., Kabbani, N.A., Hakeem, N.M.M., Sitan, Y.H., et al., Reduction of high content of free fatty acid in crude palm oil via acid catalyzed for biodiesel production. *Fuel Process Technol* 2011;142:30–4.
- [4] Praseekachulchai, C., Srinivasa, K., Mani, H.V., Design and testing of continuous acid-catalyzed esterification reactor for high free fatty acid mixed crude palm oil. *Fuel Process Technol* 2008;89(4):414–8.
- [5] Jitthi, K., Kiataramkul, S., Niran, M., Praseekachulchai, C., Kinetic of methyl ester production from mixed crude palm oil by using acid-alkali catalyst. *Fuel Process Technol* 2011;140:1849–54.
- [6] Gargash, Y., Biodiesel production and production. *Fuel Process Technol* 2008;89(10):1087–101.
- [7] Veljkovic, V.B., Arsenovic, J.M., Stamenovic, G.B., Biodiesel production by ultrasound-assisted transesterification: state of the art and the perspectives. *Renew Sustain Energy Rev* 2012;16(1):181–206.
- [8] Lorenz, L., Liu, Y., Lopez, G.B., Ravantaram, K., Bruce, D.A., Doshi, J.P., Synthesis of biodiesel via acid catalyzed. *Ind Eng Chem Res* 2008;47(24):8430–41.
- [9] Arudamani, M., Arora, M.K., Kati, A.K., Subraman, N.M., The effect of catalysts in biodiesel production: a review. *J Ind Eng Chem* 2012;56(1):14–26.
- [10] Komak, K., Anonwattana, P., Praseekachulchai, C., Optimization of continuous acid-catalyzed esterification for free fatty acid reduction in mixed crude palm oil using static mixer coupled with high-intensity ultrasonic irradiation. *Energy Convers Manage* 2013;68:103–9.
- [11] Anonwattana, P., Hiron, K., Biodiesel production from crude Jatropha curcas L. seed oil with a high content of free fatty acids. *Waste Resour Technol* 2008;9(6):178–81.
- [12] Nookong, P., Wongsirakulchai, K., High free fatty acid content oil as a potential feedstock for biodiesel production in Thailand. *Renew Energy* 2010;35(1):182–7.
- [13] Chuenchaisriwong, M., Thairattanasakul, J., Statistical optimization for biodiesel production from waste frying oil through two-step catalyzed process. *Fuel Process Technol* 2011;140:113–8.
- [14] Paul, D., Arsenovic, V.B., Chert, G., Handbook of industrial mixing science and practice. New Jersey: John Wiley & Sons, 2004.
- [15] Mazubert, A., Kati, M., Aubin, J., Intensified processes for biodiesel production from waste cooking oil: a technological review. *Chem Eng J* 2013;228:2011–24.
- [16] Knight, J.P., *Albright's chemical engineering handbook*. New York: CRC Press, 2004.
- [17] Thompson, J.D., He, S.S., Biodiesel production using static mixers. *AIChE* 2007;53(10):161–4.
- [18] Anonwattana, P., Thairattanasakul, J., Srinivasa, K., Sathitsa, D., Comparison of static-mixer and static agitator reactor in biodiesel production. *Appl Eng Sci (UK)* 2011;12:99–104.
- [19] ASTM, Official test method of 16-01 for acid value. American Oil Chemists Society, Chicago, IL, USA.
- [20] Komak, K., Anonwattana, P., Praseekachulchai, C., Two-stage continuous process of methyl ester from high free fatty acid mixed crude palm oil using static mixer coupled with high-intensity of ultrasound. *Energy Convers Manage* 2013;74:241–9.
- [21] The department of Alternative Energy Development and Efficiency, Thailand. Characteristics and quality of Fatty Acid Methyl Ester. *Biodiesel* 2002. http://www.dede.go.th/oldsite/Reaction/eng/Biodiesel/quality_FAME_2002.pdf [Cited October 18, 2014].
- [22] Huseman, A.C., Smith, A., Robbins, C., Carabasso, S., Hatzigeorg, M., Review of biodiesel composition, properties, and specifications. *Renew Sustain Energy Rev* 2013;18(1):64–66.

Optimization of base-catalyzed transesterification in biodiesel production from refined palm oil via circulation process through static mixer reactor

Suhdee Niseng^{1,a}, Krit Somnuk^{1,b} and Gumpon Prateepchaikul^{1,c*}

¹Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hatyai, Songkhla, Thailand

^azuhmech@gmail.com, ^bkrit.s@psu.ac.th, ^{c*}gumpon.p@psu.ac.th

*Corresponding author.

Keywords: base catalyst; transesterification; refined palm oil; static mixer.

Abstract. In this work, response surface methodology (RSM), with 5-level and 2-factor central composite design (CCD) was used to optimize the condition of base-catalyzed transesterification from refined palm oil. The two main parameters; methanol concentration and potassium hydroxide concentration, were varied to investigate the effect on the methyl ester purity. The result indicated that the KOH concentration was the most significant to produce methyl ester (the lowest *p*-values occurs in all response models). From excel solver, full quadratic model was obtained for predicting the response surface models. The suitable condition: 23.81 vol.% methanol and 11.80 wt.% KOH under temperature of 60°C and reaction time of 60 min, is the optimum condition.

Introduction

Biodiesel is renewable energy that can be used to substitute the petroleum diesel in diesel engine without any major modification [1]. Normally, transesterification is the process used when the free fatty acid in raw material is less than 1 %wt but when free fatty acid in oil is high, two-step process is preferable since high yield of ester can be achieved [2]. In the transesterification process, mixing intensity is one of parameters which drove the reaction into forward side to obtain the high methyl ester purity. Therefore the suitable equipments for mixing two immiscible liquids are important in biodiesel production. To solve mixing problem, generally researchers studied biodiesel production from various raw materials by using mechanical stirrer to blend the two immiscible liquids. According to literatures [3,4,5], more than 96.5 % methyl ester was obtained by using the base-catalyzed transesterification. Moreover, there are many disadvantages for using mechanical stirrer in biodiesel production; long reaction time, high operating cost, high maintenance cost, etc. [6]. Hence, for economical cost

in biodiesel production, some researchers used static mixer instead of mechanical stirrer to blend the mixture. Alamsyah et al. [7] has studied biodiesel process from refined palm oil (RPO) using static mixer and mechanical agitator. Kinetic reaction results of those two equipments were compared. 1:10.5 oil to methanol, at 50, 55, 60 and 70 °C reaction temperature with 1%wt KOH were the conditions in the study. The results indicated that the residence time with static mixer was more shorten, and the primary reaction rate of blade agitator was lower than static mixer. Frascari et al. [8] studied an evaluation of the energy requirement among static mixer and mechanical agitator in the biodiesel production from sunflower oil for base-catalyzed transesterification. These tests were run in the same condition with 22 L reactor with a 6:1 methanol to oil molar ratio. The results indicated that the static mixer required less energy, so the static mixer performed better than mechanical agitator.

The aim of this study was to optimize the condition of base-catalyzed transesterification from refined palm oil using static mixer by circulation through 5-meter static mixer tube. Methanol and KOH concentrations were varied to investigate the effect on the methyl ester purity. The main goal is to determine the appropriate response surface models of the relationship between methyl ester and these parameters at the different time by response surface methodology (RSM) and central composite design (CCD) methods. All the tests were operated in a 5 L capacity of lab-scale process with fixed flow rate and reaction temperature.

Materials and methods

Materials. Refined palm oil (RPO) was used as the raw material for biodiesel production by transesterification process. The 98% methanol (MeOH) and 95% potassium hydroxide (KOH), used were commercial grade. A thin layer chromatograph with flame ionization detection (TLC/FID) (IATRON-CAN MK-65, Mishubishi Kagaku Iatron) was used to analyze the conversion of the RPO to methyl ester. Analytical grades of formic acid, hexane, diethyl ether, formic acid, and benzene were used in TLC/FID analysis.

Experimental equipment. The experimental set-up is shown in Fig. 1. The storage tanks T1 and T2 were used to store RPO and solution (MeOH/KOH). The static mixer (SM) is key part of batch transesterification. The static mixer is a twisted-ribbon type, each element of static mixer was twisted 180° with a length to diameter ratio (L/D) of 1.5. Each element was 90° connected using spot welding. The dimensions of each element are 10 mm in diameter, 15 mm in length, and 1 mm thickness. Then it was inserted into 10 mm in inner diameter of stainless steel tube, and was insulated to reduce heat loss. P1 (Grundfos pump: model DME48) was used to feed the reactants across static mixer, and P2 (Grundfos pump: model DME19) was used to feed the solution of alcohol and catalyst through static mixer. Inside the T1 tank, a 250 watt electric heater (H) was installed to heat the reactants.

Procedure. Refined palm oil in T₁ was firstly preheated to 60 °C and then the circulating pump (P₁) was turned on to circulate RPO through the static mixer and then returned to RPO tank. Then MeOH/KOH solution was slowly fed into the static mixer for blending with RPO using pump P₂ at the position shown in Fig. 1. When the solution was completely added, pump P₂ was turned off. The circulation process was performed for 60 minutes after feeding MeOH/KOH solution. The 20 ml samples were collected every 10 minutes at the sampling port and each sample was immediately cooled in the ice bucket to stop the reaction. Response surface methodology (RSM), with 5-level and 2-factor central composite design was used as the experimental design in this study, and table 1 shows the experimental conditions for the methyl ester production that have twelve tests. Thin layer chromatograph with flame ionization detection was used to analyze the compositions of the product.

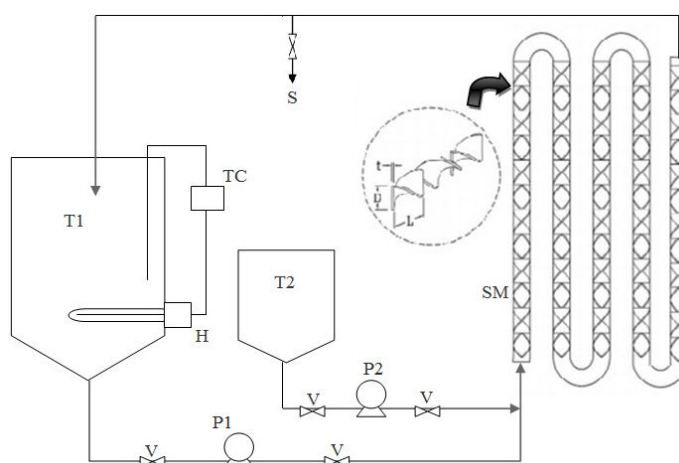


Fig. 1. Schematic diagram of the experimental setup.

(T1: RPO tank, T2: solution tank, H: heater, TC: temperature control, V: valve, S: sampling port, SM: static mixer, D: diameter of SM, t: thickness of SM, and L: length of SM).

Results and Discussions

Experimental results of RSM. The compositions analysis of methyl ester production from the tests was shown in Table 1. The results were used to determine the response surface models by using of multiple regression analysis to fit a second-order polynomial equation at 95% confidence (P -value < 0.05). All of the relationships between the methyl ester and other independent variables at 10, 30, and 60 min, were obtained in the same term of a full quadratic model, as shown in Eq. (1). The other regression coefficients and statistical data were shown in Table 2a.

$$ME = \beta_0 + \beta_1 M + \beta_2 K + \beta_3 M^2 + \beta_4 K^2 \quad (1)$$

Where ME is the methyl ester, M is the methanol concentration, K is the potassium hydroxide concentration, and β is the coefficient value.

Table 1. Experimental design matrix and results.

Run	MeOH [vol.%]	KOH [wt.%]	Conversion to methyl ester [wt.%]		
			10 min	30 min	60 min
1	10	13	35.79	55.34	71.43
2	20	0.93	12.2	34.75	48.79
3	34.14	8	66.76	86.31	90.55
4	30	3	64.16	83.71	88.72
5	30	13	67.02	86.57	89.77
6	5.86	8	19.04	45.59	55.34
7	20	15.7	66.01	85.56	90.28
8	20	8	64.38	83.86	90.15
9	20	8	64.42	83.91	89.27
10	20	8	64.51	84.06	89.39
11	10	3	17.06	36.61	50.8
12	20	8	63.97	83.96	90.07

Response surface plots. The relationship between the response and independent parameters (methanol and KOH concentration) which are presented using contour plots shows in Fig. 2.

Optimum conditions for methyl ester production through static mixer. The optimum condition of methyl ester was obtained with the purity of methyl ester up to 96.5 wt.% depending on the solving of Eq. 1 by adding excel solver in Microsoft excel add-in tool. Under independent variables with 60 °C at different time, optimum conditions were shown in table 2b. Table 2b indicated that for the reaction time of 60 min, the methyl ester was 98.6 wt.%. However, at these conditions high concentration of methanol was used therefore economically it is not suitable to use. Since 96.5 wt% of methyl ester is recommended in Thai biodiesel standard. Then, the methyl ester value was fixed at 96.5 wt.% before methanol and KOH were solved by excel solver at the reaction times of 60 min. The result showed that with 60 min of reaction time: 23.81 vol.% methanol and 11.80 wt.% KOH, was the suitable condition when 96.5 wt.% of methyl ester was achieved. Then the suitable condition from RSM was used to run the experiment and 98.5 % methyl ester was obtained. Therefore recommended condition of 60 min was selected as the optimum condition in this study.

Table 2. (2a) Coefficient values and p -value of response surface model in Eq. (1), and (2b) optimum conditions at different time.

(2a) Coefficient	Reaction time			(2b) Variables	Reaction time		
	10 min	30 min	60min		10 min	30 min	60min
β_0	-57.81	-30.23	-5.300	MeOH [vol.%]	29.58	30.08	28.88
β_1	5.630	5.070	4.311	KOH [wt.%]	11.03	10.94	11.08
β_2	9.267	9.088	7.518	Ester [wt.%]	76.57	95.74	98.6
β_3	-0.0952	-0.0843	-0.0746				
β_4	-0.420	-0.415	-0.339				
p_0 -value	0.01024	0.09701	0.693				
p_1 -value	0.00549	0.00720	0.00588				
p_2 -value	0.00403	0.00342	0.00318				
p_3 -value	0.02891	0.03799	0.02776				
p_4 -value	0.01399	0.01170	0.01165				
R^2	0.903	0.901	0.901				
R^2_{adjusted}	0.848	0.845	0.845				

Conclusions

The optimization of the base-catalyzed transesterification from refined palm oil by circulation through static mixer tube was carried out by means of response surface methodology (RSM) and central composite design (CCD) methods. In this study, the highest methyl ester content was 98.6 wt.% under condition; 11.08 wt.% KOH, and 28.88 vol.% methanol under temperature of 60°C and reaction time of 60 min. At this condition high concentration of methanol was used therefore economically it is not suitable to use. Hence, the suitable condition: 23.81 vol.% methanol and 11.80 wt.% KOH under temperature of 60°C and reaction time of 60 min was obtained 96.5 wt.% of methyl ester, is the optimum condition in this study.

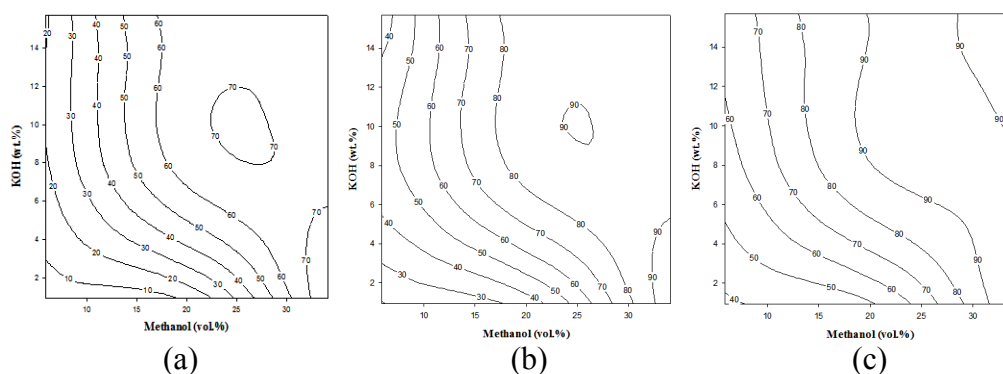


Fig. 2. Contour plots of two independents on the methyl ester production through 5-m of static mixer in length after residence times of 10 min (a), 30 min (b), and 60 min (c).

Acknowledgements

This study was encouraged by the High Education Research promotion and National Research University Project of Thailand, Office of the Higher Commission,

and the Faculty of Engineering, Prince of Songkla University for providing research funds.

References

- [1] M.Y. Koh, T.I.M. Ghazi, A review of biodiesel production from *Jatropha curcas* L. oil, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 15 (2011) 2240–2251.
- [2] K. Somnuk, P. Smithmaitrie, G. Prateepchaikul, Optimization of continuous acid-catalyzed esterification for free fatty acids reduction in mixed crude palm oil using static mixer coupled with high-intensity ultrasonic irradiation, *Energy Conversion and Management*. 68 (2013) 193–199.
- [3] D. Darnoko, M. Cheryan, Continuous Production of Palm Methyl Ester, *JAOSS*. 77 (2000) 1269-1272.
- [4] M. Mansourpoor, A. Shariati, Optimization of Biodiesel Production from Sunflower Oil Using Response Surface Methodology, *J Chem Eng Process Technol*. 3 (2012) 5.
- [5] G. Antolin, F.V. Tinaut, Y. Briceno, V. Castano, C. Perez, A.I. Ramirez, Optimization of biodiesel production by sunflower oil transesterification, *Bioresource Technology*. 83 (2002) 53-62.
- [6] R.K. Thakur, C. Vial, K.D.P. Nigam, E.B. Nauman, G. Djelveh, Static Mixers in The Process Industries- A review, *Trans IChemE*. 81 (2003).
- [7] R. Alamsyah, A.H. Tambunan, Y.A. Purwanto, D. Kusdiana, Comparison of Static-Mixer and Blade Agitator Reactor in Biodiesel Production, *Agric Eng Int: CIGR journal*. 12 (2010) 99-106.
- [8] D. Frascari, M. Zuccaro, D. Pinelli, A. Paglianti, A Pilot-Scale of Alkali-Catalyzed Sunflower Oil Transesterification with Static Mixing and with Mechanical Agitation, *Energy & Fuels*. 22 (2008) 1493-1501.



Copyright Transfer Agreement

Proceedings title (please type): KKKU-IENC 2014

The undersigned author has submitted a manuscript entitled: ...Optimization of base-catalyzed transesterification in biodiesel production from refined palm oil via circulation process through static mixer reactor.....

(the "Work") for publishing in one of the *Trans Tech Periodicals* published by Trans Tech Publications Ltd, Kreuzstrasse 10, CH-8635 Zurich-Durnten, Switzerland.

- A. The author transfers to Trans Tech Publications Ltd. (the "Publisher") during the full term of copyright, the exclusive rights comprised in the copyright of the Work, including but not limited to the right to publish the Work and the material contained therein throughout the world, in all languages and in all media of expression now known or later developed, and to license or permit others to do so.
- B. Notwithstanding the above, the author retains the following:
1. Proprietary rights other than copyright, such as patent rights
 2. The right to make copies of all or part of the Work for the author's use in classroom teaching
 3. The right to use, after publication, all or part of the Work in a book by the author, or a collection of the author's work.
 4. The right to make copies of the Work for internal distribution within the institution which employs the author.
 5. The right to use figures and tables of the Work, and up to 250 words of text, for any purpose.
 6. The right to make oral presentations of material from the Work.

The author agrees that all copies made under any of the above conditions will include a notice of copyright and a citation to the Publication.

- C. In the case of a Work prepared under U.S. Government contract, the U.S. Government may reproduce, royalty-free, all or portions of the Work and may authorize others to do so, for official U.S. Government purpose only, if the U.S. Government contract so requires. A copy of the contract must be attached.
- D. If the Work was written as a work made for hire in the course of employment, the Work is owned by the company/employer which must sign this Agreement in the space provided below. In such case, the Publisher hereby licenses back to such employer the right to use the Work internally or for promotional purpose only.
- E. The author represents that the Work is the author's original work. If the Work was prepared jointly, the author agrees to inform the co-authors of the terms of this Agreement and to obtain their permission to sign on their behalf. The Work is submitted only to this, and has not been published before. (If excerpts from copyrighted works are included, the author will obtain written permission from the copyright owners and show credit to the sources in the Work.) The author also represents that, to the best of his or her knowledge, the Work contains no libelous or unlawful statements, does not infringe on the rights of others, or contain material or instructions that might cause harm or injury.

Check one:

- Author's own work U.S. Government work Work made for hire for Employer

.....
 Author's signature and date

.....Assoc. Prof. Gumpon prateepchaikul.....
 Typed or printed name

.....prince of songkla university.....
 Institution or company (Employer)

Note to U.S. Government Employees

A Work prepared by U.S. federal government employee as part of his/her official duties is called a "U.S. Government work", and is in the public domain in the United States; in such case, Paragraph A above applies only outside the United States. Please attach a copy of any applicable policy of the author's agency.
 If the Work was prepared jointly, and any co-author is not a U.S. Government employee, it is not a U.S. Government work. That co-author should be delegated by the other co-authors to sign this Agreement. If the Work was not prepared as part of the employee's duties, it is not a U.S. Government work.

*This signed statement should accompany the manuscript when it is submitted to the conference editor for publication.
 By signing this document the author agrees to receive login information for author access at www.scientific.net and to receive information via email for future books and specials related to materials science.
 This service can be canceled at any time.*

Trans Tech Publications Ltd
 Kreuzstrasse 10
 CH-8635 Zurich-Durnten
 Switzerland

<http://www.ttp.net>
 e-mail: office@ttp.net
 Tel: (+41) 44 - 922 10 22
 Fax: (+41) 44 - 922 10 33

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นายสุหดี นีเซ็ง		
รหัสประจำตัวนักศึกษา	5310120034		
วุฒิการศึกษา			
วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา	
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2550	

ทุนการศึกษา (ที่ได้รับระหว่างการศึกษา)

ทุนการศึกษาประเภททุนมหาวิทยาลัยวิจัยแห่งชาติ (National Research University) จากสำนักวิจัยและพัฒนา มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

การตีพิมพ์เผยแพร่

Krit Somnuk, Suhdee Niseng and Gumpon Prateepchaikul. 2014. Optimization of high free fatty acid reduction in mixed crude palm oils using circulation process through static mixer reactor and pilot-scale of two-step process. *Energy Conversion and Management* 80: 374-381.

Suhdee Niseng, Krit Somnuk and Gumpon Prateepchaikul. 2014. Optimization of base-catalyzed transesterification in biodiesel production from refined palm oil via circulation process through static mixer reactor. The 5th KKU International Engineering Conference, 27-29 March 2014. Khon Kean, Thailand.