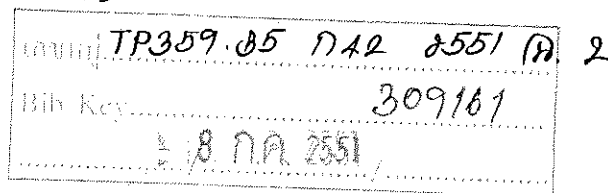


การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน
Design of Esterification Continuous Reactor

กฤษ สมนึก
Krit Somnuk



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
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

2551

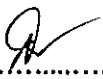
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

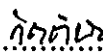
(1)

ชื่อวิทยานิพนธ์ การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชัน
ผู้เขียน นายกฤษ สมนึก
สาขาวิชา วิศวกรรมเครื่องกล

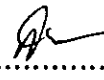
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

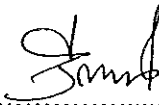
คณะกรรมการสอบ



.....
(รองศาสตราจารย์กำพล ประทีปชัยกุล)

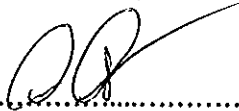

.....
(ดร.กิตติพันธ์ มลิวรรณ) ประธานกรรมการ
(ดร.กิตตินันท์ มลิวรรณ)


อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม


.....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์กำพล ประทีปชัยกุล)



.....
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุกฤทธิรา รัตนวิไล)


.....กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุกฤทธิรา รัตนวิไล)


.....
(รองศาสตราจารย์ ดร.วรวิฐ วิสุทธิ์เมธางกุล)


.....กรรมการ
(นาวาเอก ดร.สมชัย ใจอินทร์)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้
เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรม
เครื่องกล


.....
(รองศาสตราจารย์ ดร.เกริกชัย ทองหนู)
คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ชื่อวิทยานิพนธ์	การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์รีไฟเคชัน
ผู้เขียน	นายกฤษ สมนึก
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล
ปีการศึกษา	2550

บทคัดย่อ

งานวิจัยชิ้นนี้ได้นำเสนอการออกแบบและทดสอบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องเพื่อลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก สำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีไฟเคชันแบบต่อเนื่อง เครื่องปฏิกรณ์ที่ได้ออกแบบ มีลักษณะเป็นถังกวนต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง แต่ละห้องมีใบกวนแบบ 6-blade disk turbine จำนวน 1 อัน มีแผ่นกั้นห้องแต่ละห้องจำนวน 3 อัน และคัตครีบจำนวน 4 อัน เพื่อป้องกันของเหลวเกิดการหมุนวน และได้ทดสอบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง ด้วยการหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก สำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีไฟเคชันแบบต่อเนื่อง ด้วยวิธี Response Surface Methodology (RSM) และออกแบบการทดลองด้วยวิธี Central Composite Design (CCD) โดยมีตัวแปรอิสระที่มีอิทธิพลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระคือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก, ความเร็วรอบของใบกวน และเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ จากผลการทดสอบพบว่า สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระทั้ง 4 ที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยวิธี multiple regression มีค่า coefficient of multiple determination, $R^2 = 0.795$ ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% จากกราฟพื้นผิวผลตอบสนองและกราฟ contour ของปริมาณกรดไขมันอิสระกับเงื่อนไขการทดลองในช่วงการแปรค่าตัวแปรอิสระ พบว่าภายใต้สภาวะ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที คือ สภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม นอกจากนี้พบว่าในกระบวนการลดกรดไขมันอิสระด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์รีไฟเคชันมีของเสียนมากับผลิตภัณฑ์ เช่น สารผสมระหว่างน้ำกับกรดซัลฟิวริก ซึ่งจะต้องใช้เวลาประมาณ 2 ชั่วโมง ในการแยกชั้นระหว่างน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วกับของเสีย ด้วยวิธี gravity separation

Thesis Title	Design of Esterification Continuous Reactor
Author	Mr. Krit Somnuk
Major Program	Mechanical Engineering
Academic Year	2007

ABSTRACT

The continuous stirred tank reactor (CSTR) was designed and tested for reducing high free fatty acid (FFA), which contain in mixed crude palm oil (MCPO), by the acid-catalyzed esterification continuous process. The continuous reactor was 4-CSTRs in series, which was separated by 3-separate plates and installed the six-blade disk turbine in each individual tank. In addition, 4-baffles were vertically installed on the walls of the tank for reducing swirling and still promoting good mixing. This reactor was tested by response surface methodology (RSM) with 5-level and 4-factor central composite design (CCD) were used to optimize the four important reaction variables (the amount of methanol, the concentration of sulfuric acid, the speed of stirrer and the residence time) for reducing the FFA content in MCPO to less than 1 %wt of oil. Quadratic polynomial equations were obtained for predicting FFA of pretreated oil by multiple regression analysis. The regression model was tested for adequacy by using the analysis of variance. It was found that the predicted response model was significance with a coefficient of multiple determinations, R^2 of 0.795 with 95% confidence limit. The optimum condition for reducing the FFA of MCPO from 8-12 %wt of oil to less than 1 %wt of oil was found to be 14 %v/v methanol, 1.7 %v/v H_2SO_4 and 20 min residence time at 60°C. In addition, some waste such as the mixture of water and sulfuric, which was occurred in the acid-catalyzed esterification continuous process, was settled by the gravity separation within 2 hours.

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบพระคุณ รศ.กำพล ประทีปชัยฉัตร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก, ผศ.ดร.สุกฤทธิรา รัตนวิไล, รศ.ดร.วรวิฑูร์ วิสุทธิเมธางกูร อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม และ ดร.ฐานันครศักดิ์ เทพญา ที่ได้ให้คำแนะนำและข้อเสนอแนะในการทำวิทยานิพนธ์ จนวิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอขอบพระคุณ ดร.กิตตินันท์ มลิวรรณ และ นอ.ดร.สมัย ใจอินทร์ ที่กรุณาสละเวลามาเป็นกรรมการสอบและให้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์จนทำให้วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สมบูรณ์มากยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณ คุณนิยม พรหมรัตน์, คุณเมณัส ช่างวัง, คุณสุรชัย จันทร์ศรี และครูปฏิบัติกร ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล ทุกๆท่าน ที่ได้ให้คำแนะนำที่เป็นประโยชน์และช่วยเหลือในการจัดทำอุปกรณ์การทดลอง

ขอขอบคุณ บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์และกองทุนเพื่อส่งเสริมการอนุรักษ์พลังงาน ที่ให้ทุนสนับสนุนในการทำวิจัย

ขอขอบคุณ คณะวิศวกรรมศาสตร์ ที่กรุณามอบทุนการศึกษาประเภททุน โครงการศิษย์ก้นกุฏิ ระดับปริญญาโท

ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่อำนวยความสะดวกด้านเครื่องมือและสถานที่ในการทำวิจัย

กฤษ สมนึก

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(6)
รายการตาราง	(11)
รายการภาพประกอบ	(13)
สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ	(16)
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 บทนำต้นเรื่อง	1
1.2 การตรวจเอกสาร	2
1.2.1 ความเป็นมาของน้ำมันไบโอดีเซล	2
1.2.2 สถานการณ์ปาล์มน้ำมันของประเทศไทย	2
1.2.3 แผนพัฒนาไบโอดีเซลของประเทศไทย	6
1.2.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	6
1.2.5 เทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล	12
1.2.5.1 เทคโนโลยีการผลิตของบริษัท Oelmuhle Leer Conneman	12
1.2.5.2 เทคโนโลยีการผลิตของบริษัท Lurgi	13
1.2.5.3 เทคโนโลยีการผลิตของบริษัท Henkel	13
1.2.5.4 เทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องในประเทศไทย	13
1.3 วัตถุประสงค์	14
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	14
1.5 ขอบเขตของงานวิจัย	14
2 ทฤษฎี	15
2.1 ปาล์มน้ำมัน	15
2.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ	15
2.2.1 การนึ่งปาล์ม	16
2.2.2 การแยกผลปาล์มออกจากทะเลา	16
2.2.3 การย่อยผลปาล์มดิบ	16
	(6)

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.2.4 การสกัดน้ำมัน	17
2.2.5 การกรอง	17
2.2.6 การกำจัดน้ำ	17
2.3 การผลิตน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์	20
2.3.1 กระบวนการกำจัดยางเหนียว	20
2.3.1.1 การใช้น้ำร้อนกำจัดยางเหนียว	20
2.3.1.2 การใช้กรดกำจัดยางเหนียว	20
2.3.2 กระบวนการกำจัดกรดไขมันอิสระ	20
2.3.3 กระบวนการฟอกสี	21
2.3.4 กระบวนการกลั่น	21
2.3.5 กระบวนการแยกไข	21
2.4 องค์ประกอบทางเคมีของน้ำมันพืชและน้ำมันสัตว์	22
2.5 ปฏิกริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	24
2.6 ปฏิกริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน	25
2.7 ตัวแปรที่มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยา	26
2.7.1 ชนิดและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา	26
2.7.2 อัตราส่วนระหว่างแอลกอฮอล์กับน้ำมัน	27
2.7.3 อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา	27
2.7.4 ความรุนแรงในการผสม	28
2.7.5 ความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้น	28
2.8 ประเภทของเครื่องปฏิกรณ์	29
2.8.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ	29
2.8.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง	29
2.8.2.1 เครื่องปฏิกรณ์ถังกวนแบบต่อเนื่อง	30
2.8.2.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล	31
2.8.2.3 เครื่องปฏิกรณ์แบบ packed bed reactor	31

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.8.2.4 เครื่องปฏิกรณ์ oscillatory flow reactors	32
2.9 ข้อดีและข้อด้อยระหว่างกระบวนการแบบกะกับแบบต่อเนื่อง	33
3 การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชัน	34
3.1 การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง	34
3.2 การหาสมการอัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ	35
3.2.1 สมการอัตราเร็วปฏิกิริยาแบบผันกลับได้	35
3.2.2 อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ	36
3.3 การหาสมการความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n	38
3.4 การวิเคราะห์หาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์จำนวน n ห้อง	42
3.5 ผลการจำลองแบบ	42
3.6 สรุปผลการจำลองแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง	43
3.7 การออกแบบการกวนผสม	44
3.7.1 ถึงกวน	44
3.7.2 ครีป	44
3.7.3 ไบกวน	45
3.7.3.1 ไบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวแกน	46
3.7.3.2 ไบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวรัศมี	47
3.7.3.3 ไบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวสัมผัสรอบขอบถึงกวน	47
3.8 ขนาดของถึงกวนและไบกวนแบบ	49
3.9 ความรุนแรงในการกวนผสมและเวลาในการผสม	50
3.10 เวลาในการผสม	50
3.11 ผลการออกแบบถึงกวนและไบกวน	51
3.12 สรุปการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง	52
4 อุปกรณ์และวิธีดำเนินการวิจัย	53
4.1 อุปกรณ์การทดลองกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบต่อเนื่อง	53
4.2 วัตถุประสงค์และสารเคมี	54

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.3 ขั้นตอนการทดลอง	55
4.4 การวิเคราะห์ตัวอย่าง	56
4.4.1 การวิเคราะห์หาองค์ประกอบในน้ำมันด้วยเทคนิค thin layer chromatography - flame ionization detection	56
4.4.2 การวิเคราะห์ปริมาณน้ำด้วยวิธี Karl Fisher titration	57
4.4.3 การวิเคราะห์ปริมาณค่าความเป็นกรด	58
4.4.4 การวิเคราะห์หาปริมาณกรดไขมันอิสระ	60
4.5 การวางแผนการทดลอง	61
4.6 การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์	64
4.7 การหาสถานะที่เหมาะสมที่สุดในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระ	65
5 ผลการทดลองและการอภิปรายผล	66
5.1 ผลการทดสอบการกระจายตัวของเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์	66
5.2 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของปริมาณกรดไขมันอิสระ	67
5.3 สถานะที่เหมาะสมที่สุดในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระ	73
5.4 การออกแบบถังแยกของเสียแบบต่อเนื่อง	75
5.5 ผลการทดลองแยกของเสียแบบต่อเนื่อง	78
6 บทสรุปและข้อเสนอแนะ	82
6.1 บทสรุป	82
6.2 ข้อเสนอแนะ	84
บรรณานุกรม	85
ภาคผนวก	90
ก ตัวอย่างการคำนวณ	91
ข แบบของชุดทดลอง	98
ค ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลอง	117
ง ตารางการแจกแจงแบบเอฟ	120
จ ค่าสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์	122

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
จ ข้อมูลจากผลการทดลอง	127
ช ตัวอย่างการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค TLC/FID	145
ประวัติผู้เขียน	148

รายการตาราง

ตารางที่	หน้า
1.1	3
1.2	4
1.3	5
2.1	22
2.2	23
2.3	33
3.1	41
3.2	43
3.3	47
3.4	48
3.5	48
3.6	49
3.7	49
3.8	51
4.1	54
4.2	59
4.3	62
4.4	63
4.5	65
5.1	68
5.2	69

รายการตาราง (ต่อ)

ตารางที่		หน้า
5.3	แสดงอัตราส่วนและอัตราคาร์ไพลของสารตั้งต้น ที่สภาวะเหมาะสมที่สุด คือ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร	80
5.4	แสดงสัดส่วนของปริมาณน้ำมันที่แยกของเสียออกแล้วกับปริมาณของของเสีย	81

รายการภาพประกอบ

รูปที่		หน้า
1.1	ร้อยละของปริมาณผลผลิตพืชน้ำมันชนิดต่างๆของประเทศไทย ในปี 2006	5
1.2	กระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ	10
1.3	ชุดการทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง	10
1.4	กระบวนการปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง	11
2.1	กระบวนการหีบน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม	18
2.2	กระบวนการหีบน้ำมันปาล์มดิบด้วยกระบวนการหีบน้ำมันแบบมาตรฐาน	19
2.3	ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	24
2.4	ปฏิกิริยาสaponifiเคชันทำให้เกิดสบู่	25
2.5	ปฏิกิริยาการละลายเบสในแอลกอฮอล์	25
2.6	ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน	25
2.7	ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส	26
2.8	เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ	29
2.9	เครื่องปฏิกรณ์แบบตั้งกวางต่ออนุกรม	30
2.10	เครื่องปฏิกรณ์แบบตั้งกวางหลายชั้น	30
2.11	เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล	31
2.12	เครื่องปฏิกรณ์แบบ packed bed reactor	32
2.13	เครื่องปฏิกรณ์แบบ oscillatory flow reactors	32
3.1	เครื่องปฏิกรณ์แบบตั้งกวางต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง	34
3.2	เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรม	38
3.3	แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับเวลาในการทำปฏิกิริยา ภายในเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง	42
3.4	รูปแบบการเกิดการหมุนวนของของเหลวในตั้งกวางที่ไม่มีแผ่นกั้น	45
3.5	บริเวณจุดอับด้านหลังคريب	45
3.6	เส้นระยะระหว่างผนังของตั้งกวางกับคريبเพื่อกำจัดบริเวณจุดอับด้านหลังคريب	45
3.7	ลักษณะการไหลของของเหลว	46
3.8	ความสัมพันธ์ระหว่างช่วงความหนืดของของเหลวกับปะเภทของใบกวน	46

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

รูปที่		หน้า
3.9	สัดส่วนตามขนาดมาตรฐานของถังกวนและใบกวน	50
3.10	แสดงรูปร่างและลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรม 4 ห้อง	52
4.1	ชุดทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระแบบต่อเนื่อง	53
4.2	สารตั้งต้นไหลหมุนวนภายในถังเก็บแต่ละถังด้วย peristaltic pumps	55
4.3	แสดงระบบถ่ายเทความร้อนให้แก่เครื่องปฏิกรณ์ด้วยน้ำมันร้อนจากหม้อต้ม	56
4.4	การวัดและการปรับอัตราการไหลของสารตั้งต้น	56
4.5	เครื่อง Metter Toledo DL39 Karl Fisher coulometer	58
4.6	เครื่อง Metter Toledo excellence titrators T50	59
5.1	ความสัมพันธ์ระหว่างจำนวนเท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยากับปริมาณ กรดไขมันอิสระ	66
5.2	(ก) พื้นที่ผิวดูดซับของกรดไขมันอิสระที่ค่าของเมทานอลกับกรดซัลฟิวริกต่างๆ กัน (ข) กราฟ contour ของกรดไขมันอิสระ (% โดยน้ำหนัก) ที่ค่าของเมทานอลกับ กรดซัลฟิวริกต่างๆ กัน	70
5.3	(ก) พื้นที่ผิวดูดซับของกรดไขมันอิสระที่ค่าของกรดซัลฟิวริกและเวลาในการทำ ปฏิกิริยาต่างๆ กัน (ข) กราฟ contour ของกรดไขมันอิสระ (% โดยน้ำหนัก) ที่ค่าของกรดซัลฟิวริกและ เวลาในการทำปฏิกิริยาต่างๆ กัน	71
5.4	(ก) พื้นที่ผิวดูดซับของกรดไขมันอิสระที่ค่าของเมทานอลและเวลาในการทำ ปฏิกิริยาต่างๆ กัน (ข) กราฟ contour ของกรดไขมันอิสระ (% โดยน้ำหนัก) ที่ค่าของเมทานอลและ เวลาในการทำปฏิกิริยาต่างๆ กัน	72

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

รูปที่	หน้า	
5.5	แสดงปริมาณของ กรดไขมันอิสระ (FFA), ไตรกลีเซอไรด์ (TG), ไคกลีเซอไรด์ (DG), โมโนกลีเซอไรด์ (MG), เมทิลเอสเทอร์ (ME) และ ปริมาณน้ำ (WT) ที่สภาวะเมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที	74
5.6	(ก) แสดงโถแก้วรูปทรงสี่เหลี่ยม (ข) แสดงของเสียที่นอนก้นที่ระยะเวลาต่างๆ	75
5.7	แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณการตกนอนก้นของของเสียกับเวลา ที่สภาวะเมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที	76
5.8	ถังแยกของเสียจากน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วแบบต่อเนื่อง ด้วยวิธี gravity separation	77
5.9	แสดงห้องแยกน้ำมันกับของเสีย	77
5.10	แสดงการทดลองแยกของเสียออกจากน้ำมันด้วยถังแยกแบบต่อเนื่อง	78
5.11	(ก) ค่าความเป็นกรด, mg KOH/g (ข) ปริมาณน้ำ, % โดยน้ำหนัก ของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วก่อนเข้าสู่ถังแยกและหลังจากผ่านถังแยกที่เวลาต่างๆ	79
5.12	น้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วหลังจากทิ้งไว้ประมาณ 3 ชั่วโมง	80

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ

<i>a</i>	อันดับปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ
<i>A</i>	กรดซัลฟิวริก
<i>b</i>	อันดับปฏิกิริยาของเมทานอล
<i>c</i>	อันดับปฏิกิริยาของเมทิลเอสเทอร์
<i>C</i>	ความสูงของใบพัดจากก้นถัง
CCD	central composite design
CD process	continuous deglycerolization process
CPO	น้ำมันปาล์มดิบจากเส้นใยปาล์ม (crude palm oil)
CPKO	น้ำมันปาล์มดิบจากเมล็ดในปาล์ม (crude palm kernel oil)
CSTR	เครื่องปฏิกรณ์ตั้งกวนแบบต่อเนื่อง (continuous stirred tank reactor)
C_{FFA}	ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระ
$C_{FFA 0}$	ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์
$C_{FFA n}$	ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ <i>n</i>
C_{ME}	ความเข้มข้นของเมทิลเอสเทอร์
$C_{ME 0}$	ความเข้มข้นของเมทิลเอสเทอร์ที่สถานะเริ่มต้น
C_{MeOH}	ความเข้มข้นของเมทานอล
$C_{MeOH 0}$	ความเข้มข้นของเมทานอลที่สถานะเริ่มต้น
C_{Water}	ความเข้มข้นของน้ำ
$C_{Water 0}$	ความเข้มข้นของน้ำที่สถานะเริ่มต้น
<i>d</i>	อันดับปฏิกิริยาของน้ำ
<i>Da</i>	เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของใบกวน
Da_m	<i>Damkohler number</i>
<i>Dd</i>	เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของจานใบกวน
DG	ไดกลีเซอไรด์ (diglyceride)
<i>Dh</i>	เส้นผ่านศูนย์กลางรูของแผ่นกั้นห้อง
<i>Ds</i>	เส้นผ่านศูนย์กลางของแผ่นกั้นห้อง
<i>Dt</i>	เส้นผ่านศูนย์กลางของถังกวน

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

FAME	fatty acid methyl ester
FFA	กรดไขมันอิสระ (free fatty acid)
F_{A0}	อัตราการไหลเชิงโมลของสารตั้งต้น
F_{FFA0}	อัตราการไหลเชิงโมลของกรดไขมันอิสระก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์
GL	กลีเซอรอล (glycerol)
H	ความสูงของถังกวน
H_2SO_4	กรดซัลฟิวริก (sulfuric acid)
J	ความกว้างของครีป
k_1	ค่าคงที่ปฏิกิริยาไปข้างหน้า
k_2	ค่าคงที่ปฏิกิริยาผันกลับ
KF	Karl Fisher
L	ความยาวของใบกวน
M	เมทานอล
MCPO	น้ำมันปาล์มดิบชนิดชนิดหีบรวม (mixed crude palm oil)
ME	เมทิลเอสเทอร์ (methyl ester)
MeOH	เมทานอล (methanol), เมทิลแอลกอฮอล์ (methyl alcohol)
MG	โมโนกลีเซอไรด์ (monoglyceride)
n	จำนวนเครื่องปฏิกรณ์
N	ความเร็วรอบของใบกวน
N_{A0}	จำนวนโมลเริ่มต้นของสาร A
N_{Re}	Reynolds number
NaOH	โซเดียมไฮดรอกไซด์ (sodium hydroxide)
OFRs	oscillatory flow reactors
PBR	packed bed reactor
PFR	plug flow reactor
$-r_A$	อัตราเร็วการเกิดปฏิกิริยา
$-r_{FFA}$	อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ (ต่อ)

$-r_{FFA,0}$	อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระที่สภาวะเริ่มต้น
R^2	coefficient of multiple determinations
RSM	พื้นผิวผลตอบสนอง (response surface methodology)
S	ความเร็วรอบ
t_T	เวลาในการผสม
T	เวลาในการทำปฏิกิริยา
TG	ไตรกลีเซอไรด์ (triglyceride)
TLC/FID	Thin Layer Chromatography-Flame Ionization detection
v_0	อัตราการไหลรวมของสารทำปฏิกิริยา
V	ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์
W	ความกว้างของใบกวน
W	น้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา
WT	น้ำ (water)
X	คอนเวอร์ชันของผลิตภัณฑ์
τ_1	เวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์
τ_i	เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ต่อห้อง
$\tau_{(n)}$	เวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ n
$\tau_{(n-1)}$	เวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ $n-1$
$\Delta\tau_1$	ผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์
ρ	ความหนาแน่นของของเหลว
μ	ความหนืดของของเหลว
%wt	ร้อยละ โดยน้ำหนัก
%vol	ร้อยละ โดยปริมาตร

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำต้นเรื่อง

จากความพยายามในการวิจัยค้นคว้าหาเชื้อเพลิงดีเซลทางเลือกใหม่ ซึ่งเป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม และสามารถสร้างทดแทนใหม่ได้ เพื่อที่จะใช้ในการทดแทนน้ำมันดีเซลในระยะยาว ปัจจุบันเหล่านี้จึงเป็นที่มาของน้ำมันดีเซลจากไตรกลีเซอไรด์ที่ได้มาจากน้ำมันพืชหรือน้ำมันจากไขสัตว์ ไตรกลีเซอไรด์นั้นสามารถนำมาใช้ในเครื่องยนต์ดีเซลได้ แต่เนื่องจากมีคุณสมบัติบางอย่างที่ไม่เหมาะสำหรับการนำไปใช้โดยตรง ซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อเครื่องยนต์ดีเซลในระยะยาวจึงต้องเปลี่ยนโครงสร้างของไตรกลีเซอไรด์โดยใช้ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ซึ่งเป็นการทำปฏิกิริยาระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับแอลกอฮอล์ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา จะได้เอสเทอร์ หรือเรียกอีกชื่อหนึ่งว่าไบโอดีเซล ที่มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล

มีงานวิจัยที่เกี่ยวกับเทคโนโลยีในการผลิตไบโอดีเซลที่ใช้ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ได้สรุปไว้ว่าการใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีข้อดีคือ ได้ผลิตภัณฑ์เอสเทอร์สูงและเร่งปฏิกิริยาได้เร็วกว่าการใช้กรด แต่น้ำมันที่ใช้ควรมีค่ากรดไขมันอิสระน้อยกว่าร้อยละ 1 โดยน้ำหนัก หากน้ำมันมีค่ากรดไขมันอิสระสูงจะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เอสเทอร์น้อยลง และเกิดปฏิกิริยาสaponification ทำให้เกิดสบู่มากขึ้นด้วย/ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้นำน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมมาใช้เป็นวัตถุดิบ ซึ่งเป็นน้ำมันที่ได้จากการหีบเส้นใยและเมล็ดในปาล์มรวมกัน น้ำมันชนิดนี้จะมีค่ากรดไขมันอิสระประมาณ 8-12% โดยน้ำหนัก จึงต้องนำน้ำมันปาล์มดิบไปทำปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันเพื่อลดกรดไขมันอิสระก่อนที่จะนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

โดยทั่วไปการผลิตไบโอดีเซลในประเทศไทยจะใช้กระบวนการแบบกะ ซึ่งมีข้อดีหลายประการเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการแบบต่อเนื่อง กล่าวคือเครื่องปฏิกรณ์แบบกะต้องการปริมาตรขนาดใหญ่กว่าเมื่อเทียบกับปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้ จึงต้องใช้งบลงทุนที่สูงกว่า มีความแตกต่างด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในแต่ละกะ อีกทั้งยังสิ้นเปลืองพลังงานและแรงงาน ปัจจุบันนี้จึงควรมีการพัฒนาการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องเพื่อลดข้อดีของกระบวนการแบบกะ

1.2 การตรวจเอกสาร

1.2.1 ความเป็นมาของน้ำมันไบโอดีเซล

น้ำมันดีเซลชีวภาพถูกนำมาใช้ทดสอบในเครื่องยนต์เป็นผลสำเร็จครั้งแรกของโลก โดย Rudolf C. Diesel ซึ่งเป็นวิศวกรชาวเยอรมันและเป็นผู้ประดิษฐ์เครื่องยนต์ดีเซลเป็นผลสำเร็จในปี 1893 และจดสิทธิบัตรในปีถัดมา โดยการทดลองได้นำเครื่องยนต์ถูกสูบเคียวที่ทำมาจากเหล็กยาว 3 เมตร มีล้อเฟืองติดอยู่ที่ฐาน มาทดลองใช้กับน้ำมันดีเซลชีวภาพเป็นผลสำเร็จและเป็นครั้งแรกของโลกในประเทศเยอรมนี Rudolf C. Diesel ได้นำเครื่องยนต์ดังกล่าวมาแสดงในประเทศเยอรมันเมื่อปี ค.ศ.1893 โดยนำน้ำมันดีเซลชีวภาพที่ทำมาจากน้ำมันถั่วเหลืองมาทดลองใช้กับเครื่องยนต์อีกครั้งในงานเว็ลด์ แฟร์ ที่กรุงปารีส ประเทศฝรั่งเศสในปี ค.ศ.1898 ทั้งนี้ Rudolf C. Diesel เชื่อว่าน้ำมันดีเซลชีวภาพจะเป็นน้ำมันที่เหมาะสมกับเครื่องยนต์มากที่สุดในอนาคต (อาภาณี, 2007)

เมื่อวิกฤตน้ำมันของโลกมีมากขึ้นและราคาน้ำมันดิบสูงขึ้นมาก เนื่องจากราคาการถลุงน้ำมันกำลังจะหมดลงในอนาคตอันใกล้นี้ และปัญหาทางการเมืองของประเทศผู้ค้า ที่สำคัญ คือปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมที่มีเพิ่มมากขึ้นส่งผลกระทบต่อให้เกิดสภาวะโลกร้อน ปัญหาต่างๆ เหล่านี้ทำให้มีการมองหาพลังงานทางเลือกใหม่ ซึ่งน้ำมันไบโอดีเซลเป็นน้ำมันทางเลือกหนึ่ง ที่ผลิตจากพืชหรือใบสัตว์ โดยน้ำมันชนิดนี้เมื่อนำมาใช้กับเครื่องยนต์แล้วพบว่ามีคุณสมบัติในการเผาไหม้ได้ดี และมีการเผาไหม้ที่สะอาดกว่า อีกทั้งไอเสียจากการเผาไหม้ยังมีคุณภาพที่ดีกว่า เพราะออกซิเจนในไบโอดีเซลทำให้เกิดการสันดาปที่สมบูรณ์กว่าน้ำมันดีเซล จึงมีปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์น้อยกว่า เป็นการช่วยลดปรากฏการณ์เรือนกระจก (green house effect) และในไบโอดีเซลไม่มีสารกำมะถัน ดังนั้นจึงไม่ก่อให้เกิดซัลเฟอร์ไดออกไซด์ซึ่งเป็นตัวการทำให้เกิดฝนกรด

1.2.2 สถานการณ์ปาล์มน้ำมันของประเทศไทย

จากฐานข้อมูลของ องค์การอาหารและเกษตรแห่งสหประชาชาติ หรือ Food and Agriculture Organization of the United Nations, FAO ระบุว่า ในปี 2006 จำนวนประเทศที่เพาะปลูกปาล์มน้ำมัน 42 ประเทศ มีเพียง 6 ประเทศ ที่มีเนื้อที่ให้ผลมากกว่า 1 ล้านไร่ โดยประเทศไทยมีเนื้อที่ให้ผลอยู่ในอันดับที่ 3 ของโลก คือมีพื้นที่ให้ผล 2,374,202 ไร่ และมีผลผลิตเฉลี่ย 2.629 ตัน/ไร่ ดังแสดงในตารางที่ 1.1

ตารางที่ 1.1 ปาล์มน้ำมัน: แสดงเนื้อที่ให้ผล ผลผลิต และผลผลิตต่อไร่ ของประเทศผู้ผลิตที่สำคัญ ในปี 2005-2006

ประเทศ	เนื้อที่ให้ผล (1,000 ไร่)		ผลผลิต (1,000 ตัน)		ผลผลิตต่อไร่ (กก.)	
	2005	2006	2005	2006	2005	2006
รวมทั้งโลก	60,106	63,841	165,453	165,923	2,753	2,599
มาเลเซีย	22,625	22,625	75,650	75,650	3,344	3,344
อินโดนีเซีย	22,500	25,750	64,255	64,255	2,856	2,495
ไทย	2,026	2,374	5,003	6,241	2,469	2,629
โคลัมเบีย	1,060	1,060	3,273	3,273	3,088	3,088
กานา	2,033	2,033	2,025	2,025	996	996
เอกวาดอร์	803	803	1,930	1,930	2,403	2,403
โกตดิวัวร์	1,554	1,554	1,882	1,882	1,211	1,211
ปาปัวนิวกินี	550	550	1,300	1,300	2,364	2,364
ฮอนดูรัส	281	281	1,233	1,233	4,388	4,388
แคเมอรูน	363	363	1,222	1,222	3,366	3,366
อื่น ๆ	6,311	6,448	7,680	6,912	1,217	1,072

ที่มา : สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร (2006)

พื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมันของประเทศไทยส่วนใหญ่อยู่ในภาคใต้ รองลงมา เป็นภาคตะวันออก ได้แก่ จังหวัดชลบุรี ตรัง และระยอง เป็นต้น ซึ่งจากผลการสำรวจของ สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร (2006) ดังแสดงในตารางที่ 1.2 ระบุว่า จังหวัดที่มีเนื้อที่ให้ผลมากที่สุด คือจังหวัดกระบี่ ซึ่งมีเนื้อที่ให้ผล 693,424 ไร่ หรือคิดเป็น 29.2% ของเนื้อที่ปาล์มน้ำมันให้ผลทั้งประเทศ และจังหวัดที่มีเนื้อที่ให้ผลรองลงมา ได้แก่ จังหวัด สุราษฎร์ธานี ชุมพร สตูล และตรัง ตามลำดับ ส่วนจังหวัดที่มีผลผลิตต่อไร่มากที่สุด คือ จังหวัดกระบี่ ซึ่งมีผลผลิตต่อไร่ 2,883 ตัน/ไร่ และจังหวัดที่มีผลผลิตต่อไร่รองลงมา ได้แก่ จังหวัด ระนอง สุราษฎร์ธานี และตรัง ตามลำดับ (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2006) จากข้อมูลดังกล่าวแสดงให้เห็นว่า ประเทศไทย มีศักยภาพด้านวัตถุดิบในการนำมาผลิตเป็นไบโอดีเซลเพื่อทดแทนน้ำมันดีเซล แต่ไม่สามารถทดแทนปริมาณการใช้น้ำมันดีเซลของประเทศได้ทั้งหมด เนื่องจากน้ำมันปาล์มสามารถนำมาแปรรูปได้หลากหลายผลิตภัณฑ์ ทำให้ในอนาคตอาจมีการแข่งขันกันด้านราคาของวัตถุดิบ ซึ่งจะส่งผลกระทบต่อต้นทุนการ

ผลิตไบโอดีเซลและน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ ซึ่งอาจแก้ไขได้โดยการเพิ่มพื้นที่เพาะปลูกและเพิ่มผลผลิตต่อไร่ ด้วยการปรับปรุงสายพันธุ์ เป็นต้น

ตารางที่ 1.2 ปาล์มน้ำมัน: แสดงเนื้อที่ให้ผล ผลผลิต และผลผลิตต่อไร่ ของประเทศไทย เป็นรายจังหวัด ในปี 2005-2006

ประเทศ	เนื้อที่ให้ผล (ไร่)		ผลผลิต (ตัน)		ผลผลิตต่อไร่ (กก.)	
	2005	2006	2005	2006	2005	2006
รวมทั้งประเทศ	2,026,204	2,374,202	5,002,670	6,240,753	2,469	2,629
ตราด	14,653	18,816	28,723	43,879	1,960	2,332
ระยอง	11,014	12,934	23,074	30,291	2,095	2,342
ชลบุรี	60,098	65,269	146,158	167,219	2,432	2,562
ประจวบคีรีขันธ์	54,956	71,597	113,692	173,122	2,069	2,418
ชุมพร	384,199	478,656	941,672	1,214,350	2,451	2,537
ระนอง	23,937	36,483	58,454	98,978	2,442	2,713
สุราษฎร์ธานี	554,478	657,853	1,347,382	1,726,864	2,430	2,625
พังงา	54,964	66,356	105,065	150,031	1,912	2,261
กระบี่	629,146	693,424	1,698,065	1,999,141	2,699	2,883
ตรัง	81,838	87,713	203,613	230,159	2,488	2,624
นครศรีธรรมราช	35,144	45,476	72,602	102,912	2,066	2,263
สงขลา	15,629	16,982	34,181	37,428	2,187	2,204
สตูล	80,446	90,993	178,186	202,732	2,215	2,228
นราธิวาส	16,050	19,065	38,616	43,945	2,406	2,305
อื่น ๆ	9,652	12,585	13,187	19,702	1,366	1,566

ที่มา : สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร (2006)

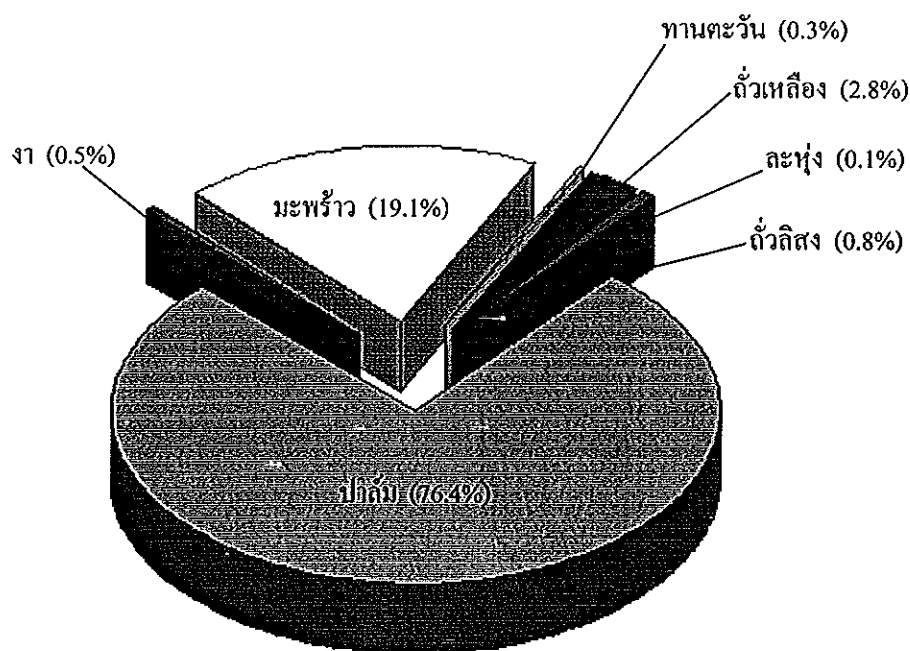
จากข้อมูลของสำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร ประจำปี 2006 ดังแสดงในตารางที่ 1.3 ระบุว่า ประเทศไทยมีผลผลิตน้ำมันปาล์มมากที่สุด คือ 6,241,000 ตัน หรือคิดเป็น 76.4% ของพืชน้ำมันทั้งหมด และพืชน้ำมันที่มีผลผลิตรองลงมา ได้แก่ มะพร้าว 19.1% ถั่วเหลือง

2.8% ถั่วลิสง 0.8% และงา 0.5% ตามลำดับ และได้แสดงร้อยละของปริมาณผลผลิตพืชน้ำมันชนิดต่างๆ ของประเทศไทย ในปี 2006 ดังแสดงในรูปที่ 1.1 (สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร, 2006)

ตารางที่ 1.3 พืชน้ำมัน: แสดงเนื้อที่ให้ผล ผลผลิต และผลผลิตต่อไร่ ของประเทศไทย ในปี 2005-2006

ชนิดของพืชน้ำมัน	เนื้อที่ให้ผล (1000 ไร่)		ผลผลิต (1000 ตัน)		ผลผลิตต่อไร่ (กก.)	
	2005	2006	2005	2006	2005	2006
งา	405	406	42	41	104	101
มะพร้าว	1,659	1,411	1,871	1,561	1,128	1,106
ถั่วลิสง	257	259	67	68	267	267
ถั่วเหลือง	929	919	226	225	250	250
ทานตะวัน	274	221	38	24	145	117
ละหุ่ง	84	84	10	11	124	126
ปาล์ม	2,026	2,374	5,003	6,241	2,469	2,629

ที่มา : สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร (2006)



รูปที่ 1.1 ร้อยละของปริมาณผลผลิตพืชน้ำมันชนิดต่างๆ ของประเทศไทย ในปี 2006

ที่มา : คัดแปลงจาก สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร (2006)

1.2.3 แผนพัฒนาไบโอดีเซลของประเทศไทย

จากเป้าหมายระยะยาวของกระทรวงพลังงานที่ต้องการให้มีการผลิตไบโอดีเซล 100% หรือ B100 วันละ 3.02 ล้านลิตรต่อวัน เพื่อใช้ผสมในน้ำมันดีเซลทั่วประเทศในสัดส่วน 5% หรือ B5 (น้ำมันดีเซล 95% และไบโอดีเซล 5%) ภายในปี 2011 และกระทรวงพลังงานต้องการให้มีการจำหน่ายไบโอดีเซล 2% หรือ B2 (น้ำมันดีเซล 98% และไบโอดีเซล 2%) ตั้งแต่เดือนกุมภาพันธ์ ปี 2008-2010 (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2008b) ดังนั้นเพื่อรองรับการบังคับใช้น้ำมันไบโอดีเซล B2 ภายในเดือนกุมภาพันธ์ ปี 2008 ซึ่งคาดว่าแนวโน้มปี 2008 ความต้องการไบโอดีเซลจะเพิ่มสูงถึง 1.2 ล้านลิตร/วัน ขณะที่คาดว่า กำลังการผลิตน้ำมันปาล์มดิบของไทยปี 2008 จะอยู่ที่ 1.3-1.4 ล้านตัน แบ่งเป็นน้ำมันบริโภค 0.9 ล้านตัน ที่เหลืออีก 0.4 ล้านตันนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซล (ศูนย์วิจัยกสิกรรมไทย, 2008) และจากแผนพลังงานทดแทน ปี 2008-2011 ได้กำหนดยุทธศาสตร์ด้านน้ำมันของกระทรวงเกษตรและสหกรณ์ ที่จะส่งเสริมการเพิ่มพื้นที่ปลูกปาล์มน้ำมัน เพื่อเป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลให้ครอบคลุมและเพียงพอต่อเป้าหมาย 5 ล้านไร่ ภายในปี 2010 และในเรื่องการขยายพื้นที่เพาะปลูกในประเทศ และในต่างประเทศจะทำการเจรจาร่วมกับประเทศเพื่อนบ้าน เช่น ลาว พม่า กัมพูชา ซึ่งได้ทำข้อตกลงซื้อขายและเพาะปลูกวัตถุดิบร่วมกัน เพื่อให้เพียงพอต่อการนำมาใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซล และยังมีโครงการไบโอดีเซลในปี 2008 เช่น โครงการไบโอดีเซลพลังงานทดแทนจากปาล์มครบวงจรที่สหกรณ์บาเจาะ อ.บาเจาะ จ.นราธิวาส, โครงการวิจัยและทดสอบการใช้ไบโอดีเซลตั้งแต่ 20% หรือ B20 ขึ้นไปโดยใช้กับเรือประมง, โครงการไบโอดีเซลชุมชนใน 3 จังหวัดชายแดนภาคใต้, โครงการสกัดน้ำมันปาล์มดิบและผลิตไบโอดีเซลแบบครบวงจรสำหรับชุมชนขนาดกลาง จ.ยะลา, โครงการศึกษาและจัดทำเครื่องต้นแบบผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันเมล็ดในปาล์มระดับชุมชน (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2008a) จากแผนพัฒนาไบโอดีเซลของประเทศไทย จะเห็นได้ว่า น้ำมันปาล์มดิบจะต้องเป็นวัตถุดิบหลักในการผลิตไบโอดีเซลในอนาคต และน้ำมันปาล์มที่มีต้นทุนต่ำที่สุดคือ น้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งเป็นน้ำมันที่ได้จากการหีบเส้นใยและเมล็ดในปาล์มรวมกัน ซึ่งจะช่วยลดต้นทุนในการผลิตไบโอดีเซล

1.2.4 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

สำหรับการวิจัยในการนำเอาน้ำมันพืชดิบมาใช้ทดแทนน้ำมันดีเซลนั้นได้มีการทำงานวิจัยกันอย่างกว้างขวาง ทั้งในประเทศและต่างประเทศทำให้มีข้อมูลพื้นฐานที่ดีสำหรับการทำวิจัยในเรื่องนี้เพิ่มเติมต่อไป ดังนี้

ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งประเภทเบส ซึ่งเป็นปฏิกิริยา โดยทั่วไปที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล มีที่มวิจัยที่ได้ศึกษาเกี่ยวกับการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยา ดังกล่าวหลายที่มวิจัย เช่น Wright และคณะ (1944) ได้พบว่าการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ด้วยตัวเร่งเบส ไตรกลีเซอไรด์ที่ใช้ต้องมีค่าความเป็นกรด (acid value) น้อย กว่า 1% โดยน้ำหนัก แต่ถ้าค่าความเป็นกรดมากกว่า 1% โดยน้ำหนัก จะต้องเพิ่มปริมาณของตัวเร่ง ปฏิกิริยาเพื่อทำให้กรดไขมันอิสระเป็นกลางก่อน (neutralize) และสารตั้งต้นทั้งหมดต้องปราศจาก น้ำ ถ้ามีน้ำจะทำให้เกิดปฏิกิริยาสปอนนิฟิเคชัน (saponification) ซึ่งเป็นปฏิกิริยาทำให้เกิดสบู่ และเป็นสาเหตุหนึ่งที่ทำให้ประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยาลดลง อีกทั้งยังส่งผลถึงการแยกวัฏภาคของ ผลิตภัณฑ์ระหว่างเมทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอลอีกด้วย ส่วนที่มวิจัยของ Cvengros and Povazanec (1995) ได้ศึกษาการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมัน rapeseed โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่ง ปฏิกิริยา และได้สรุปว่า น้ำมันที่ทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ไม่ควรมีค่าความเป็นกรดสูง กว่า 2 mgKOH/g และปริมาณน้ำต้องไม่เกิน 0.1% โดยน้ำหนัก ถ้ามีค่าความเป็นกรดเกินกว่า 2 mgKOH/g อาจแก้ไขได้ด้วยการเพิ่มปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยา แต่จะทำให้สูญเสียปริมาณของ เมทิลเอสเทอร์ในชั้นของกลีเซอรอลสูงขึ้น ซึ่งอาจทำให้เกิดเจลในชั้นของเมทิลเอสเทอร์ เป็น ปฏิกิริยาระหว่างกรดไขมันอิสระกับเบสเกิดเป็นสบู่ ซึ่งเป็นสารอิมัลซิฟายเออร์ เมื่อน้ำมันมีค่ากรด ไขมันอิสระสูงจะทำให้กลีเซอรอลละลายในชั้นเมทิลเอสเทอร์มากขึ้น ส่งผลให้การแยกกลีเซอรอล ด้วยแรงโน้มถ่วง ทำได้ยากขึ้น ซึ่ง Cvengros and Povazanec ได้ทำการกำจัดสบู่ของเกลือโซเดียม โดยการใช้กรดฟอสฟอริก สลายสบู่ให้เป็นกรดไขมัน และที่มวิจัยของ Saka and Kusdiana (2001) ได้ศึกษาผลของปริมาณน้ำและกรดไขมันอิสระในน้ำมันพืชที่มีผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ที่ ได้จากปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ในสภาวะเมทานอลเหนือวิกฤต เปรียบเทียบกับการใช้ ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทกรด คือ กรดซัลฟิวริก และตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทเบส คือ โซเดียมไฮดรอก- ซิด พบว่าปริมาณน้ำและกรดไขมันอิสระที่สูงขึ้นมีผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จาก กระบวนการตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทกรดและเบส แต่ไม่มีผลต่อกระบวนการเมทานอลภาวะเหนือ วิกฤต โดยปริมาณน้ำจะมีผลต่อตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทกรดมากกว่าเบส เนื่องจากจะทำให้ เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสของน้ำมันพืชมากขึ้น ส่วนปริมาณกรดไขมันอิสระจะมีผลต่อตัวเร่ง ปฏิกิริยาประเภทเบสมากกว่า เนื่องจากกรดไขมันอิสระจะทำปฏิกิริยากับเบสทำให้เกิดปฏิกิริยา สปอนนิฟิเคชัน

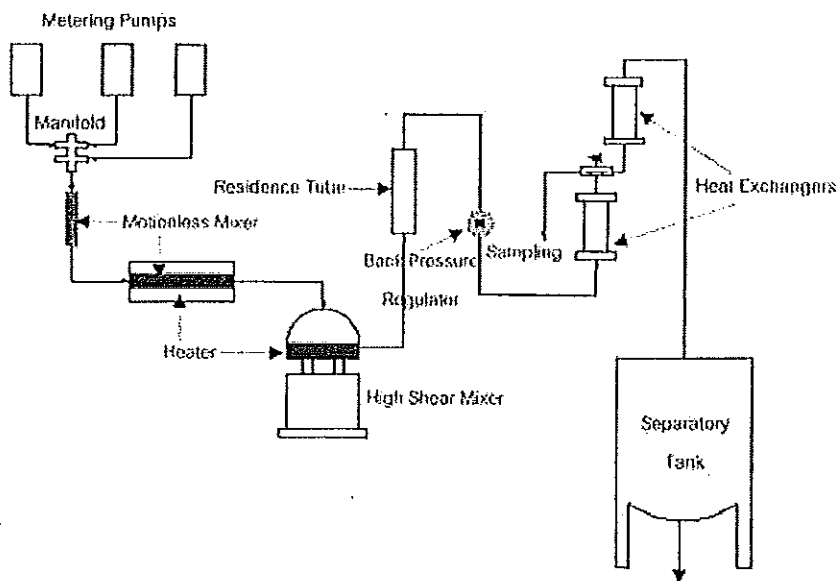
น้ำมันที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูงเมื่อนำมาผลิตเป็นไบโอดีเซลจะต้องผ่าน กระบวนการลดกรดก่อน ซึ่งมีที่มวิจัยที่ได้ศึกษาการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันที่มีค่ากรดไขมัน

อิสระสูง เช่นน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมที่ได้จากการหีบเส้นใยและเมล็ดในปาล์มรวมกัน และน้ำมันเมล็ดคาง เป็นต้น โดยที่มวิจัยของ Ramadhas และคณะ (2004) ได้ศึกษาการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันเมล็ดคาง ซึ่งมีค่ากรดไขมันอิสระสูง ถ้าใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจะเกิดปฏิกิริยาสaponification ทำให้ส่งผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ จึงต้องผลิตด้วยวิธีสองขั้นตอน ขั้นตอนแรกใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน เพื่อลดกรดไขมันอิสระให้มมีค่าน้อยกว่า 2% และขั้นตอนที่สองใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน จากการศึกษาพบว่าความหนืดของเมทิลเอสเทอร์ลดลงใกล้เคียงกับดีเซล และที่มวิจัยของ กำพล และคณะ (2007) ได้ศึกษากระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์แบบสองขั้นตอนจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ที่กำจัดยางเหนียวออกแล้ว ซึ่งทั้งสองขั้นตอนได้ใช้อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมันปาล์ม 24%, 30% และ 36% โดยปริมาตร ในขั้นตอนแรกใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีความเข้มข้น 1% 3% และ 5% โดยน้ำหนัก และในขั้นตอนที่สองใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีความเข้มข้น 2% โดยน้ำหนัก และได้มีการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมันทั้งสองขั้นตอนคือ 24%, 30% และ 36% โดยปริมาตร พบว่า สามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์ 99% ที่อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมัน 30% โดยปริมาตร และใช้กรดซัลฟิวริก 3% โดยน้ำหนัก ในขั้นตอนการลดกรดไขมันอิสระ (ขั้นตอนแรก) และใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ 2% โดยน้ำหนัก ในขั้นตอนการผลิตไบโอดีเซล (ขั้นตอนที่สอง) ส่วนที่มวิจัยของสุรชัย (2007) ได้ศึกษาจลนพลศาสตร์ของการผลิตเมทิลเอสเทอร์ จากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งมีค่ากรดไขมันอิสระอยู่ในช่วง 8-14% โดยน้ำหนัก ด้วยกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน ขั้นตอนแรกใช้ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน เพื่อลดกรดไขมันอิสระให้มมีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อกรดไขมันอิสระ 10:1 ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา 0.8% โดยน้ำหนัก ภายในเวลา 30 วินาที สามารถลดกรดไขมันอิสระให้มมีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก และนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซลต่อในขั้นตอนที่สองได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 97% โดยน้ำหนัก ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อไตรกลีเซอไรด์ 6:1 ที่อุณหภูมิ 60°C และใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา 0.5% โดยน้ำหนัก ภายในเวลา 5 นาที ทั้งสองขั้นตอนใช้ความเร็วรอบของใบกวนเท่ากับ 300 รอบ/นาที

โดยทั่วไปการผลิตไบโอดีเซลจะใช้กระบวนการแบบกะ ซึ่งมีข้อด้อยหลายประการเมื่อเทียบกับกระบวนการแบบต่อเนื่อง กล่าวคือเครื่องปฏิกรณ์แบบกะต้องการปริมาตรขนาดใหญ่กว่าเมื่อเทียบกับปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้ จึงต้องใช้เงินลงทุนที่สูงกว่า มีความแตกต่างด้านคุณภาพของผลิตภัณฑ์ในแต่ละกะ อีกทั้งยังสิ้นเปลืองพลังงานและแรงงาน

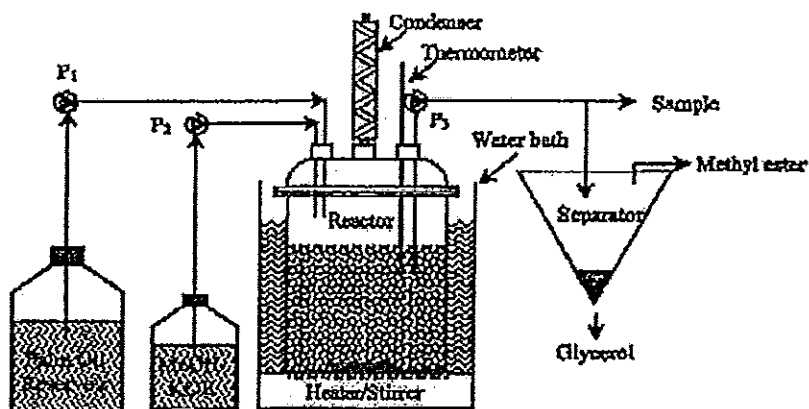
(Fogler, 2006) ซึ่งมีที่มวิจัยที่สนใจศึกษาการผลิตไบโอดีเซลด้วยกระบวนการแบบต่อเนื่อง เช่น Krisnangkura and Simamaharnnop (1992) ศึกษาปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อขด ของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล โดยใช้โทลูอินเป็นตัวทำละลายและใช้โซเดียมเมทอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลน้ำมันปาล์มต่อเมทานอล 1:5.8 1:9 1:13 และ 1:17 ที่อุณหภูมิ 70°C พบว่าได้ผลิตภัณฑ์เมทิลเอสเทอร์ 57% 87% 96% และ 99% ตามลำดับ ส่วนที่มวิจัยของ (Noureddini และคณะ (1998) ได้ศึกษาปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ ดังแสดงในรูปที่ 1.2 ในกระบวนการมีอุปกรณ์ผสม ไร้การเคลื่อนที่และอุปกรณ์ผสมความเร็วสูงที่ปรับความเร็วได้ โดยใช้อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันถั่วเหลืองกับเมทานอล 1:8 และ 1:6 ใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ที่มีสัดส่วนความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา 0.1–1.0% เปลี่ยนแปลงความเร็วอุปกรณ์เนื่อง 0–3600 รอบต่อนาที และมีอัตราการไหลของสารตั้งต้นในช่วง 0.25–0.35 ลิตรต่อนาที พบว่าการใช้อุปกรณ์ผสม ไร้การเคลื่อนที่เพียงอย่างเดียว จะได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์ 97% และถ้าใช้อุปกรณ์ผสมความเร็วสูงเพียงอย่างเดียวจะต้องใช้ความเร็วรอบสูงกว่า 1800 รอบต่อนาที จึงจะได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 97% ที่อัตราส่วนโดยโมล 1:6 ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา 0.4% เมื่อใช้ อุปกรณ์ทั้งสองร่วมกัน พบว่า การเพิ่มความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา และปริมาณแอลกอฮอล์จะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เมทิลเอสเทอร์เพิ่มขึ้นด้วย แต่เมื่อเปลี่ยนแปลงอัตราการไหลพบว่าความแตกต่างของปริมาณผลิตภัณฑ์เมทิลเอสเทอร์น้อยมาก และที่มวิจัยของ Damoko and Cheryan (2000) ได้ศึกษาปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์กวนผสมแบบต่อเนื่องขนาด 1 ลิตร ดังแสดงในรูปที่ 1.3 โดยใช้อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มและเมทานอล 1:6 ใช้โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60°C ได้ผลิตภัณฑ์เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์ 97.3% ภายในระยะเวลาการทำปฏิกิริยา 60 นาที และมีที่มวิจัยที่ศึกษาเครื่องปฏิกรณ์แบบแพ็คเกจคอลลัมน์ ได้แก่ Yomi และคณะ (2000) ศึกษาปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์แบบแพ็คเกจคอลลัมน์จำนวน 3 คอลลัมน์ต่อเนื่องกัน โดยใช้เอนไซม์ไลเปส *cadida* เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เอนไซม์จะถูกบรรจุในเครื่องปฏิกรณ์แบบแพ็คเกจคอลลัมน์ คอลลัมน์ละ 3 กรัม โดยใช้ อัตราส่วน โมลของน้ำมันถั่วเหลืองผสมกับน้ำมันเรพกับเมทานอล 1:3 เพื่อป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ด้วยอัตราการไหล 6 มิลลิลิตรต่อชั่วโมง ผลิตภัณฑ์ที่ออกจากคอลลัมน์ที่ 1 จะเข้าสู่คอลลัมน์ที่ 2 โดยมีสารตั้งต้นที่อัตราส่วน 1:3 ถูกป้อนเข้าไปด้วยอัตราการไหลเดียวกัน และผลิตภัณฑ์ที่ออกจากคอลลัมน์ที่ 2 จะเข้าสู่คอลลัมน์ที่ 3 พบว่า ได้ผลิตภัณฑ์เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์ 93% และที่มวิจัยของ ธีระยุทธ และคณะ (2006) ได้ทำการออกแบบและทดสอบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง สำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ดังแสดงในรูปที่ 1.4 โดยนำน้ำมันปาล์มกับเมทานอลมาทำ

ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน โดยใช้อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล 1:6 ที่อุณหภูมิ 60°C และใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่ความเข้มข้น 1% โดยน้ำหนัก ถึงปฏิกิริยาที่ออกแบบเป็นถังกวนเชิงกล 6 ชั้น มีใบกวนแบบ Rushton แผ่นบัพเฟิลจำนวน 4 แผ่น และแผ่นวงแหวนซึ่งมีรูขนาดเล็กอยู่ตรงกลางวงแหวน เครื่องปฏิกรณ์นี้สามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ให้มีความบริสุทธิ์เท่ากับ 97.5-99.2% ภายในระยะเวลาการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 6-12 นาทีตามลำดับ



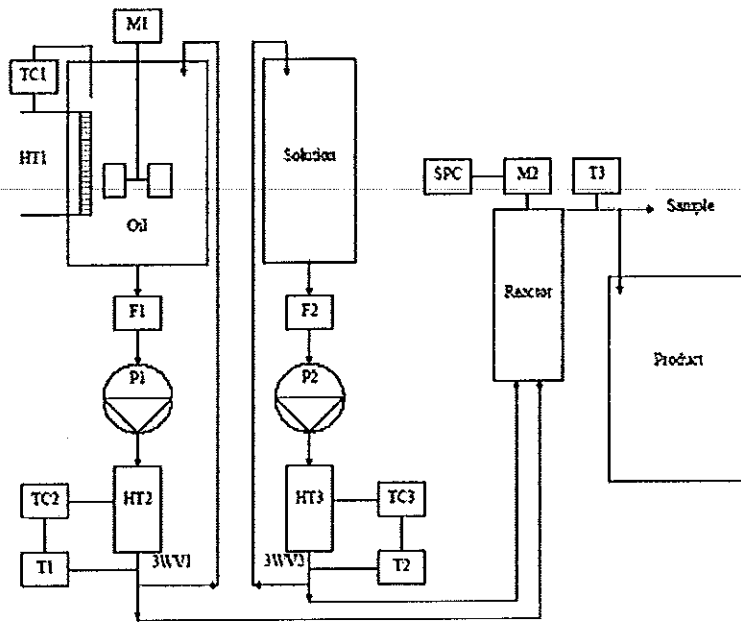
รูปที่ 1.2 กระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบต่อเนื่องในระดับโรงงานต้นแบบ

ที่มา : Nouredini และคณะ (1998)



รูปที่ 1.3 ชุดการทดลองกระบวนการทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

ที่มา : Darnoko and Cheryan (2000)



รูปที่ 1.4 กระบวนการปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบต่อเนื่อง
ที่มา : ธีระยุทธ และคณะ (2006)

มีทีมวิจัยที่ศึกษาการหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไบโอดีเซล เพื่อต้องการทราบสัดส่วนและผลกระทบของตัวแปรอิสระในการผลิตไบโอดีเซลที่แน่ชัด เช่น ทีมวิจัยของ Crabbe และคณะ (2001) ได้ศึกษาตัวแปรอิสระ 3 ตัวแปร ที่มีผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบ ด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน คือ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมันปาล์ม, ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยา และอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา จากการศึกษาพบว่า ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุด คือ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมันเท่ากับ 40:1 ใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา 5% โดยปริมาตร และทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 95°C เป็นเวลา 9 ชั่วโมง ได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์เท่ากับ 97% ส่วนทีมวิจัยของ Ghadge and Raheman (2006) กับ Tiwari และคณะ (2007) ได้ศึกษาการหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน โดยทีมวิจัยของ Ghadge and Raheman (2006) ได้ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมัน mahua โดยใช้วิธี response surface methodology, RSM ขั้นตอนแรกได้หาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระ ให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก มีตัวแปรอิสระคือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก และเวลาในการทำปฏิกิริยา พบว่าสภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 32% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.24% โดยน้ำหนักต่อปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 1.26 ชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 60°C และนำไปผลิต

ไบโอดีเซลต่อด้วยปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 25% โดยปริมาตร, โพลีเอทิลีนไฮดรอกไซด์ 0.7% โดยน้ำหนักต่อปริมาตร ได้ไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์ 98% และทีมวิจัยของ Tiwari และคณะ (2007) ได้ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันสบู่ดำ โดยใช้วิธี RSM ขั้นตอนแรกได้หาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก มีตัวแปรอิสระคือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก และเวลาในการทำปฏิกิริยา พบว่าสภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 28% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.43% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 88 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C และนำไปผลิตไบโอดีเซลต่อด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 16% โดยปริมาตร, โพลีเอทิลีนไฮดรอกไซด์ 3.5+acid value โดยน้ำหนักต่อปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที ได้ไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 99%

1.2.5 เทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล

1.2.5.1 เทคโนโลยีการผลิตของบริษัท Oelmuhle Leer Conneman

เป็นบริษัทที่ผลิตไบโอดีเซลได้ปริมาณสูงสุดในประเทศเยอรมนี โดยใช้เทคโนโลยีการผลิตแบบต่อเนื่อง ด้วยกระบวนการผลิตแบบ CD process (continuous deglycerolization process) ซึ่งเป็นเทคโนโลยีที่พัฒนาขึ้นเอง และร่วมจดสิทธิบัตรกับบริษัท Westfalia Separator และบริษัท Franz Kirckfeld ข้อดีของกระบวนการ CD process คือค่าลงทุนต่ำ ทำการผลิตที่อุณหภูมิประมาณ 65-70°C ความดันบรรยากาศปกติ และใช้พลังงานในการผลิตต่ำ ได้ไบโอดีเซลที่มีคุณภาพสูง มีความสม่ำเสมอตามมาตรฐาน ส่วนข้อเสียคือ กระบวนการนี้ไม่เหมาะกับการผลิตจากวัตถุดิบที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูงมากกว่าร้อยละ 2 โดยน้ำหนัก และไบโอดีเซลที่ได้จากการผลิตจะมีสีเข้ม กระบวนการผลิตแบบ CD process ได้ใช้ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยนำน้ำมัน rapeseed ที่ผ่านการแยกเอายางเหนียวออกแล้ว มาทำปฏิกิริยากับเมทานอล และใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา กระบวนการนี้จะให้ปริมาณของเมทิลเอสเทอร์สูงและมีของเสียน้อย โดยเริ่มทำปฏิกิริยาในคอลัมน์ทรงสูงในชุดแรก แล้วแยกกลีเซอรอลออกทันที จากนั้นจึงส่งเอสเทอร์ชนิด fatty acid methyl ester (FAME) ที่ผลิตได้จากคอลัมน์ที่ 1 ผ่านเข้าไปในคอลัมน์ที่ 2 และคอลัมน์ที่ 2 นี้จะใช้น้ำผ่านเข้าไปชะล้างกลีเซอรอลและตัวเร่งปฏิกิริยาออกจาก FAME ทำให้ได้ไบโอดีเซลที่ได้มีความบริสุทธิ์สูง (กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน, 2008a)

1.2.5.2 เทคโนโลยีการผลิตของบริษัท

เป็นบริษัทที่ผลิตไบโอดีเซล

แล้ว ซึ่งมีค่ากรดไขมันอิสระอยู่ในช่วง 0 - 20% เทคโนโลยี

กระบวนการกำจัดขางเหนียวและลดกรดไขมันอิสระก่อน

น้ำมันกับเมทานอล และมีตัวเร่งปฏิกิริยา ส่วนผสมทั้งหมด

แบบต่อเนื่อง ที่อุณหภูมิประมาณ 60°C การแยกชั้นของผลิตภัณฑ์ของ

การนำกลีเซอรอลกลับมาใช้ใหม่ โดยการนำกลีเซอรอลออกจากเครื่อง

ปฏิกรณ์ที่สอง เพื่อนำเข้าสู่กระบวนการเริ่มต้นอีกครั้ง มีการนำเมทานอล

กลีเซอรอลจากเครื่องปฏิกรณ์แรกและน้ำที่ผ่านกระบวนการล้างไบโอดี

แยกเมทานอล แล้วจึงนำเมทานอลที่ถูกแยกมาเข้าสู่กระบวนการเริ่มต้น

จากเทคโนโลยีนี้มีความบริสุทธิ์เท่ากับ 99.8% (Srivastava and Prasad, 2000)

1.2.5.3 เทคโนโลยีการผลิตของบริษัท Henkel

เทคโนโลยีของบริษัท Henkel ดำเนิน

ทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยนำน้ำมันพืชมาทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ ที่

9000 kPa น้ำมันและแอลกอฮอล์ จะถูกอุ่นก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบ

ผลิตภัณฑ์ที่ออกมาจะเข้าสู่ถังแยกเพื่อแยกกลีเซอรอล ถังแยกนี้จะนำแ

กลับมาใช้อีกครั้งในกระบวนการเริ่มต้น และนำเอสเทอร์ที่แยกกลีเซ

บริสุทธิ์ด้วยวิธีการกลั่น ข้อดีของเทคโนโลยีการผลิตแบบนี้ คือได้ไบโอดี

บริสุทธิ์สูง สีส่อนและได้กลีเซอรอลที่มีคุณภาพสูงอีกด้วย แต่มีข้อเส

พลังงานในการผลิตสูงเช่นกัน (Srivastava and Prasad, 2000)

1.2.5.4 เทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง

สำหรับเทคโนโลยีการผลิตไบโอดีเซล

ไทยยังไม่เป็นที่แพร่หลายมากนัก เนื่องจากยังอยู่ในระดับงานวิจัยและการ

ในปัจจุบันได้มีการพัฒนาเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง โดย รศ.กำ

วิฑาญช์ร่วมดำเนินงานและสิ่งแวดล้อม จากมหาวิทยาลัยสงขลานคร

พัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน สร้างรถพ่วงผลิตไบโอดี

biodiesel plant) คันแรกของประเทศไทย ซึ่งมีกำลังการผลิตมากกว่า 2 ตัน

สนับสนุนการวิจัย, 2005) สำหรับเทคโนโลยีนี้ได้ใช้กระบวนการทราน

ผลิต ไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้ว มาทำปฏิกิริยากับเมทานอล และใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา บนรถพ่วงประกอบด้วยระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง ระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง และระบบกำจัดน้ำออกจากไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง ซึ่งคุณภาพของไบโอดีเซลที่ได้จากการผลิตในขั้นตอนนี้สุดท้ายผ่านเกณฑ์กำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน) พ.ศ. 2549

1.3 วัตถุประสงค์

วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ เป็นการออกแบบและทดสอบประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องสำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์ริไฟเคชัน เพื่อลดกรดไขมันอิสระของน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมให้มีค่าน้อยกว่าร้อยละ 2 โดยน้ำหนัก

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 สามารถนำมาใช้เป็นข้อมูลพื้นฐานเพื่อนำมาออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์ริไฟเคชันเพื่อลดกรดไขมันอิสระ

1.4.2 สามารถหาสภาวะที่เหมาะสมในการลดกรดด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์ริไฟเคชัน

1.5 ขอบเขตของงานวิจัย

1.5.1 ออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์ริไฟเคชันเพื่อลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมให้มีค่าน้อยกว่าร้อยละ 2 โดยน้ำหนัก

1.5.2 ป้อนน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องที่อัตราการไหล 5-10 ลิตรต่อชั่วโมง

1.5.3 น้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมมีค่ากรดไขมันอิสระประมาณร้อยละ 8 โดยน้ำหนัก

บทที่ 2

ทฤษฎี

2.1 ปาล์มน้ำมัน

ปาล์มน้ำมันมีถิ่นกำเนิดดั้งเดิมในทวีปแอฟริกาและพบมากทางฝั่งตะวันตกของทวีป ปาล์มน้ำมันที่ขึ้นในทวีปแอฟริกาส่วนใหญ่เป็นพันธุ์ที่มีชื่อทางวิทยาศาสตร์ว่า อีเลอิส กินีนิส (*Elaeis guineensis*) ซึ่งเป็นพันธุ์ที่ปลูกในเชิงเศรษฐกิจอยู่ในปัจจุบัน ปาล์มน้ำมันได้ถูกนำเข้ามาปลูกในทวีปเอเชียเป็นครั้งแรกจำนวน 4 ต้น ที่สวนพฤกษศาสตร์โบเกอร์ในประเทศอินโดนีเซียในราวปี พ.ศ. 2391 หลังจากนั้นก็มีผู้นำปาล์มน้ำมันเข้ามาปลูกที่เขตเคลีทางตอนเหนือของเกาะสุมาตรา ปรากฏว่าปาล์มน้ำมันให้ผลผลิตสูง ผลโตและเปลือกหนา จึงได้มีการปลูกเป็นเชิงการค้าในปี พ.ศ. 2454 และถัดมาอีกไม่กี่ปีก็มีการนำปาล์มน้ำมันเข้าไปปลูกในประเทศมาเลเซีย สำหรับในประเทศไทยนั้น พระยาประคิพัทธ์ ภูบาล เป็นผู้นำเข้ามาเป็นครั้งแรกประมาณก่อนสงครามโลกครั้งที่สอง โดยนำมาจากประเทศมาเลเซีย แต่ปลูกเป็นไม้ประดับที่สถานีทดลองยาง คอหงษ์ จังหวัดสงขลา และสถานีกิจกรรมพรูว์ จังหวัดจันทบุรี ต่อมาได้มีการปลูกปาล์มน้ำมันในเชิงการค้าเป็นครั้งแรกที่จังหวัด กระบี่ และสตูล และแพร่หลายในอีกหลายจังหวัดทางภาคใต้ (ผาสุข, 1985; วิชัย, 2003)

2.2 กระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มดิบ

ทะลายปาล์มน้ำมันจะประกอบด้วยผลปาล์มน้ำมันจำนวนมากติดอยู่กับก้านทะลาย ผลปาล์มน้ำมันประกอบด้วยน้ำมัน 2 ชนิด คือ น้ำมันที่สกัดได้จากเปลือกนอกของผลปาล์มที่เรียกว่า น้ำมันปาล์มดิบ (crude palm oil, CPO) และน้ำมันที่สกัดได้จากเนื้อของเมล็ดในปาล์มที่เรียกว่า น้ำมันเมล็ดในปาล์ม (crude palm kernel oil, CPKO) ซึ่งโดยทั่วไปจะมีราคาซื้อขายสูงกว่าน้ำมันปาล์มดิบจากเปลือก เนื่องจากน้ำมันมีความสะอาดกว่าและลดขั้นตอนในการทำให้เป็นน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ โรงงานที่ผลิตน้ำมันปาล์มในประเทศ แบ่งเป็น 2 ประเภท คือ โรงงานขนาดเล็ก ทำการผลิตโดยสกัดน้ำมันจากผลปาล์มด้วยเครื่องสกัดแบบเกลียวอัด จะได้น้ำมันปาล์มและน้ำมัน

เมล็ดในปาล์มปนกัน เรียกว่า น้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บวม (mixed crude palm oil, MCPO) ซึ่งเป็นชนิดของน้ำมันปาล์มที่ใช้ในงานวิจัยชิ้นนี้ โดยไม่ได้ผ่านขั้นตอนการกำจัดยางเหนียว และการกำจัดกรดไขมันอิสระ กระบวนการที่บวมน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บวม ดังแสดงในรูปที่ 2.1 มีข้อเสียหลายประการกล่าวคือ น้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บวมเมื่อนำมาถนอมบริสุทธิ์จะพบปัญหาเรื่อง การฟอกสียากเนื่องจากผลปาล์มถูกย่างด้วยความร้อนสูง น้ำมันจะสกรปรกเนื่องจากมีเขม่าควันมาจากการย่างผลปาล์ม และมีกรดไขมันอิสระสูงกว่าปกติ (ผาสุข, 1985) แต่ในกรณีที่น่านำน้ำมันชนิดนี้มาผลิตเป็นไบโอดีเซลจะช่วยลดต้นทุนของวัตถุดิบ เนื่องจากไม่ต้องผ่านขั้นตอนการทำน้ำมันให้บริสุทธิ์ และยังเป็นทางเลือกหนึ่งให้กับผู้ผลิตในการจำหน่ายให้แก่ โรงงานถนอมน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ และโรงงานผลิตอาหารสัตว์ ที่จะรับซื้อในราคาต่ำกว่าโรงงานแบบหีบแยก ส่วนโรงงานผลิตน้ำมันปาล์มขนาดใหญ่ ซึ่งเป็นโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มดิบด้วยกระบวนการที่บวมมาตรฐาน ดังแสดงในรูปที่ 2.2 ทำการผลิตโดยการสกัดน้ำมันจากผลปาล์มด้วยเครื่องสกัดแบบเกลียวฉัคนิกเกลียวคู่ ทำให้สามารถแยกน้ำมันปาล์มและน้ำมันเมล็ดในออกจากกันได้ โรงงานสกัดน้ำมันปาล์มประเภทนี้ มีกระบวนการผลิตดังนี้

2.2.1 การนึ่งปาล์ม (sterilization)

หลังการเก็บเกี่ยวทะลายปาล์มสดจำเป็นต้องเข้าสู่กระบวนการผลิตภายใน 72 ชั่วโมง มิฉะนั้นปริมาณกรดไขมันอิสระจะสูงขึ้นอย่างรวดเร็ว ทำให้น้ำมันที่สกัดได้มีคุณภาพและปริมาณต่ำลงเมื่อส่งเข้าโรงงานจะทำการนึ่งทะลายปาล์มสด เพื่อหยุดการทำงานของเอนไซม์ที่เร่งการเกิดกรดไขมันอิสระ นอกจากนั้นแล้ว การนึ่งผลปาล์มจะช่วยให้ผลปาล์มหลุดจากก้านทะลายปาล์มได้ง่ายขึ้น และเนื้อปาล์มนุ่ม ง่ายต่อการบีบอัดน้ำมันออกด้วย (วิชัย, 2003)

2.2.2 การแยกผลปาล์มออกจากทะลาย (bunch stripping)

ทะลายปาล์มที่นึ่งแล้วจะถูกส่งมาเข้าเครื่องเหวี่ยงแยก เพื่อให้ผลปาล์มแยกออกจากทะลายเปล่า ทะลายเปล่าที่ถูกแยกออกจะถูกส่งไปใช้เป็นเชื้อเพลิง ส่วนผลปาล์มที่แยกออกจากทะลายแล้วจะถูกส่งมาตีข่อยให้นุ่ม เพื่อทำให้ผลปาล์มพร้อมต่อการสกัดน้ำมัน

2.2.3 การย่อยผลปาล์มดิบ (digestion)

ผลปาล์มจะถูกนำไปย่อยด้วยเครื่องย่อยผลปาล์ม ซึ่งมีลักษณะเป็นถังทรงกระบอก ข้างในมีใบกวนผลปาล์มเพื่อให้เส้นใยฉีกย่อยออกจากเมล็ด ซึ่งการย่อยผลปาล์มจะ

ช่วยให้เซลล์น้ำมันแตกตัวออกมาเพื่อง่ายต่อการหีบน้ำมัน การย่อยผลปาล์มใช้เวลาประมาณ 15 ถึง 20 นาที (ผาสุข, 1985)

2.2.4 การสกัดน้ำมัน (pressing)

ผลปาล์มที่ถูกย่อยแล้ว จะถูกส่งเข้าไปในเครื่องสกัดเกลียวอัดชนิดเกลียวคู่ เพื่อสกัดน้ำมันออกจากเปลือกนอกของผลปาล์ม ในการสกัดเครื่องสกัดเกลียวอัดจะถูกปรับระยะห่างของเกลียวให้เหมาะสม เพื่อให้สามารถสกัดน้ำมันออกมาให้ได้มากที่สุด โดยให้กะลาของเมล็ดในปาล์มแตกน้อยที่สุด ทั้งนี้เพื่อให้ได้น้ำมันปาล์มที่มีคุณภาพตามมาตรฐาน หลังจากนั้นผลปาล์มที่ถูกหีบน้ำมันจากเส้นใยแล้ว จะถูกนำมาเข้าสู่กระบวนการแยกเส้นใย เพื่อแยกเส้นใยมาใช้เป็นเชื้อเพลิง ส่วนเมล็ดในปาล์มจะถูกอบให้แห้ง แล้วถูกส่งเข้าสู่กระบวนการอบกะเทาะและแยกเนื้อเมล็ดในปาล์ม เพื่อสกัดน้ำมันเมล็ดในด้วยเครื่องสกัดเกลียวอัด (ผาสุข, 1985; วิชัย, 2003)

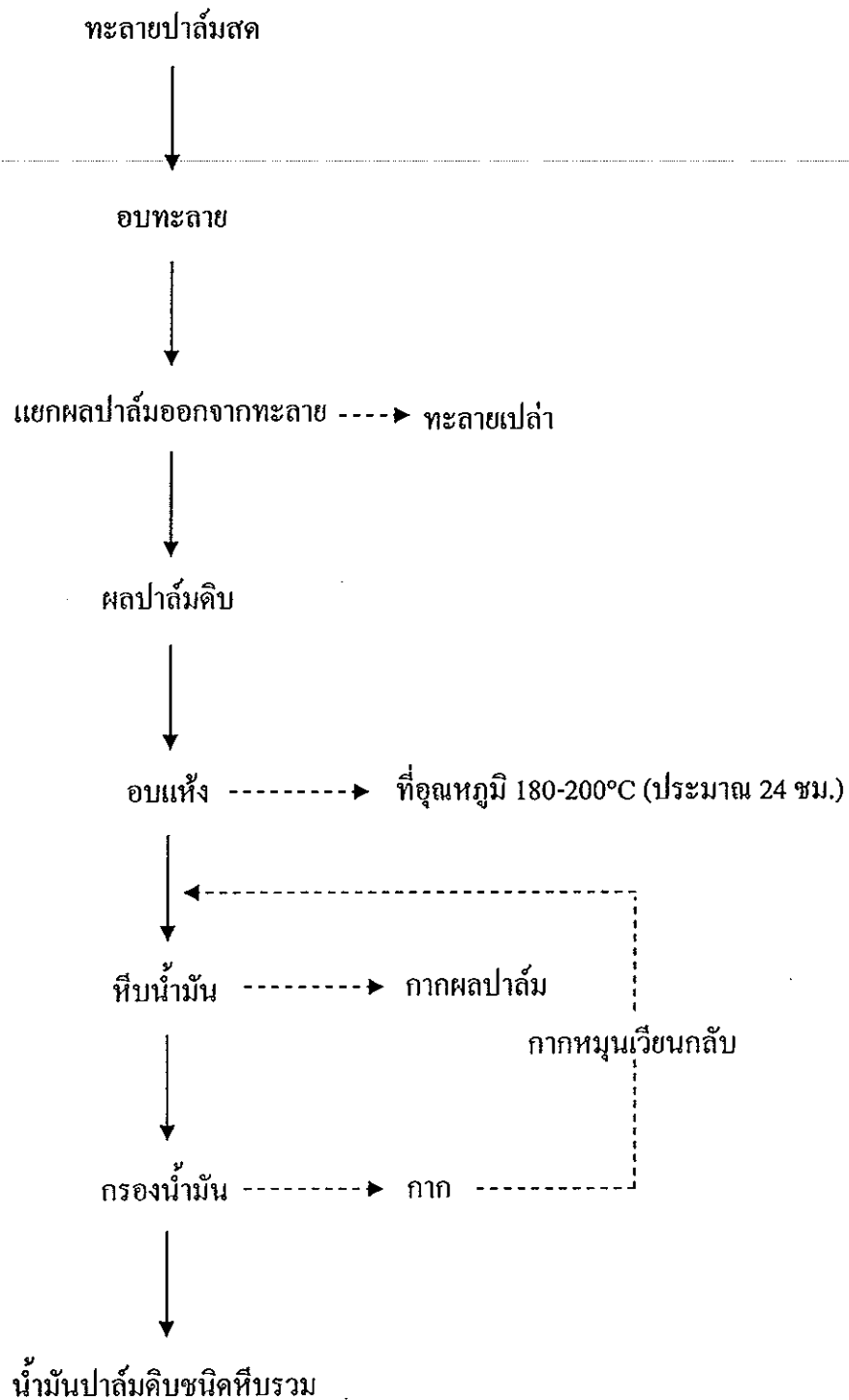
2.2.5 การกรอง (filtration)

น้ำมันปาล์มที่สกัดได้จะมีเศษเส้นใยปาล์มปะปนมาด้วย โดยน้ำมันปาล์มจะถูกส่งเข้าสู่ตะแกรงสั่นเพื่อแยกเศษของแข็งออกจากน้ำมัน แล้วจึงนำไปเข้าเครื่องเหวี่ยงเพื่อแยกน้ำมันให้สะอาดขึ้น (วิชัย, 2003)

2.2.6 การกำจัดน้ำ (drying)

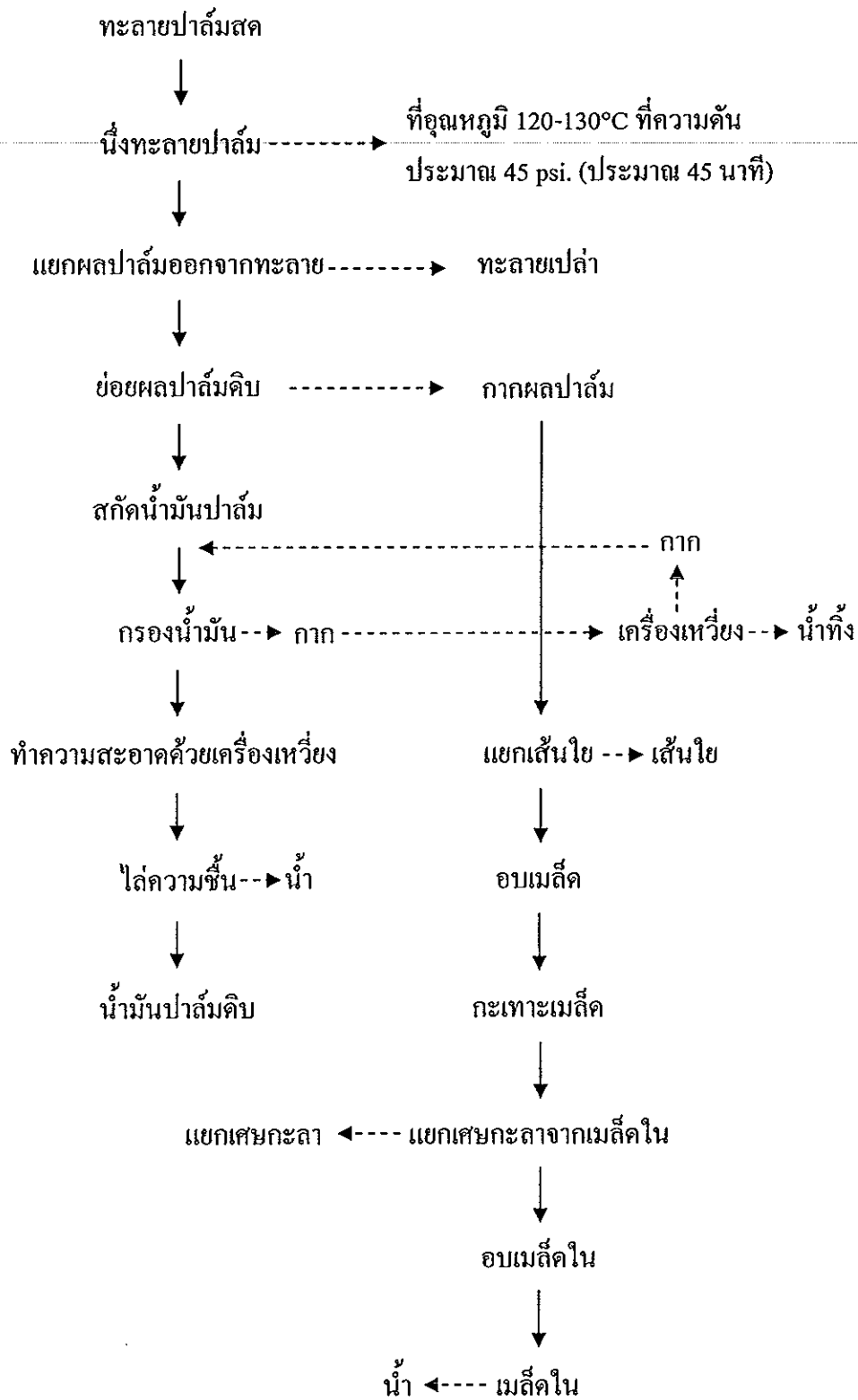
น้ำมันที่ผ่านการกรองจะถูกส่งผ่านเข้าเครื่องระเหยภายใต้ความดันต่ำกว่าบรรยากาศเพื่อกำจัดความชื้นในน้ำมัน เพื่อให้ให้น้ำมันมีอายุการเก็บรักษายาวนานขึ้น (ผาสุข, 1985; วิชัย, 2003)

ส่วนกากผลปาล์มจะถูกนำมาแยกเอาเส้นใยออกจากเมล็ดด้วยเครื่องแยกเส้นใย ซึ่งส่วนใหญ่จะใช้แรงลมเป่าให้เส้นใยลอยไปตามท่อเข้าสู่เตาของหม้อกำเนิดไอน้ำ เมล็ดที่แยกเส้นใยแล้วจะถูกนำมาอบให้แห้งและขัดให้สะอาด แล้วจึงนำเข้าสู่เครื่องกะเทาะเมล็ด เพื่อเอากะลาออกจากเมล็ดใน กะลากับเมล็ดในจะถูกแยกด้วยไฮโดรไซโคลน จากนั้นก็นำมาอบเพื่อไล่ความชื้นไม่เกิน 7% ต่อจากนั้นจึงนำเมล็ดในมาหีบ จะได้น้ำมันเมล็ดในปาล์ม (ผาสุข, 1985)



รูปที่ 2.1 กระบวนการหีบน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม

ที่มา : ผาสูช (1985)



รูปที่ 2.2 กระบวนการหีบน้ำมันปาล์มดิบด้วยกระบวนการหีบน้ำมันแบบมาตรฐาน
ที่มา : ผาสุข (1985)

2.3 การผลิตน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์

การผลิตน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ ใช้วิธีทำให้บริสุทธิ์ด้วยวิธีทางกายภาพ บางครั้งเรียกว่า การกลั่นให้บริสุทธิ์ มีวัตถุประสงค์เพื่อ คำนวณการเสื่อมคุณภาพของน้ำมัน ซึ่งประกอบด้วยกระบวนการดังต่อไปนี้

2.3.1 กระบวนการกำจัดยางเหนียว (degummed palm oil)

น้ำมันดิบจากพืชจะมีสารประกอบอินทรีย์ที่มีธาตุฟอสฟอรัส ซึ่งมีลักษณะเป็นยางเหนียว รวมอยู่ด้วยเรียกว่า ฟอสฟอไทด์ ทำให้น้ำมันเสื่อมคุณภาพในการเก็บรักษา และเมื่อโดนความร้อนจะเกิดเป็นยางเหนียว การกำจัดยางเหนียวจากน้ำมันปาล์มดิบมี 2 วิธี คือ

2.3.1.1 การใช้น้ำร้อนกำจัดยางเหนียว

ทำได้โดยการเติมน้ำร้อนลงไปนํ้ามันปาล์มดิบ เพื่อให้สารฟอสฟอไทด์เกิดสภาพไฮเดรท ทำให้มีคุณสมบัติไม่ละลายในน้ำมันและมีความถ่วงจำเพาะมากกว่า จึงสามารถแยกออกจากน้ำมันด้วยการเหวี่ยงหรือการตกตะกอน (กิตติศักดิ์, 2006; วิชัย, 2003)

2.3.1.2 การใช้กรดกำจัดยางเหนียว

การกำจัดยางเหนียวของน้ำมันปาล์มดิบด้วยการใช้กรดสามารถทำได้โดยการใช้กรดฟอสฟอริกในปริมาณร้อยละ 0.05-0.1 โดยน้ำหนักของน้ำมัน ใสลงไปในน้ำมันเพื่อกำจัดยางเหนียว หรือที่เรียกว่า สารประกอบฟอสฟอไทด์ออกจากน้ำมัน กรดฟอสฟอริกจะทำหน้าที่ไปจับกับสารเจือปนที่ไม่ต้องการ ตกลงสู่ก้นถังแล้วจึงถ่ายทิ้ง นํ้ามันปาล์มดิบมาล้างด้วยน้ำอีก 2 ครั้งเพื่อไล่กรดออกไป หากมียางเหนียวตกค้างอยู่ในน้ำมัน เมื่อนํ้ามันเข้าสู่กระบวนการกลั่นด้วยความร้อนสูง จะทำให้น้ำมันมีความหนืดสูงและคุณภาพต่ำลง (กิตติศักดิ์, 2006; วิชัย, 2003)

2.3.2 กระบวนการกำจัดกรดไขมันอิสระ (deacidified palm oil)

น้ำมันปาล์มดิบจะมีกรดไขมันอิสระสูง ซึ่งเป็นตัวการในการทำให้น้ำมันเหม็นหืนเก็บไว้ได้ไม่นาน เมื่อถูกความร้อนจะเกิดควันมากทำให้น้ำมันเสื่อมคุณภาพเร็วและมีสีคล้ำเพราะกรดไขมันอิสระทำปฏิกิริยากับออกซิเจนในอากาศ อัตราเร็วของการเกิดปฏิกิริยานี้จะขึ้นอยู่กับปริมาณของกรดไขมันอิสระที่มีอยู่ในน้ำมัน วิธีการกำจัดกรดไขมันอิสระคือ นํ้ามัน

ปาล์มที่ถูกกำจัดยางเหนียวมาทำการกำจัดกรดไขมันอิสระ เรียกว่า กระบวนการทำให้เป็นกลาง (neutralizing) โดยใช้สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ สารละลายตัวนี้จะไปทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระและกรดฟอสฟอริกที่หลงเหลืออยู่ ให้กลายเป็นไขสบู่ แล้วจึงทำการถ่ายไขสบู่ออกจากนั้นล้างน้ำมันปาล์มด้วยน้ำร้อนหลายๆครั้ง ก็จะได้ น้ำมันปาล์มที่มีกรดไขมันอิสระตามที่ต้องการ (กิตติศักดิ์, 2006) วิธีการลดกรดไขมันอิสระแบบนี้จะมีการสูญเสียปริมาณของน้ำมันปาล์มดิบประมาณ 3 เท่าของกรดไขมันอิสระที่มีอยู่ในน้ำมัน ราคาของกระบวนการนี้จะขึ้นอยู่กับปริมาณของกรดไขมันอิสระที่ต้องการกำจัดออก และราคาของโซเดียมไฮดรอกไซด์ (ผาสุข, 1985)

2.3.3 กระบวนการฟอกสี (bleaching)

น้ำมันปาล์มเป็นน้ำมันที่มีสีแดงเข้ม แต่สามารถที่จะลดความเข้มของสีได้ด้วยการใช้ผงฟอกสีในปริมาณร้อยละ 2-3 เข้าไปดูดซับสี และกรองผงฟอกสีที่ดูดซับสีออกแล้ว หลังจากนั้นจึงส่งน้ำมันเข้าสู่กระบวนการกลั่น อย่างไรก็ตามน้ำมันที่ผ่านกระบวนการฟอกสีสามารถลดสีลงได้จำนวนหนึ่ง และยังคงมีสีเหลือในน้ำมันอยู่ ซึ่งจะถูกกำจัดในกระบวนการกลั่น

2.3.4 กระบวนการกลั่น (distillation)

น้ำมันจะเข้าสู่กระบวนการกลั่นที่อุณหภูมิประมาณ 240-260°C ภายใต้อุณหภูมิที่ต่ำกว่าบรรยากาศ กรดไขมันอิสระ สี และกลิ่น จะถูกกำจัดออกด้วยกระบวนการกลั่น (วิชัย, 2003)

2.3.5 กระบวนการแยกไข (dewaxing)

การกรองน้ำมันที่ออกมาจากกระบวนการกลั่นได้รับการกรองอีกครั้ง เพื่อให้ได้น้ำมันที่ใสและบริสุทธิ์น้ำมันปาล์มที่ทำให้บริสุทธิ์แล้วจากกระบวนการข้างต้น เมื่อปล่อยให้เย็นตัวลงที่อุณหภูมิห้อง จะตกผลึกเป็นไขมันปนอยู่กับน้ำมัน ไม่เหมาะที่จะนำมาบรรจุขวดเพื่อจำหน่ายเป็นน้ำมันบริโภค จึงต้องผ่านกระบวนการแยกไข เพื่อให้ส่วนแข็งที่เรียกว่า น้ำมันปาล์มโอลีน และส่วนแข็งที่เรียกว่า น้ำมันปาล์มสเตอรินออกจากกัน การเตรียมน้ำมันปาล์มในการตกผลึก โดยการควบคุมอุณหภูมิให้น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์เป็นของเหลวทั้งหมด ที่อุณหภูมิ 70°C กระบวนการแยกส่วนน้ำมัน โดยการตกผลึกไขมัน ทำได้โดยการลดอุณหภูมิของน้ำมันให้ต่ำกว่า 20°C ซึ่งการควบคุมอุณหภูมิในการตกผลึกขึ้นอยู่กับคุณภาพน้ำมันปาล์มโอลีนที่ต้องการ การกรองแยกน้ำมันที่ผ่านการตกผลึกไขมันแล้วจะถูกส่งมากรองแยกไขมันออก ซึ่งสามารถแยกได้เป็นน้ำมันปาล์มโอลีนและน้ำมันปาล์มสเตอรินในอัตราส่วน 60-70: 30-40 (วิชัย, 2003)

2.4 องค์ประกอบทางเคมีของน้ำมันพืชและน้ำมันสัตว์

องค์ประกอบทางเคมีของน้ำมันพืชและน้ำมันสัตว์ทุกชนิดเป็นสารประกอบไตรกลีเซอไรด์ มีโครงสร้างเป็น C_3H_5 เชื่อมต่อกับกรดไขมันที่มีจำนวนคาร์บอนตั้งแต่ 10 ถึง 30 ตัว น้ำมันพืชและน้ำมันสัตว์มีกรดไขมันชนิดต่างๆกันเป็นองค์ประกอบ และมีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบในกรดไขมันระหว่าง 12-18 ตัว มีปริมาณกรดไขมันอิ่มตัวที่แตกต่างกัน โดยมีปริมาณของกรดไขมันอยู่ในโครงสร้างร้อยละ 94-96 ของน้ำหนักโมเลกุลของไตรกลีเซอไรด์ ทำให้คุณสมบัติของน้ำมันแต่ละชนิดทั้งทางเคมีและกายภาพแตกต่างกันออกไปตามคุณสมบัติของกรดไขมันที่มีองค์ประกอบนั้นอยู่ ดังแสดงในตารางที่ 2.1 และได้แสดงองค์ประกอบของกรดไขมันหลักจากน้ำมันชนิดชนิดต่างๆ ในตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.1 องค์ประกอบของกรดไขมันหลัก

ชื่อกรดไขมัน	ชื่อทางเคมี	โครงสร้าง (xx:y)	สูตรทั่วไป
Lauric	Dodecanoic	12:0	$C_{12}H_{24}O_2$
Myristic	Tetradecanoic	14:0	$C_{14}H_{28}O_2$
Palmitic	Hexadecanoic	16:0	$C_{16}H_{32}O_2$
Stearic	Octadecanoic	18:0	$C_{18}H_{36}O_2$
Arachidic	Eicosanoic	20:0	$C_{20}H_{40}O_2$
Behenic	Docosanoic	22:0	$C_{22}H_{44}O_2$
Lignoceric	Tetracosanoic	24:0	$C_{24}H_{48}O_2$
Oleic	cis-9-Octadecenoic	18:1	$C_{18}H_{34}O_2$
Linoleic	cis-9,cis-12-Octadecadienoic	18:2	$C_{18}H_{32}O_2$
Linolenic	cis-9,cis-12,cis-15 Octadecatrienoic	18:3	$C_{18}H_{30}O_2$
Erucic	cis-13-Docosenoic	22:1	$C_{32}H_{42}O_2$

xx คือจำนวนคาร์บอน, y คือพันธะคู่ที่คาร์บอน

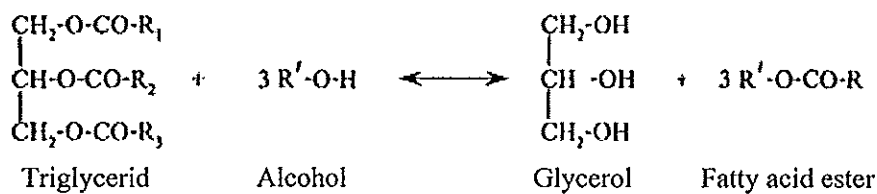
ที่มา : Srivastava and Prasad (2000)

ตารางที่ 2.2 องค์ประกอบของกรดไขมันหลักจากน้ำมันดิบชนิดต่างๆ

น้ำมัน	องค์ประกอบของกรดไขมันหลัก								อ้างอิง
	C12:0 Lauric	C14:0 Myristic	C16:0 Palmitic	C18:0 Stearic	C18:1 Oleic	C18:2 Linoleic	C18:3 Linolenic		
ข้าวโพด	-	-	11.67	1.85	25.16	60.6	0.48	Ma and Hanna (1999)	
เมล็ดกาแฟ	-	-	3.49	0.85	64.4	22.3	8.23	Ma and Hanna (1999)	
ถั่วลิสง	-	-	11.38	2.39	48.28	31.95	0.93	Ma and Hanna (1999)	
ปาล์มดิบ	0-0.5	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)	
ปาล์มโอสติน	0.1-0.5	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)	
ปาล์มสเตียร์น	0.1-0.5	1.0-2.0	48.0-74.0	3.9-6.0	15.5-36.0	3.0-10.0	0.5	อดิศักดิ์ (2002)	
เมล็ดในปาล์ม	45.0-55.0	14.0-8.0	6.5-10.0	1.0-3.0	12.0-19.0	1.0-3.5	0-0.2	อดิศักดิ์ (2002)	
เมล็ดสนูต้า	-	-	14.9	6.0	41.2	37.4	-	อดิศักดิ์ (2002)	
มะพร้าว	46.5	19.2	9.8	3	6.9	2.2	-	Marchetti และคณะ (2005)	
ถั่วเหลือง	0.1	0.1	10.2	3.7	22.8	53.7	8.6	Marchetti และคณะ (2005)	

2.5 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

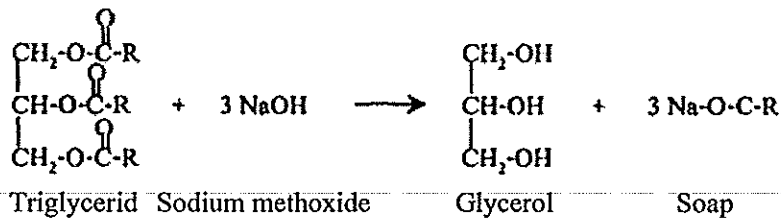
เป็นกระบวนการเคลื่อนย้ายหมู่เอสเทอร์ หรือแอลกอฮอล์ไลซิส เป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังแสดงในรูปที่ 2.3 โดยไตรกลีเซอไรด์จะทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ เกิดเป็น เอสเทอร์ และกลีเซอรอล กระบวนการนี้เป็นที่นิยมใช้เพื่อปรับปรุงคุณภาพทางเชื้อเพลิง โดยเฉพาะการลดค่าความหนืดของน้ำมันพืช หรือไขมันจากสัตว์ เพื่อผลิตเป็นไบโอดีเซล ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน สามารถทำปฏิกิริยาที่ความดันบรรยากาศปกติ และอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาไม่ควรสูงเกินกว่าจุดเดือดของแอลกอฮอล์ที่ใช้ แต่ปฏิกิริยานี้จะเกิดขึ้นช้า ดังนั้นจึงต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เพื่อให้อัตราเร็วของปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้าได้เร็วขึ้น และควรเพิ่มปริมาณของแอลกอฮอล์ตั้งต้นให้เกินพอจากทฤษฎี เพื่อให้สมดุลของปฏิกิริยาเลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์มากขึ้น



รูปที่ 2.3 ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน

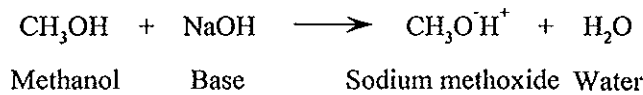
ที่มา : Srivastava and Prasad (2000)

ปฏิกิริยาข้างเคียงที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันคือปฏิกิริยา สaponification) หรือเป็นปฏิกิริยาที่ทำให้เกิดสบู่ โดยไตรกลีเซอไรด์จะไปทำปฏิกิริยากับเบสได้ผลิตภัณฑ์เป็นกลีเซอรอลกับสบู่ ดังแสดงในรูปที่ 2.4 การใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ ซึ่งเป็นเบสแก่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาสำหรับปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน จะทำให้เกิดปฏิกิริยาสaponification ในระหว่างการทำปฏิกิริยา ซึ่งจะทำให้เกิดสบู่ ถ้าเกิดสบู่ขึ้นมากเกินไปอาจทำให้มีปัญหาในขั้นตอนการทำความสะอาดไบโอดีเซล เนื่องจากวิธีการแยกตัวเร่งปฏิกิริยาจากไบโอดีเซลด้วยการใช้น้ำล้าง จะทำให้การแยกชั้นระหว่างน้ำล้างกับไบโอดีเซลใช้เวลานาน ดังนั้นก่อนการทำปฏิกิริยาควรจะต้องป้องกันน้ำที่ปะปนในสารตั้งต้น เพื่อลดการเกิดสบู่ คือ ปริมาณน้ำที่ปนเปื้อนมากับน้ำมันพืช และปริมาณน้ำในแอลกอฮอล์ ต้องมีปริมาณน้ำปะปนน้อยที่สุด แต่อย่างไรก็ตาม น้ำจะเกิดขึ้นในขั้นตอนการละลายเบสในแอลกอฮอล์ก่อนผสมกับน้ำมันพืช ดังแสดงในรูปที่



รูปที่ 2.4 ปฏิกิริยาสะปอนิฟิเคชันทำให้เกิดสบู่

ที่มา : ภูธร (2002)

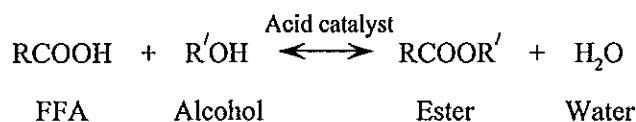


รูปที่ 2.5 ปฏิกิริยาการละลายเบสในแอลกอฮอล์

ที่มา : เรื่องวิทย์ (2004)

2.6 ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

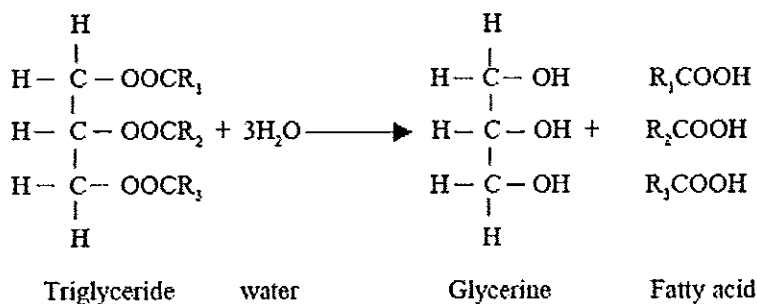
ปฏิกิริยาที่จะนำมาใช้ในงานวิจัยนี้เป็นปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่สามารถย้อนกลับได้ \rightarrow ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาระหว่างกรดคาร์บอกซิลิกกับแอลกอฮอล์ โดยใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เพื่อให้เกิดผลิตภัณฑ์เร็วขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ เอสเทอร์ และน้ำ ดังแสดงในรูปที่ 2.6 ปฏิกิริยานี้จะเปลี่ยนกรดไขมันอิสระของน้ำมันให้เป็นเอสเทอร์ หรือเป็นปฏิกิริยาที่สามารถช่วยลดกรดไขมันอิสระของน้ำมันที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูง ก่อนนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยา ทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน



รูปที่ 2.6 ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

ที่มา : สุรัชย์ (2007)

ปฏิกิริยาข้างเคียงที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันคือ ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส (hydrolysis) ถ้ามีน้ำปะปนอยู่ในสารตั้งต้น ได้แก่ น้ำมัน และแอลกอฮอล์ จะทำให้น้ำไปทำปฏิกิริยากับไตรกลีเซอไรด์ ได้กลีเซอรอล และกรดไขมันอิสระ ดังแสดงในรูปที่ 2.7 ปฏิกิริยานี้เป็นคุณสมบัติทางเคมีของการเกิดเอสเทอร์ เมื่อมีกรดหรือเบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ถ้ามีน้ำในกระบวนการ เอสเทอร์ริฟิเคชันมาก จะทำให้เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสมากขึ้นเช่นกัน ซึ่งจะทำให้ปริมาณกรดไขมันอิสระของน้ำมันสูงขึ้น และจะส่งผลกระทบต่อในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันในขั้นตอนต่อไป เนื่องจากต้องเพิ่มตัวเร่งปฏิกิริยา และจะส่งผลกระทบต่ออายุเสถียรภาพของเมทิลเอสเทอร์ไปในขั้นของกลีเซอรอล (สุภายิต, 2004; กิตติศักดิ์, 2006) ✓



รูปที่ 2.7 ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส

ที่มา : สุภายิต (2004)

2.7 ตัวแปรที่มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยา

2.7.1 ชนิดและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา

กระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากกรดไขมันอิสระด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยการใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทกรด ได้แก่ sulfuric, phosphoric, hydrochloric organic, sulfonic เป็นต้น ตัวเร่งปฏิกิริยากรดจะก่อให้เกิดปัญหาด้านสิ่งแวดล้อมและเกิดการกัดกร่อนต่ออุปกรณ์ในการผลิตมากกว่าตัวเร่งปฏิกิริยาเบส แต่ในกรณีน้ำมันที่ใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลมีค่ากรดไขมันอิสระสูงมากกว่า 2% โดยน้ำหนัก ควรจะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทกรด เพื่อไปทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระในน้ำมัน เพื่อเปลี่ยนให้เป็นเอสเทอร์ การใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจะดีกว่าการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทเบส เนื่องจากถ้าใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจะเกิดปฏิกิริยาสะปอนิฟิเคชัน หรือเป็นปฏิกิริยาทำให้เกิดสบู่ ส่งผลกระทบต่อปริมาณและคุณภาพของเมทิลเอสเทอร์ (Saka และคณะ, 2001)

2.7.2 อัตราส่วนระหว่างแอลกอฮอล์กับน้ำมัน

อัตราส่วนโดยโมลของสารตั้งต้นระหว่างแอลกอฮอล์กับไตรกลีเซอไรด์ในปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันเป็นตัวแปรที่สำคัญที่มีผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์และปริมาณกรดไขมันอิสระที่ลดลง จากสมการของปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมัน มีอัตราส่วน 1:1 แต่เนื่องจากปฏิกิริยานี้เป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ ดังนั้นเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดเอสเทอร์สูงสุดจึงมักใช้แอลกอฮอล์ที่มากเกินไปจากทฤษฎี เพื่อไปขับเคลื่อนให้สมดุลของปฏิกิริยาเลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์มากที่สุด (Freedman และคณะ, 1984) แอลกอฮอล์ที่นิยมใช้ในการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันเพื่อผลิตไบโอดีเซลได้แก่ เอทานอล และเมทานอล ซึ่งเอทานอลได้จากการหมักพืช เศษซากพืช เพื่อเปลี่ยนแป้งจากพืชให้เป็นน้ำตาลแล้วเปลี่ยนจากน้ำตาลเป็นแอลกอฮอล์ ส่วนเมทานอลได้จากก๊าซธรรมชาติและการสังเคราะห์ทางเคมี เป็นแอลกอฮอล์ที่มีสายโซ่สั้นที่สุดและเป็นของเหลวที่มีความเป็นขี้ผึ้งซึ่งช่วยเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยากับไตรกลีเซอไรด์ แต่เมทานอลมีการกัดกร่อนสูงกว่าและระเหยง่ายกว่าเอทานอล ส่วนใหญ่จะใช้เมทานอลเนื่องจากมีราคาถูกกว่า และมีคุณสมบัติทางเคมีที่เหมาะสมกว่า แต่เมทานอลมีอันตรายมากกว่าเอทานอล (ภูธร, 2002)

2.7.3 อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา

ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันสามารถเกิดขึ้นได้ในสภาวะอุณหภูมิที่แตกต่างกัน แม้ว่าจะทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิห้อง (25°C) แต่การเกิดปฏิกิริยาจะดำเนินไปอย่างช้าๆ เมื่อเพิ่มอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาให้สูงขึ้นปฏิกิริยาจะดำเนินไปข้างหน้าได้เร็วขึ้น ดังนั้นอุณหภูมิจึงเปรียบเสมือนตัวเร่งปฏิกิริยาตัวหนึ่ง จากงานวิจัยของ Ramadhhas และคณะ (2004) ได้ศึกษาการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันเมล็ดคาง ที่มีกรดไขมันอิสระสูง ด้วยวิธีการผลิตแบบสองขั้นตอน โดยขั้นตอนแรกได้ใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน และได้แสดงข้อสังเกตเกี่ยวกับ อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน เพื่อลดกรดไขมันอิสระของน้ำมันเมล็ดคางให้น้อยกว่า 2% ว่าอุณหภูมิที่เหมาะสมที่สุดในการทำปฏิกิริยา คือ $45 \pm 5^{\circ}\text{C}$ ถ้าอุณหภูมิสูงเกินไปอาจทำให้น้ำมันเป็นสีดำ และส่งผลต่อต้นทุนการผลิต นอกจากนี้ สุรชัย (2007) ได้ศึกษาจลนพลศาสตร์ของการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งมีกรดไขมันอิสระอยู่ในช่วง 8-14 % โดยน้ำหนัก ด้วยกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน โดยขั้นตอนแรกใช้ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน ที่อุณหภูมิ 60°C เป็นอุณหภูมิที่เหมาะสม ภายใต้สภาวะอัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อกรดไขมันอิสระ 10:1 ใช้กรดซัลฟิวริก ประมาณ 0.8% โดยน้ำหนัก สามารถลดกรดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก ภายในเวลา 30 วินาที จากงานวิจัยต่างๆ ทำให้ทราบว่า มีหลายตัวแปรที่มี

ผลต่ออุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา เช่น ชนิดของน้ำมันที่นำมาใช้เป็นวัตถุดิบ และอุณหภูมิที่สูงขึ้นจะช่วยเพิ่มอัตราเร็วปฏิกิริยาขึ้นด้วย แต่อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาไม่ควรเกินจุดเดือดของแอลกอฮอล์ที่ใช้ เนื่องจากจะเกิดการสูญเสียปริมาณของแอลกอฮอล์ก่อนที่ปฏิกิริยาจะสมบูรณ์ (Ramadhas และคณะ, 2004)

2.7.4 ความรุนแรงในการผสม

ความรุนแรงในการผสมสามารถหาได้จากตัวเลขเรย์โนลด์ (Reynolds number, N_{Re}) ซึ่งความรุนแรงในการผสมเป็นตัวแปรที่มีผลต่อปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชันค่อนข้างน้อย โดยการกวนผสมในช่วงแรก วัตถุประสงค์ของสารตั้งต้น คือ น้ำมัน แอลกอฮอล์ และกรดซัลฟิวริก จะถูกกวนผสมเพื่อให้สารตั้งต้นเป็นวัฏภาคเดียวกัน เนื่องจากสารทั้งสามชนิดไม่สามารถละลายเป็นเนื้อเดียวกันเองได้ แต่การกวนผสมจะส่งผลกระทบต่อปฏิกิริยาในช่วงเริ่มต้นค่อนข้างช้า เนื่องจากการแพร่ระหว่างสารตั้งต้นทั้งสามวัฏภาคไม่ดีเพียงพอ แต่เมื่อปฏิกิริยาคำเนินไปเรื่อยๆจนเริ่มเกิดเป็นเอสเทอร์ การผสมจะมีผลต่อปฏิกิริยามากขึ้น โดยจะเป็นตัวกระตุ้นและชักนำให้ระบบแพร่กระจายระหว่างกันกลายเป็นวัฏภาคเดี่ยว ทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในเวลาต่อมา (ภูธร, 2002) แต่ถ้าทราบความรุนแรงในการผสมที่เหมาะสมในการปฏิกิริยา จะทำให้สามารถนำข้อมูลมาออกแบบเครื่องปฏิกรณ์และขยายขนาดของปริมาณการผลิตได้

2.7.5 ความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้น

ความบริสุทธิ์ของวัตถุดิบหรือน้ำมันที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในการทำปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน สามารถวัดความบริสุทธิ์ได้จากกรดไขมันอิสระ และไม่ควรมีน้ำปะปน เนื่องจากถ้ามีน้ำปะปนมากจะทำให้เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส (hydrolysis) เช่นเดียวกับเมทานอลที่ต้องมีความบริสุทธิ์ไม่น้อยกว่า 98% และน้ำมันที่ผ่านกระบวนการลดกรดไขมันอิสระ ควรมีปริมาณกรดไขมันอิสระน้อยกว่า 2% โดยน้ำหนัก ถ้ามีปริมาณกรดไขมันอิสระสูงจะส่งผลกระทบต่อกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ในขั้นตอนที่สองด้วยปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์รีฟิเคชัน ซึ่งจะทำให้กรดไขมันอิสระไปทำปฏิกิริยากับเบส เกิดเป็นสบู่เรียกว่า ปฏิกิริยาซาปอนิฟิเคชัน (saponification)

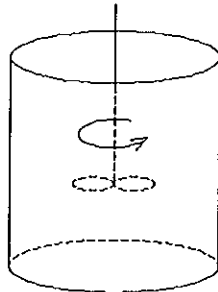
2.8 ประเภทของเครื่องปฏิกรณ์

2.8.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ (batch reactor)

เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ ดังแสดงในรูปที่ 2.8 มีหลักการทำงานคือ สารทำปฏิกิริยาทั้งหมดจะถูกป้อนเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ แล้วจึงเริ่มทำปฏิกิริยาโดยการกวนผสมทิ้งไว้ตามเวลาในการทำปฏิกิริยาที่กำหนด เมื่อสิ้นสุดปฏิกิริยา จึงนำผลิตภัณฑ์ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ ในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะมีใบกวนทำหน้าที่กวนผสมสารทำปฏิกิริยาให้เป็นวัฏภาคเนื้อเดียวกัน และการกวนผสมยังช่วยเพิ่มการถ่ายเทมวลและความร้อนให้ทั่วเครื่องปฏิกรณ์

$$\text{สมการออกแบบของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ, } t = N_{A0} \int_0^x \frac{dx}{-r_A V} \quad (\text{Fogler, 2006})$$

โดยที่ t คือเวลาในการผสม, N_{A0} คือจำนวน โมลเริ่มต้นของสาร A, $-r_A$ คืออัตราเร็วการเกิดปฏิกิริยาของสาร A และ V คือปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์



รูปที่ 2.8 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ

ที่มา : Fogler (2006)

2.8.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง (continuous reactor)

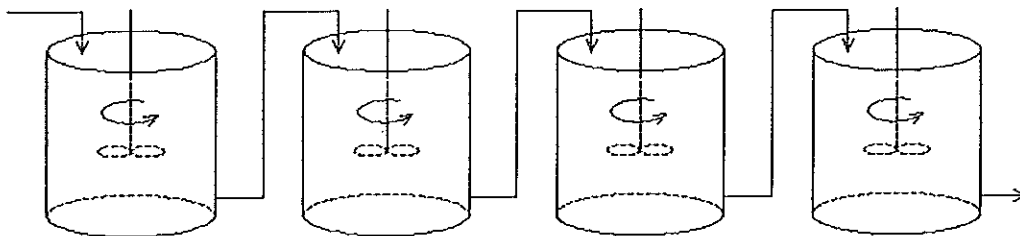
หลักการทำงานของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องคือ สารตั้งต้นและตัวเร่งปฏิกิริยาจะถูกป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่อง ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ออกมาตลอดเวลา ประเภทของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องมีดังนี้

2.8.2.1 เครื่องปฏิกรณ์ถังกวนแบบต่อเนื่อง (continuous stirred tank reactor, CSTR)

เครื่องปฏิกรณ์ถังกวนแบบต่อเนื่องต่ออนุกรม ดังแสดงในรูปที่ 2.9 และ 2.10 มีหลักการทำงานคล้ายกับเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ แต่จะป้อนสารทำปฏิกิริยากับตัวเร่งปฏิกิริยาเข้าเครื่องปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่อง เครื่องปฏิกรณ์แบบ CSTR จะมีใบกวนช่วยกวนของผสมภายในถังกวน ทำให้เกิดการผสมกันได้ดี ที่อุณหภูมิและความเข้มข้นเดียวกัน ใบกวนนอกจากจะมีหน้าที่ทำให้สารทำปฏิกิริยาเป็นวัฏภาคเดียวกัน ยังช่วยเพิ่มการถ่ายเทมวลและความร้อนอีกด้วย ต้นทุนในการสร้างเครื่องปฏิกรณ์ประเภทนี้ไม่สูงมากนัก

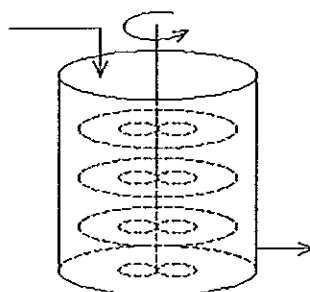
$$\text{สมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน, } V = \frac{F_{A0}(X_{out} - X_{in})}{(-r_A)_{out}} \quad (\text{Fogler, 2006})$$

โดยที่ V คือปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์, $-r_A$ คืออัตราเร็วการเกิดปฏิกิริยาของสาร A, X คือคอนเวอร์ชันของผลิตภัณฑ์ และ F_{A0} คืออัตราการไหลเชิง โมลของสาร A



รูปที่ 2.9 เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนต่ออนุกรม

ที่มา : Fogler (2006)



รูปที่ 2.10 เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนหลายชั้น

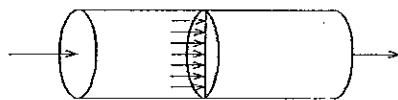
ที่มา : Fogler (2006)

2.8.2.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (plug flow reactor, PFR)

เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล ดังแสดงในรูปที่ 2.11 มีลักษณะเป็นท่อ โดยสารตั้งต้นจะไหลเข้าทางด้านหนึ่งของเครื่องและผลิตภัณฑ์จะออกทางปลายท่ออีกด้านหนึ่ง ลักษณะการไหลของสารตั้งต้นจะผ่านท่อที่มีพื้นที่หน้าตัดเท่ากันตลอด ทำให้ความเข้มข้นในแนวตั้งฉากกับการไหลเท่ากัน ความเข้มข้นในแนวทิศทางการไหลไม่เท่ากัน เพราะมีปฏิกิริยาเกิดขึ้นอย่างต่อเนื่อง เครื่องปฏิกรณ์แบบนี้อาจมีความยาวมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับอัตราการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งเครื่องปฏิกรณ์แบบนี้เหมาะกับปฏิกิริยาในวัฏภาคก๊าซ เนื่องจากจะผสมกันได้ดีโดยไม่ต้องมีตัวช่วยในการผสม การให้ความร้อนหรือดึงความร้อนออกจากปฏิกิริยาภายในท่อทำได้โดยผ่านทางผนังท่อ

$$\text{สมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล, } V = F_{A0} \int_{X_{in}}^{X_{out}} \frac{dx}{-r_A} \quad (\text{Fogler, 2006})$$

โดยที่ V คือปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์, $-r_A$ คืออัตราเร็วการเกิดปฏิกิริยาของสาร A, X คือคอนเวอร์ชันของผลิตภัณฑ์ และ F_{A0} คืออัตราการไหลเชิงโมลของสาร A



รูปที่ 2.11 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล

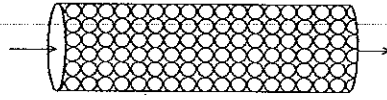
ที่มา : Fogler (2006)

2.8.2.3 เครื่องปฏิกรณ์แบบ (packed bed reactor, PBR)

เครื่องปฏิกรณ์แบบ packed bed reactor ดังแสดงในรูปที่ 2.12 มีประสิทธิภาพสูง ต้นทุนต่ำ ส่วนใหญ่แล้วมักจะใช้ขนาดใหญ่ ในเครื่องปฏิกรณ์แบบนี้ตัวเร่งปฏิกิริยาจะถูกบรรจุภายในคอลัมน์ ดังนั้นจึงพบว่ามีพื้นที่ผิวต่อหน่วยปริมาตรของถังปฏิกรณ์สูง ในกรณีเป็นวัฏภาคเดียวอาจมีการป้อนสลับสเตรทเข้าทางด้านบนหรือล่าง ส่วนในกรณีที่เป็นสองวัฏภาค อาจป้อนสลับสเตรทส่วนทางกัน โดยป้อนสารที่มีความหนาแน่นมากกว่าด้านล่าง

$$\text{สมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบ packed bed reactor, } W = F_{A0} \int_{X_{in}}^{X_{out}} \frac{dx}{-r_A} \quad (\text{Fogler, 2006})$$

โดยที่ W คือน้ำหนักของตัวเร่งปฏิกิริยา, $-r_A$ คืออัตราเร็วการเกิดปฏิกิริยาของสาร A, X คือคอนเวอร์ชันของผลิตภัณฑ์ และ F_{A0} คืออัตราการไหลเชิงโมลของสาร A

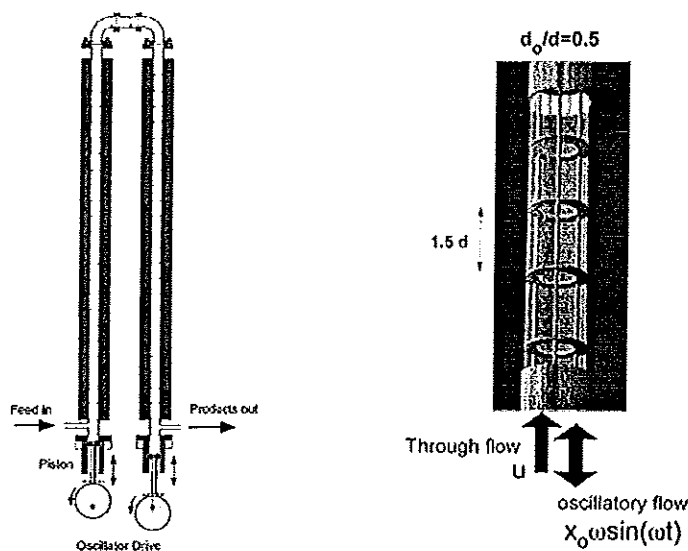


รูปที่ 2.12 เครื่องปฏิกรณ์แบบ packed bed reactor

ที่มา : Fogler (2006)

2.8.2.4 เครื่องปฏิกรณ์ oscillatory flow reactors, OFRs

เครื่องปฏิกรณ์แบบ oscillatory flow reactor ดังแสดงในรูปที่ 2.13 เป็นงานวิจัยของมหาวิทยาลัย เคมบริดจ์ oscillatory flow reactors ออกแบบมาเพื่อให้เหมาะสมกับสารที่มีลักษณะเป็นของเหลว โดยปั๊มลูกสูบจะดันของเหลวผ่านท่อที่มีวงแหวนภายในของเหลวจะไหลในลักษณะการสั่นตามความถี่ที่กำหนด และมีขนาดเป็นแอมพลิจูด ของเหลวจะไหลผ่านท่อที่มีวงแหวน (baffle) ซึ่งตรงกลางวงแหวนมีรูขนาดครึ่งหนึ่งของท่อ ระยะห่างของวงแหวนจะวางห่างกัน 1.5 เท่าของท่อ ทำให้เกิดการไหลแบบปั่นป่วนภายในท่อระหว่างวงแหวน ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์แบบนี้คือ สารทำปฏิกิริยาจะผสมกันได้ดีและต่อเนื่องทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมากกว่าเครื่องปฏิกรณ์ประเภทอื่นที่ปริมาตรเท่ากัน ซึ่งเมื่อใช้ปริมาตรที่น้อยกว่าก็จะลดพื้นที่ในการติดตั้ง (Harvey และคณะ, 2001)



รูปที่ 2.13 เครื่องปฏิกรณ์แบบ oscillatory flow reactors

ที่มา : Harvey และคณะ (2001)

2.9 ข้อดีและข้อด้อยระหว่างกระบวนการแบบกะกับแบบต่อเนื่อง

โดยทั่วไปการผลิต โปโอดีเซลในประเทศไทยจะใช้กระบวนการแบบกะ ซึ่งมีข้อดีหลายประการเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการแบบต่อเนื่อง ดังแสดงในตารางที่ 2.3 ปัจจัยเหล่านี้จึงควรมีการพัฒนาการผลิต โปโอดีเซล โดยใช้กระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องเพื่อลดข้อด้อยของกระบวนการแบบกะ

ตารางที่ 2.3 เปรียบเทียบข้อดีและข้อด้อยระหว่างกระบวนการแบบกะกับแบบต่อเนื่อง

ประเภทของเครื่องปฏิกรณ์	ข้อดี	ข้อด้อย
แบบกะ	<ul style="list-style-type: none"> - การลงทุนกระบวนการผลิตมีราคาถูกกว่า - สามารถควบคุมกระบวนการผลิตได้ง่ายกว่า 	<ul style="list-style-type: none"> - ต้องการปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ที่ใหญ่กว่า - สิ้นเปลืองพลังงานในการผลิตแต่ละกะ - คุณภาพของผลิตภัณฑ์ในแต่ละกะมีความแตกต่างกัน
แบบต่อเนื่อง	<ul style="list-style-type: none"> - ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เล็กกว่า - คุณภาพของผลิตภัณฑ์มีความสม่ำเสมอ - เหมาะกับอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ - ใช้พื้นที่ติดตั้งน้อยกว่า 	<ul style="list-style-type: none"> - การลงทุนกระบวนการผลิตมีราคาสูงกว่า

บทที่ 3

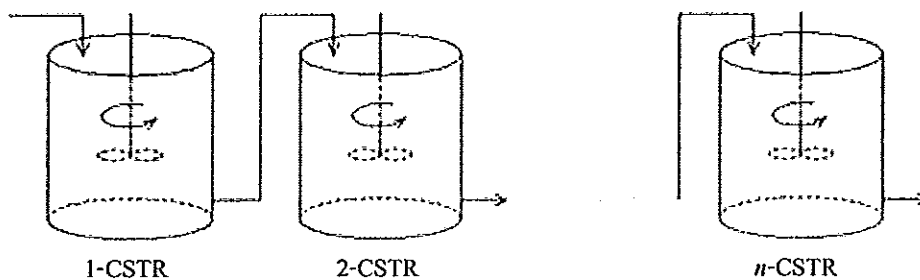
การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องของกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน

3.1 การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง เพื่อลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์ม คิพชนิดหีบรวม ให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก สำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง ด้วยวิธีการจำลองแบบจากสมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง มีวัตถุประสงค์เพื่อหาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง โดยใช้สมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง ดังแสดงในสมการที่ 3.1 (Fogler, 2006)

$$\tau_r = \sum_{i=1}^n \tau_i \quad (3.1)$$

โดยที่ τ_r คือเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์จำนวน n ห้อง (นาที), τ_i คือเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ต่อห้อง (นาที), n คือจำนวนเครื่องปฏิกรณ์ (ห้อง)



รูปที่ 3.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบดังกล่าวต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง

ที่มา : Fogler (2006)

3.2 การหาสมการอัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ

3.2.1 สมการอัตราเร็วปฏิกิริยาแบบผันกลับได้

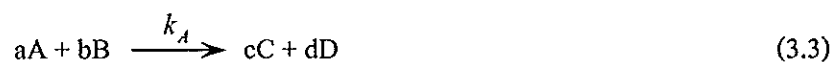
เนื่องจากปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังนั้นในการจำลองแบบหาสมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง เพื่อลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม จะต้องทราบอัตราเร็วปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน เพื่อนำมาสร้างสมการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรม ซึ่งสามารถหาสมการออกแบบได้ดังนี้

สมการอัตราเร็วปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ (Fogler, 2006)



โดยที่ A และ B คือสารทำปฏิกิริยา, C และ D คือผลิตภัณฑ์, a และ b คือสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ของสารทำปฏิกิริยา, c และ d คือสัมประสิทธิ์ปริมาณสัมพันธ์ของผลิตภัณฑ์

อัตราเร็วปฏิกิริยาในการสูญเสียสาร A (Fogler, 2006)



$$r_{A, \text{forward}} = -\frac{dC_A}{dt} = -k_A C_A^a C_B^b \quad (3.4)$$

อัตราเร็วปฏิกิริยาในการเกิดสาร A (Fogler, 2006)



$$r_{A, \text{reverse}} = \frac{dC_A}{dt} = k_{-A} C_C^c C_D^d \quad (3.6)$$

ดังนั้น อัตราเร็วปฏิกิริยาของสาร A (Fogler, 2006)



$$r_A \equiv r_{A,\text{net}} = r_{A,\text{forward}} + r_{A,\text{reverse}} \quad (3.8)$$

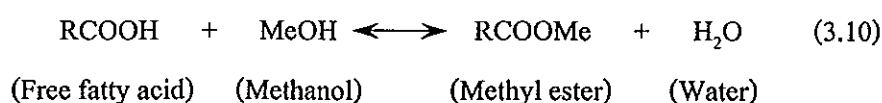
$$r_A = -k_A C_A^a C_B^b + k_{-A} C_C^c C_D^d \quad (3.9)$$

โดยที่ $r_{A,\text{forward}}$ คืออัตราเร็วปฏิกิริยาในการสูญเสียสาร A, $r_{A,\text{reverse}}$ คืออัตราเร็วปฏิกิริยาในการเกิดสาร A, C_A , C_B , C_C และ C_D คือความเข้มข้นของสาร A, B, C และ D (โมล/ลิตร) ตามลำดับ, k_A คือค่าคงที่ปฏิกิริยาไปข้างหน้า, k_{-A} คือค่าคงที่ปฏิกิริยาย้อนกลับ, a , b , c และ d คืออันดับปฏิกิริยาของสาร A, B, C และ D ตามลำดับ

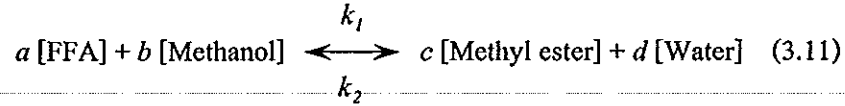
3.2.2 อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ

ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันที่ใช้ในการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง ดังแสดงในสมการที่ 3.10 (กิตติศักดิ์, 2006) จะต้องทราบข้อมูลที่เกี่ยวข้องกับสภาวะที่เหมาะสม และข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ในการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งทีมวิจัยของ สุรัชย์ (2007) ได้ศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งมีกรดไขมันอิสระ 8-12% โดยน้ำหนัก ด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบกะภายใต้สภาวะอัตราส่วนความเข้มข้นโดย โมลของเมทานอลต่อน้ำมัน 2.5:1 กรดซัลฟิวริก 0.8% โดยน้ำหนัก ที่อุณหภูมิ 60°C ภายในเวลา 30 วินาที สามารถลดกรดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก และมีค่าทางจลนพลศาสตร์ คือค่าคงที่ปฏิกิริยาไปข้างหน้า (k_f) และค่าคงที่ปฏิกิริยาย้อนกลับ (k_r) มีค่าเท่ากับ 1.340 (1/นาที) และ 0.682 (1/นาที) ตามลำดับ โดยที่อันดับปฏิกิริยามีค่าเท่ากันคือ 0.5

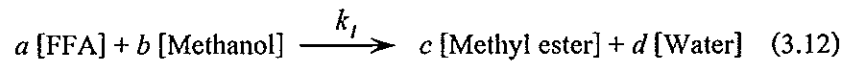
ปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน (กิตติศักดิ์, 2006)



สมการอัตราเร็วของปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชัน

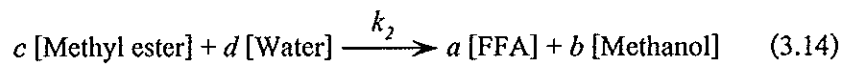


อัตราเร็วปฏิกิริยาในการสูญเสียกรดไขมันอิสระ, FFA



$$r_{\text{FFA,forward}} = -\frac{dC_{\text{FFA}}}{dt} = -k_1 C_{\text{FFA}}^a C_{\text{MeOH}}^b \quad (3.13)$$

อัตราเร็วปฏิกิริยาในการเกิดกรดไขมันอิสระ, FFA



$$r_{\text{FFA,reverse}} = \frac{dC_{\text{FFA}}}{dt} = k_2 C_{\text{ME}}^c C_{\text{Water}}^d \quad (3.15)$$

ดังนั้น อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ, FFA

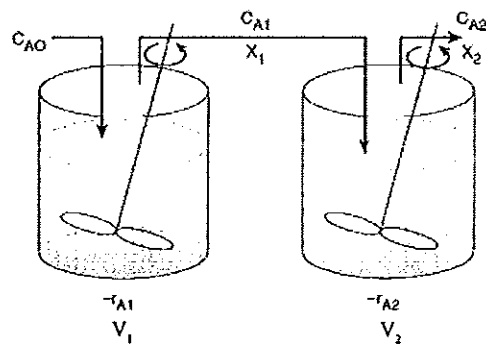
$$r_{\text{FFA}} \equiv r_{\text{FFA,net}} = r_{\text{FFA,forward}} + r_{\text{FFA,reverse}} \quad (3.16)$$

$$r_{\text{FFA}} = -k_1 C_{\text{FFA}}^a C_{\text{MeOH}}^b + k_2 C_{\text{ME}}^c C_{\text{Water}}^d \quad (3.17)$$

โดยที่ r_{FFA} คืออัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ, C_{FFA} คือความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระ (โมล/ลิตร), C_{MeOH} คือความเข้มข้นของเมทานอล (โมล/ลิตร), C_{ME} คือความเข้มข้นของเมทิลเอสเทอร์ (โมล/ลิตร), C_{Water} คือความเข้มข้นของน้ำ (โมล/ลิตร), k_1 คือค่าคงที่ที่ปฏิกิริยาไปข้างหน้า, k_2 คือค่าคงที่ที่ปฏิกิริยาย้อนกลับ, a , b , c , d คืออันดับปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระ, เมทานอล, เมทิลเอสเทอร์ และ น้ำ ตามลำดับ

3.3 การหาสมการความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n

การคำนวณหาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง ในกรณีที่ปริมาตรและเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์แต่ละห้องมีค่าเท่ากัน ($\tau_1 = \tau_2 = \dots = \tau_n = \tau_i = V_i / v_0$) ดังแสดงในรูปที่ 3.2 (Fogler, 2006) จะได้สมการความเข้มข้นของสาร A ที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n ห้อง ดังแสดงในสมการที่ 3.18 (Fogler, 2006)



รูปที่ 3.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรม
ที่มา : Fogler (2006)

ความเข้มข้นของสาร A ที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n ห้อง (Fogler, 2006)

$$C_{An} = \frac{C_{A0}}{(1 + Da_m)^n} \quad (3.18)$$

สมการ *Damkohler number* (Fogler, 2006)

$$Da_m = \frac{-r_{A0} V}{F_{A0}} \quad (3.19)$$

อัตราการไหลเชิงโมลของสาร A (Fogler, 2006)

$$F_{A0} = C_{A0} v_0 \quad (3.20)$$

โดยที่ C_{A_n} คือความเข้มข้นของสาร A ที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n (โมล/ลิตร), C_{A0} คือความเข้มข้นของสาร A ก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (โมล/ลิตร), n คือจำนวนเครื่องปฏิกรณ์ (ห้อง), Da_m คือ *Damkohler number*, F_{A0} คืออัตราการไหลเชิงโมลของสาร A ก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (โมล/นาท), V คือปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ (ลิตร), v_0 คืออัตราการไหลรวมของสารทำปฏิกิริยา (ลิตร/นาท) และ r_{A0} คืออัตราเร็วปฏิกิริยาของสาร A ที่สภาวะเริ่มต้น

ดังนั้นในการคำนวณหาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องสำหรับปฏิกิริยา เอสเทอร์ริฟิเคชันที่ต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง ในกรณีที่ปริมาตรและเวลาในการทำปฏิกิริยา ภายในเครื่องปฏิกรณ์แต่ละห้องมีค่าเท่ากัน สามารถหาสมการความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n หรือ C_{FFA_n} ได้ดังแสดงในสมการที่ 3.21

$$C_{FFA_n} = \frac{C_{FFA0}}{(1 + Da_m)^n} \quad (3.21)$$

สมการ *Damkohler number* ของกรดไขมันอิสระ

$$Da_m = \frac{-r_{FFA0} V}{F_{FFA0}} \quad (3.22)$$

อัตราการไหลเชิง โมลของกรดไขมันอิสระ

$$F_{FFA0} = C_{FFA0} v_0 \quad (3.23)$$

เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ (นาท)

$$\tau = V/v_0 \quad (3.24)$$

โดยที่ C_{FFA_n} คือความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n (โมล/ลิตร), C_{FFA0} คือความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (โมล/ลิตร), n คือจำนวนเครื่องปฏิกรณ์ (ห้อง), V คือปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ (ลิตร), และ Da_m คือ *Damkohler number*, F_{FFA0} คือ อัตราการไหลเชิงโมลของกรดไขมันอิสระก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (โมล/นาท), V คือปริมาตรของ

เครื่องปฏิกรณ์ (ลิตร), v_0 คืออัตราการไหลรวมของสารทำปฏิกิริยา (ลิตร/นาที), r_{FFA0} คืออัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระที่สภาวะเริ่มต้น และ τ คือเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ (นาที)

แทนค่า F_{FFA0} จากสมการที่ 3.23 ลงในสมการที่ 3.22 จะได้

$$Da_m = \frac{-r_{FFA0} V}{C_{FFA0} v_0} \quad (3.25)$$

แทนค่า τ จากสมการที่ 3.24 ลงในสมการที่ 3.25 จะได้

$$Da_m = \frac{-r_{FFA0}}{C_{FFA0}} \tau \quad (3.26)$$

แทนค่า Da_m จากสมการที่ 3.26 ลงในสมการที่ 3.21 จะได้

$$C_{FFAn} = \frac{C_{FFA0}}{\left(1 + \left(\frac{-r_{FFA0}}{C_{FFA0}}\right)\right)^n} \tau \quad (3.27)$$

สมการที่ 3.27 คือสมการทำนายความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n เพื่อนำมาทำนายการลดลงของกรดไขมันอิสระสำหรับเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง และเพื่อคำนวณหาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง ซึ่งในการคำนวณได้กำหนดค่าเริ่มต้นของปฏิกิริยา ดังแสดงในตารางที่ 3.1 เพื่อหาอัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระที่สภาวะเริ่มต้น, r_{FFA0} (ได้แสดงการคำนวณในภาคผนวก ก)

ตารางที่ 3.1 แสดงค่าเริ่มต้นของสารทำปฏิกิริยา (สุรชัย, 2007)

สารทำปฏิกิริยา	สัญลักษณ์	ปริมาณสารตั้งต้นที่สถานะเริ่มต้น		น้ำหนักโมเลกุล (กรัม/โมล)
		ความเข้มข้น (โมล/ลิตร)	ปริมาณโดยมวล (%โดยน้ำหนัก)	
กรดไขมันอิสระ	C_{FFA0}	0.4077	12	269.58
เมทานอล	C_{MeOH0}	2.8589	10	32.040
เมทิลเอสเทอร์	C_{ME0}	0.0065	0.2	283.58
น้ำ	C_{Water0}	0.2036	0.4	18

ค่าคงที่ปฏิกิริยาไปด้านหน้า $k_1 = 1.340$ (1/นาที่), ค่าคงที่ปฏิกิริยาย้อนกลับ, $k_2 = 0.682$ (1/นาที่)

ดังนั้น อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระที่สถานะเริ่มต้น, $-r_{FFA0}$ คือ

$$\begin{aligned}
 -r_{FFA0} &= k_1 C_{FFA0}^a C_{MeOH0}^b + k_2 C_{ME0}^c C_{Water0}^d \quad (3.28) \\
 &= 1.340 [0.4077]^{0.5} [2.8589]^{0.5} - 0.682 [0.0065]^{0.5} [0.2036]^{0.5} \\
 &= 1.4220 \text{ โมล / (ลิตร-นาที่)}
 \end{aligned}$$

แทนค่าความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์, C_{FFA0} กับ อัตราเร็วปฏิกิริยาของกรดไขมันอิสระที่สถานะเริ่มต้น, $-r_{FFA0}$ ลงในสมการที่ 3.27 จะได้สมการที่ 3.29 คือสมการทำนายความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n

$$C_{FFA,n} = \frac{0.4077}{\left(1 + \left(\frac{1.4220}{0.4077}\right)^n\right)^{1/n}} \tau \quad (3.29)$$

3.4 การวิเคราะห์หาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์จำนวน n ห้อง

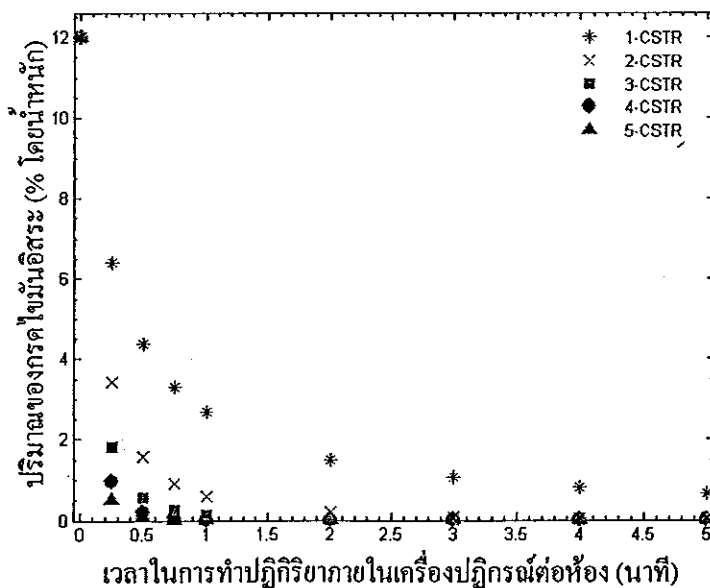
ในการตัดสินใจเลือกจำนวนห้องของเครื่องปฏิกรณ์ต่อแบบอนุกรมที่เหมาะสม ได้กำหนดให้ค่าผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ n กับ $n-1$ จะต้องมีค่าน้อยกว่า 10% ดังแสดงในสมการที่ 3.30

$$\Delta \tau_t = \left(\frac{\tau_{(n-1)} - \tau_{(n)}}{\tau_{(n-1)}} \right) \times 100 \quad (3.30)$$

โดยที่ $\Delta \tau_t$ คือผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ (%), $\tau_{(n)}$ คือเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ n (นาที), $\tau_{(n-1)}$ คือเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ $n-1$ (นาที)

3.5 ผลการจำลองแบบ

เมื่อนำสมการทำนายความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ที่ n ไปจำลองแบบเพื่อหาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์ต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง จะทำให้ทราบแนวโน้มของปริมาณกรดไขมันอิสระที่ลดลง ดังแสดงในรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง

ตารางที่ 3.2 แสดงเวลารวมและผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์จำนวน n ห้อง ที่สามารถลดครดไขมันอิสระให้มีค่าเท่ากับ 1% โดยน้ำหนัก

จำนวนห้อง	เวลาในการทำปฏิกิริยา (นาที)		$\Delta\tau_t$ (%)
	(FFA = 1%wt)		
	เวลาต่อห้อง, τ_i	เวลารวม, τ_t	
1- CSTR	3.155	3.155	-
2- CSTR	0.707	1.414	55.18
3- CSTR	0.370	1.110	21.50
4- CSTR	0.246	0.984	11.35
5- CSTR	0.184	0.920	6.50

ผลจากการวิเคราะห์หาจำนวนเครื่องปฏิกรณ์จำนวน n ห้อง ได้แสดงผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์จำนวน n ห้อง ที่สามารถลดครดไขมันอิสระให้มีค่าเท่ากับ 1% โดยน้ำหนัก หรือที่ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระ 0.0339 โมล/ลิตร ดังแสดงในตารางที่ 3.2 พบว่า เครื่องปฏิกรณ์ 1 ห้อง จะต้องใช้เวลารวมในการทำปฏิกิริยา มากกว่า 3.155 นาที จึงจะสามารถลดครดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก ในกรณีที่ต้องการเพิ่มประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง ทำได้โดยการเพิ่มจำนวนห้องของเครื่องปฏิกรณ์ ดังแสดงในรูปที่ 3.3 ซึ่งจะเห็นได้ว่าเมื่อเพิ่มจำนวนห้องของเครื่องปฏิกรณ์ สามารถที่จะลดปริมาณกรดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก โดยใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาต่อห้องน้อยลง แต่ในการตัดสินใจเลือกจำนวนห้องของเครื่องปฏิกรณ์ที่เหมาะสมนั้น ได้กำหนดให้ค่าผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ที่ n กับ $n-1$ จะต้องมีค่าน้อยกว่า 10% ดังแสดงในสมการที่ 3.30 ซึ่งจากตารางที่ 3.2 ทำให้ทราบว่าควรจะเลือกเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง เนื่องจากเมื่อเพิ่มจำนวนเครื่องปฏิกรณ์เป็น 5 ห้อง ผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาลดลงเพียง 6.50% ของเครื่องปฏิกรณ์จำนวน 4 ห้อง

3.6 สรุปผลการจำลองแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

ผลการจำลองแบบเพื่อหาเวลาในการทำปฏิกิริยาและจำนวนห้องของเครื่องปฏิกรณ์ ทำให้ทราบแนวโน้มในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมให้ มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก ด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน n ห้อง โดย

ได้เลือกจำนวนห้องของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง เนื่องจากเมื่อเพิ่มจำนวนเครื่องปฏิกรณ์เป็น 5 ห้อง ผลต่างของเวลารวมในการทำปฏิกิริยาลดลงเพียง 6.50% ของเครื่องปฏิกรณ์จำนวน 4 ห้อง

3.7 การออกแบบการกวนผสม

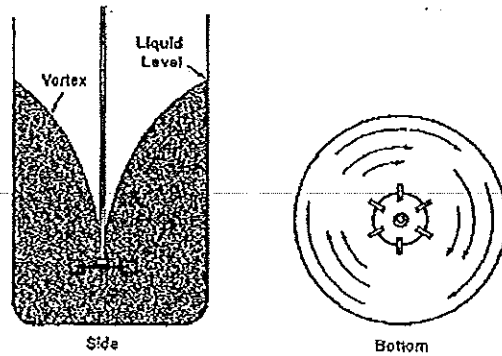
การออกแบบการกวนผสมของเครื่องปฏิกรณ์จะต้องทราบวัตถุประสงค์และแนวความคิดเบื้องต้นในการออกแบบ เพื่อให้เหมาะกับการผสมสารนั้นๆ ซึ่งวัตถุประสงค์ของการกวนผสม ได้แก่ ช่วยเพิ่มความเร็วของการเปลี่ยนแปลงทางกายภาพ, ช่วยเพิ่มความเร็วของปฏิกิริยาเคมี, ช่วยเพิ่มความเร็วของการถ่ายเทความร้อน และเพื่อให้ของเหลวมีความเข้มข้นที่สม่ำเสมอในส่วนแนวความคิดเบื้องต้นในการออกแบบการกวนผสมของงานวิจัยนี้ คือ ต้องการกวนสารระหว่างของเหลวกับของเหลว เนื่องจากจะต้องออกแบบการกวนผสม สำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน โดยทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60°C ภายใต้ความดันบรรยากาศปกติ มีสารทำปฏิกิริยา คือ น้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล และใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา โดยสารทั้ง 3 ชนิดมีลักษณะเป็นของเหลว อุปกรณ์ที่ใช้ในการกวนผสมมีดังนี้

3.7.1 ถังกวน

ถังกวนเป็นภาชนะรองรับสารในการกวนผสม ส่วนใหญ่เป็นถังผสมรูปทรงกระบอกวางแนวตั้ง ด้านบนอาจเปิดหรือปิด ถังถังกวนมีหลายแบบ เช่น ถังรูปกรวย ถังโค้ง และถังแบน เป็นต้น สำหรับถังกวนรูปทรงสี่เหลี่ยมจะมีมุมอับที่บริเวณเหลี่ยมต่างๆ

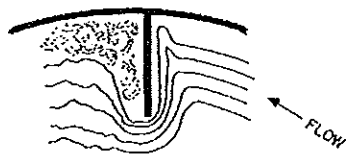
3.7.2 ครีป

ครีปมีลักษณะเป็นแผ่นเรียบติดอยู่บริเวณด้านข้างภายในถังกวนช่วยบังคับทิศทางของเหลว เพื่อทำให้เกิดการผสมได้ดีขึ้น ในกรณีที่ของเหลวมีความหนืดต่ำกว่า 20000 cP และการผสมเป็นแบบปั่นป่วน การติดครีปจะช่วยป้องกันการเกิดการหมุนวน ซึ่งไม่ก่อให้เกิดการผสม ดังแสดงในรูปที่ 3.4 โดยทั่วไปการติดครีป 4 อัน ก็เพียงพอต่อการป้องกันการเกิดการหมุนวน แต่ข้อเสียของการติดครีปคือ เมื่อของเหลวไหลผ่านครีปอาจมีจุดอับบริเวณด้านหลังครีป ดังแสดงในรูปที่ 3.5 ดังนั้นอาจแก้ไขได้โดยการเว้นระยะระหว่างผนังของถังกวนกับครีป ประมาณ 0.10-0.15 เท่าของความกว้างของครีป ดังแสดงในรูปที่ 3.6 (Geankoplis, 1993)



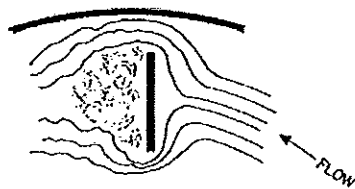
รูปที่ 3.4 รูปแบบการเกิดการหมุนวนของของเหลวในถังกวนที่ไม่มีแผ่นกั้น

ที่มา : McCabe และคณะ (1993)



รูปที่ 3.5 บริเวณจุดอับด้านหลังครีบ

ที่มา : Holland and Chapman (1966)

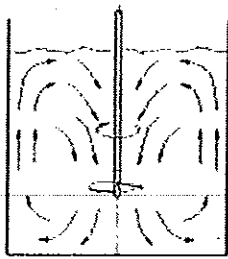


รูปที่ 3.6 เส้นระยะระหว่างผนังของถังกวนกับครีบเพื่อกำจัดบริเวณจุดอับด้านหลังครีบ

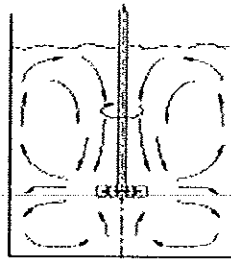
ที่มา : Holland and Chapman (1966)

3.7.3 ไบกวน

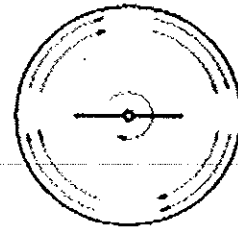
ไบกวนมีหน้าที่ผสมสารตั้งแต่ 2 วัสดุภาคขึ้นไป ซึ่งไบกวนสามารถแบ่งเป็นกลุ่มใหญ่ๆ ได้ 3 กลุ่ม ตามลักษณะการไหลของของเหลว คือ ของเหลวไหลตามแนวแกน, ของเหลวไหลตามแนวรัศมี และของเหลวไหลตามแนวสัมผัสรอบขอบถัง ดังแสดงในรูปที่ 3.7 และในการเลือกไบกวนให้เหมาะสมกับความหนืดของของเหลวในการกวน ได้แสดงช่วงของความหนืดของของเหลวกับประเภทของไบกวน ในรูปที่ 3.8



ตามแนวแกน

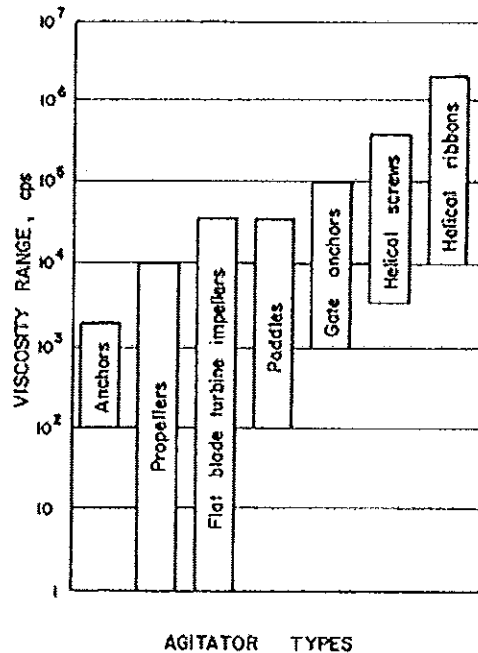


ตามแนวรัศมี



ตามแนวสัมผัสรอบขอบถัง

รูปที่ 3.7 ลักษณะการไหลของของเหลว
ที่มา : McCabe และคณะ (1993)






รูปที่ 3.8 ความสัมพันธ์ระหว่างช่วงความหนืดของของเหลวกับประเภทของใบกวน
ที่มา : Holland and Chapman (1966)

3.7.3.1 ใบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวแกน (axial flow impeller)

เช่น ใบกวนแบบ marine propeller, hydrofoil และ pitched blade turbine เป็นต้น ดังแสดงในตารางที่ 3.3 (Wellman, 2007a) ใบกวนประเภทนี้ของเหลวจะถูกดูดและไหลในแนวแกนขนานกับเพลา ซึ่งมีข้อดีคือช่วยเพิ่มการไหลของของเหลว (pumping capacity) เหมาะสำหรับการกวนผสมของเหลวที่สามารถละลายเข้าด้วยกันได้ดี และเหมาะกับการกวนผสมของแข็งกับของเหลว

ตารางที่ 3.3 แสดงประเภทของใบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวแกน (Wellman, 2007a)

ใบกวน	รายละเอียด
 marine propeller	marine propeller เป็นใบกวนที่เปลี่ยนมุมใบอย่างต่อเนื่องจากคัมถึงปลายของใบกวนระยะที่ของเหลวถูกขับเคลื่อนไปเมื่อใบหมุน 1 รอบ เรียกว่า 1 pitch ซึ่งโดยทั่วไปใบชนิดนี้จะใช้กับถังขนาดเล็กที่ความเร็วรอบสูง ใบกวนแบบนี้เหมาะสำหรับของเหลวที่มีความหนืดต่ำ
 hydrofoil	hydrofoil ใบกวนแบบนี้จะถูกทำให้โค้งเพื่อลดแรงเสียดทาน และทำให้อัตราการเคลื่อนลดลง ซึ่งประหยัดพลังงานในการกวนผสม ใบกวนแบบนี้จึงเหมาะสำหรับของเหลวที่มีความหนืดน้อยถึงปานกลาง
 pitched blade turbine	pitched blade turbine เป็นใบกวนที่สามารถใช้งานได้ตั้งแต่ช่วงของความหนืดต่ำจนถึงความหนืดสูง มีจำนวนใบตั้งแต่ 4-12 ใบ ซึ่งใบกวนแบบนี้เหมาะสำหรับของเหลวที่มีความหนืดน้อยถึงปานกลาง หรือที่ $N_{Re} < 1,000$

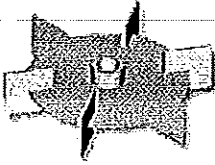

3.7.3.2 ใบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวรัศมี (radial flow impeller)

เช่น ใบกวนแบบ 6-blade disk turbine และ bar disc เป็นต้น ดังแสดงในตารางที่ 3.4 (Wellman, 2007b) ของเหลวจะถูกผลัดออกไปในแนวรัศมี ซึ่งมีข้อดีคือ ช่วยเพิ่มอัตราการเคลื่อนให้กับของเหลวที่ไม่สามารถละลายเข้าด้วยกัน การเพิ่มแรงเฉือนจะทำให้อนุภาคของเหลวมีขนาดเล็กลง เมื่อของเหลวที่มีความหนืดแน่นมากกว่าได้รับแรงเฉือน จะทำให้แขวนลอยอยู่ในของเหลวอีกชนิดหนึ่งเป็นเวลานานขึ้น จึงเหมาะสำหรับการผสมของเหลวที่ไม่สามารถละลายเข้าด้วยกันเองได้

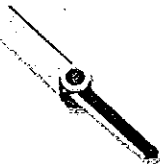
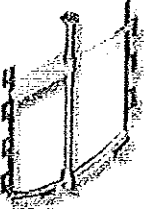
3.7.3.3 ใบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวสัมผัสรอบขอบถังกวน

(tangential flow impeller) เช่น ใบกวนแบบ paddle และ anchor เป็นต้น ดังแสดงในตารางที่ 3.5 (Wellman, 2007c) ของเหลวจะไหลตามแนวสัมผัสรอบขอบถัง ใบกวนมีขนาดใหญ่และหมุนด้วยความเร็วรอบต่ำ ของเหลวมีลักษณะการไหลที่หมุนวนรอบขอบถัง ทำให้สามารถถ่ายเทความร้อนหรือความเย็นกับภาชนะที่บรรจุได้ดี แต่ใบกวนประเภทนี้ของเหลวจะผสมกันได้ไม่ดีนัก เนื่องจากของเหลวจะไหลวนตามกัน

ตารางที่ 3.4 แสดงประเภทของใบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวรัศมี (Wellman, 2007b)

ใบกวน	รายละเอียด
	<p>Rushton turbine มีข้อดีคือ ให้อัตราเนื่องสูง เหมาะกับการกวนผสมสารของกระบวนการทางเคมีที่มีการแลกเปลี่ยนมวลและเร่งปฏิกิริยาเคมี อีกทั้งยังเหมาะกับของเหลวที่ไม่ผสมกันเป็นเนื้อเดียว แผ่น disc ตรงกลางคอยป้องกันไม่ให้ของเหลว หรือแก๊สหลุดออกไปได้ง่าย และใบด้านข้างจะทำให้เกิดแรงเฉือนของเหลว ทำให้อัตราการไหลมีอนุภาคเล็กลงด้วย แต่มีข้อเสียคือใช้กำลังงานมาก</p>
	<p>bar disc จะให้แรงเฉือนอย่างเฉียว กินกำลังน้อยมาก ให้อัตราการไหลที่น้อยมาก เหมาะสำหรับการใช้คู่กับใบกวนแบบแนวแกนเพื่อเพิ่มอัตราการไหล</p>

ตารางที่ 3.5 แสดงประเภทของใบกวนแบบของเหลวไหลตามแนวสัมผัสรอบขอบถังกวน (Wellman, 2007c)

ใบกวน	รายละเอียด
	<p>paddle มีเส้นผ่านศูนย์กลางค่อนข้างกว้างเมื่อเทียบกับขนาดของถังกวน และหมุนที่ความเร็วรอบต่ำ จึงทำให้เกิดการไหลสัมผัสรอบที่ขอบถัง และทำการปรับมุมจากตั้งตรง 90° เป็นมุมเอียง 45° จึงทำให้อัตราการไหลตามแนวแกนด้วย การผสมของเหลวจะมีประสิทธิภาพที่ดีขึ้น แต่เนื่องจากมีใบเพียง 2 ใบ ทำให้การผสมไม่ดีนักจึงจำเป็นต้องใช้ใบหลายชิ้นวางตั้งฉากกันเรียกว่า cross beam</p>
	<p>anchor ถูกปรับรูปร่างจนมีลักษณะคล้ายภาชนะที่บรรจุของเหลว มีลักษณะคล้ายสมอเรือ โดยมีลักษณะเด่นที่สามารถติดตั้งใบปาดได้ทั้งด้านข้างและด้านล่าง ทำให้การถ่ายเทความร้อนได้ทั่วถึงกวน ใบกวนแบบนี้สามารถใช้ได้ดีที่ความหนืดของของเหลวประมาณ 5,000 ถึง 50,000 m.Pa.s ที่ความหนืดน้อยกว่า 5,000 m.Pa.s ของเหลวจะไม่มี ความหนืดมากพอที่จะลากดึงตามใบ anchor ได้</p>

3.8 ขนาดของกังหันและใบกังหันแบบ

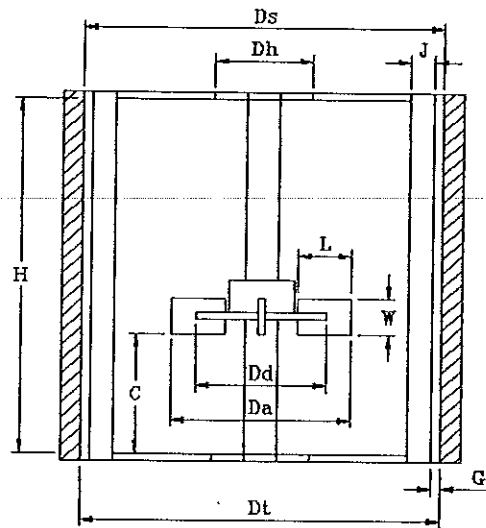
การออกแบบการรวมผสมได้อาศัยหลักการออกแบบตามขนาดมาตรฐานของกังหันและใบกังหันแบบ 6-blade disk turbine ดังแสดงในรูปที่ 3.9 ซึ่งเป็นใบกังหันที่เหมาะสมกับการรวมผสมของเหลวที่ไม่สามารถละลายเข้าด้วยกันเองได้ ใบกังหันประเภทนี้จะทำให้เกิดการไหลของเหลวตามแนวรัศมี โดยที่บริเวณขอบของใบกังหันจะมีอัตราการเฉือนของเหลวสูง ทำให้ของเหลวเกิดปฏิกิริยาในบริเวณนี้สูง และได้แสดงสัดส่วนของกังหันกับใบกังหันแบบ 6-blade disk turbine ตามขนาดมาตรฐาน (Geankoplis, 1993) และขนาดจริง ในตารางที่ 3.6 และในตารางที่ 3.7 ตามลำดับ ได้แสดงรายละเอียดชิ้นส่วนของเครื่องปฏิกรณ์ในภาคผนวก ข

ตารางที่ 3.6 แสดงสัดส่วนของกังหัน

	ขนาดมาตรฐาน (Geankoplis, 1993)	ขนาดจริง (มิลลิเมตร)
เส้นผ่านศูนย์กลางของกังหัน (Dt)	Dt	98
ความสูงของกังหัน (H)	$H = Dt$	98
ความกว้างของครีป (J)	$J = Dt/12$	8
ช่องว่างระหว่างครีปกับผนังกังหัน (G)	$G = 0.15J$	1
เส้นผ่านศูนย์กลางแผ่นกั้นห้อง (Ds)	$Ds \approx Dt$	97
เส้นผ่านศูนย์กลางรูแผ่นกั้นห้อง (Dh)	$Dh = Ds/3$	32

ตารางที่ 3.7 แสดงสัดส่วนของใบกังหันแบบ 6-blade disk turbine

	ขนาดมาตรฐาน (Geankoplis, 1993)	ขนาดจริง (มิลลิเมตร)
เส้นผ่านศูนย์กลางใบกังหัน (Da)	$Da = Dt/2$	49
เส้นผ่านศูนย์กลางจานใบกังหัน (Dd)	$Dd = 2Da/3$	33
ความกว้างของใบกังหัน (W)	$W = Da/5$	10
ความยาวของใบกังหัน (L)	$L = Da/4$	12
ความสูงของใบพัดจากก้นถึง (C)	$C = Dt/3$	33



รูปที่ 3.9 สัดส่วนตามขนาดมาตรฐานของถังกวนและใบกวน

ที่มา : Geankoplis (1993)

3.9 ความรุนแรงในการกวนผสม

ความรุนแรงในการกวนผสมภายในเครื่องปฏิกรณ์ สามารถหาได้จากค่า Reynolds number, N_{Re} ดังแสดงในสมการที่ 3.31 (McCabe และคณะ, 1993)

$$N_{Re} = \frac{NDa^2\rho}{\mu} \quad (3.31)$$

โดยที่ Da คือเส้นผ่านศูนย์กลางของใบกวน (เมตร), N คือความเร็วรอบของใบกวน (1/วินาที), ρ คือความหนาแน่นของของเหลว (kg/m^3), μ คือความหนืดของของเหลว (Pa.s)

3.10 เวลาในการผสม

เพื่อต้องการทราบเวลาโดยประมาณในการกวนผสมภายในเครื่องปฏิกรณ์สามารถหาได้จากสมการที่ 3.32 (McCabe และคณะ, 1993) ซึ่งเป็นสมการทำนายเวลาในการกวนผสมของเหลวให้เข้ากันอย่างสมบูรณ์ ที่เวลา 5 เท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์

สำหรับใบกวนแบบ 6-blade disk turbine แต่ก็ขึ้นอยู่กับขนาดของถังกวน ขนาดของใบกวน และความเร็วรอบของใบกวน

$$t_r = 5 \frac{V}{v_o} = 5 \frac{\pi D_t^2 H}{4} \frac{1}{0.92 N Da^2 D_t} \quad (3.32)$$

โดยที่ t_r คือเวลาในการผสม (วินาที), V คือปริมาตรของถังกวน (เมตร³), v_o คืออัตราการไหลรวม (เมตร³-วินาที), D_t คือเส้นผ่านศูนย์กลางถังกวน (เมตร), H คือความสูงของถังกวน (เมตร), Da คือเส้นผ่านศูนย์กลางใบกวน (เมตร), N คือความเร็วรอบของใบกวน (1/วินาที)

3.11 ผลการออกแบบถังกวนและใบกวน

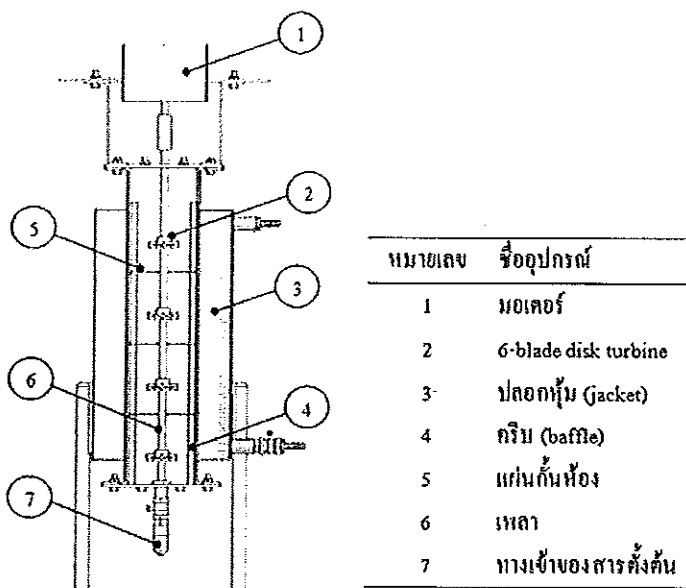
ใบกวนที่ได้ออกแบบมีความรุนแรงในการกวนผสม, N_{Re} อยู่ในช่วง $10-10^4$ ซึ่งเป็นการไหลแบบ transition flow ที่ความเร็วรอบของใบกวน 50-500 รอบ/นาที และเวลาในการกวนผสมตามถังกวนและใบกวนที่ได้ออกแบบ โดยในการคำนวณได้กำหนดให้ใบกวนหมุนด้วยความเร็วรอบ 50-500 รอบ/นาที จากการคำนวณพบว่าเวลาที่ใช้ในการกวนผสมสารให้เข้ากันอยู่ในช่วง 0.342-0.033 นาที จึงจะทำให้ของเหลวถูกกวนผสมให้เข้ากันได้อย่างสมบูรณ์ ซึ่งได้แสดงความรุนแรงในการผสมและเวลาในการผสมตามขนาดของถังกวนและใบกวนที่ได้ออกแบบ ในตารางที่ 3.8 (ได้แสดงการคำนวณในภาคผนวก ก)

ตารางที่ 3.8 แสดงความรุนแรงในการกวนผสมและเวลาในการผสมตามขนาดของถังกวนและใบกวนที่ได้ออกแบบ ($D_t = 98$ mm, $H = 98$ mm, $Da = 49$ mm)

ความเร็วรอบของใบกวน (รอบ/นาที)	ความรุนแรง ในการผสม, N_{Re}	เวลาในการผสม, t_r	
		(วินาที)	(นาที)
50	101	20.5	0.342
100	202	10.2	0.170
200	403	5.1	0.085
300	605	3.4	0.057
400	807	2.6	0.043
500	1009	2.0	0.033

3.12 สรุปการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

ใบกวนแบบ 6-blade disk turbine ที่ได้ออกแบบตามขนาดมาตรฐานมีความรุนแรงในการกวนผสม, N_{Re} อยู่ในช่วงระหว่าง $10-10^4$ ซึ่งเป็นการไหลแบบราบเรียบผสมกับแบบปั่นป่วน (transition flow) ที่ความเร็วรอบ 50-500 รอบ/นาที เนื่องจากการไหลของของเหลวภายในถังกวนจะเป็นแบบราบเรียบ (laminar flow) เมื่อ $N_{Re} < 10$ เป็นแบบปั่นป่วน (turbulent flow) เมื่อ $N_{Re} > 10^4$ และมีลักษณะการไหลเป็นแบบ transition flow เมื่อ N_{Re} อยู่ในช่วงระหว่าง $10-10^4$ ส่วนผลจากการทำนายเวลาในการผสมตามถังกวนและใบกวนที่ได้ออกแบบจะใช้เวลาในการผสมของเหลวให้เข้ากันอยู่ในช่วง 0.342-0.033 นาที ที่ความเร็วรอบของใบกวน 50-500 รอบ/นาที จะเห็นได้ว่าเมื่อเปรียบเทียบเวลาในการกวนผสมกับเวลาในการทำปฏิกิริยาต่อห้อง ดังแสดงในตารางที่ 3.2 เครื่องปฏิกรณ์ต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง จะใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาต่อห้อง 0.246 นาที เพื่อลดครดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมให้มีค่าเท่ากับ 1% โดยน้ำหนัก แต่ที่ความเร็วรอบของใบกวน 50 รอบ/นาที จะใช้เวลาในการกวนผสม 0.342 นาที เพื่อให้สารผสมเข้ากัน ซึ่งใช้เวลามากกว่าเวลาในการทำปฏิกิริยาต่อห้อง ดังนั้นในการกวนผสมเพื่อให้สารเข้ากันได้ อย่างสมบูรณ์ควรจะใช้ความเร็วรอบของใบกวนมากกว่า 100 รอบ/นาที หรือที่ N_{Re} มากกว่า 204 โดยใช้เวลาในการผสมน้อยกว่า 0.170 นาที เพื่อให้สารตั้งต้นเข้ากันได้ อย่างสมบูรณ์ ดังแสดงในตารางที่ 3.8 ซึ่งเป็นเวลาที่น้อยกว่าเวลาในการทำปฏิกิริยาต่อห้องของเครื่องปฏิกรณ์ต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง ที่ใช้เวลา 0.246 นาที และได้แสดงรูปร่างของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง ในรูปที่ 3.10



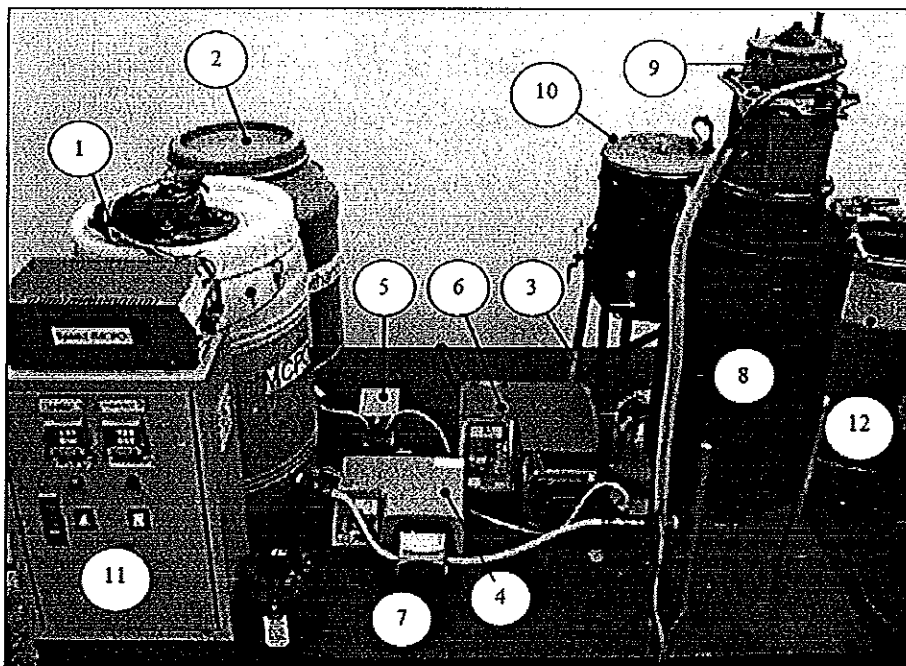
รูปที่ 3.10 แสดงรูปร่างและลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องต่อแบบอนุกรม 4 ห้อง

บทที่ 4

อุปกรณ์และวิธีดำเนินการวิจัย

4.1 อุปกรณ์การทดลองกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง

อุปกรณ์การลดกรดไขมันอิสระด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง จากน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บรวม ดังแสดงในรูปที่ 4.1 ประกอบด้วย ถังเก็บน้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก โดยวัตถุดิบจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง ด้วย peristaltic pumps (Watson Marlow) รุ่น 323E/D, 401U/D และ 520U เพื่อป้อนน้ำมันปาล์มดิบ เมทานอล และ กรดซัลฟิวริก ตามลำดับ การผสมสารทำปฏิกิริยาใช้ใบกวนแบบ 6-blade disk turbine ซึ่งส่งกำลังมาจากมอเตอร์ของเครื่องปฏิกรณ์ ที่ถูกควบคุมความเร็วรอบของใบกวนด้วย variac voltage เครื่องปฏิกรณ์ถูกให้ความร้อนด้วยน้ำมันร้อนจากหม้อต้มน้ำมัน เพื่อถ่ายเทความร้อนให้แก่เครื่องปฏิกรณ์ ด้วยระบบหมุนวนผ่าน jacket ที่หุ้มรอบเครื่องปฏิกรณ์ เครื่องปฏิกรณ์ดังกล่าวมีปริมาตร 3.2 ลิตร มีลักษณะเป็นถังกวนต่อแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง ในแต่ละห้องมีใบกวนแบบ 6-blade disk turbine



รูปที่ 4.1 ชุดทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระแบบต่อเนื่อง

ตารางที่ 4.1 แสดงชื่ออุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระแบบต่อเนื่อง

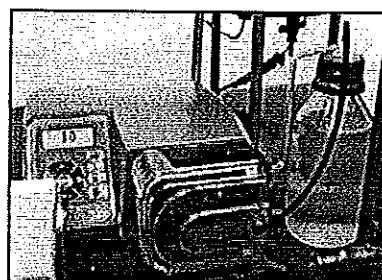
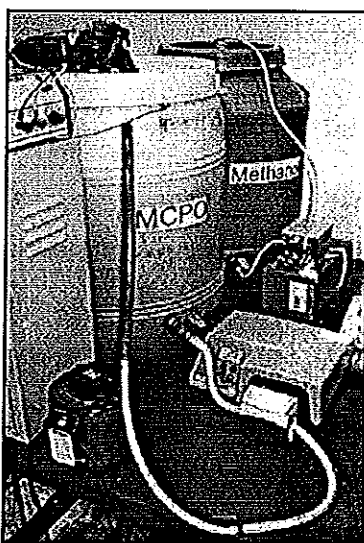
หมายเลข	ชื่ออุปกรณ์
1	ถังเก็บน้ำมันปาล์มดิบ
2	ถังเก็บเมทานอล
3	ถังเก็บกรดซัลฟิวริก
4	peristaltic pumps (Watson Marlow: 323E/D) เพื่อปั้อน้ำมันปาล์มดิบ
5	peristaltic pumps (Watson Marlow: 401U/D) เพื่อปั้อนเมทานอล
6	peristaltic pumps (Watson Marlow: 520U) เพื่อปั้อนกรดซัลฟิวริก
7	variac voltage เพื่อควบคุมความเร็วรอบของมอเตอร์
8	เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง
9	มอเตอร์ของชุดใบกวน
10	หม้อต้มน้ำมัน เพื่อให้ความร้อนเครื่องปฏิกรณ์ด้วยระบบหมุนวน
11	ตู้ควบคุมอุณหภูมิ

4.2 วัสดุดิบและสารเคมี

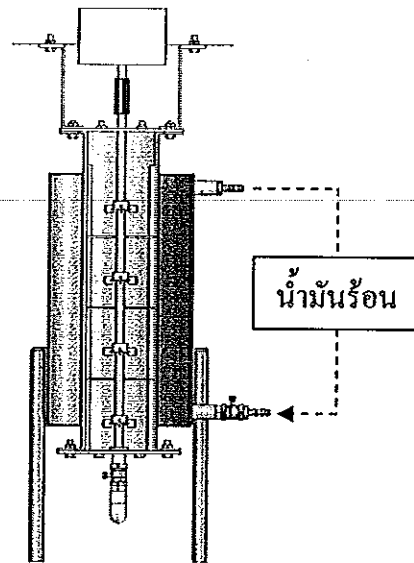
- 4.2.1 น้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม (กรดไขมันอิสระ 8-12 % โดยน้ำหนัก)
- 4.2.2 เมทานอล (commercial grade 98%)
- 4.2.3 กรดซัลฟิวริก (commercial grade 98%)
- 4.2.4 โซเดียมไฮดรอกไซด์
- 4.2.5 ฟีนอล์ฟทาลินอินดิเคเตอร์
- 4.2.6 ไอโซโพรพานอล
- 4.2.7 เฮกเซน
- 4.2.8 กรดฟอร์มิก
- 4.2.9 เบนซีน
- 4.2.10 ไคเอทิล อีเทอร์

4.3 ขั้นตอนการทดลอง

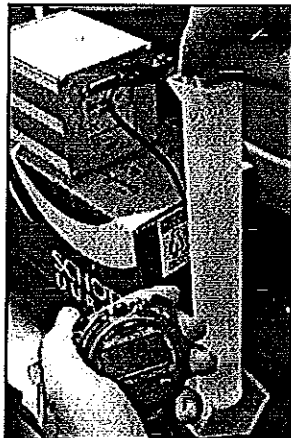
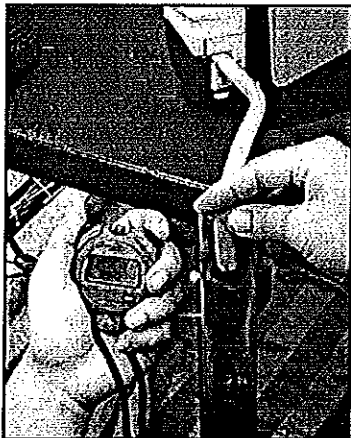
เริ่มทำการอุ่นน้ำมันปาล์มดิบ ด้วยตัวให้ความร้อนไฟฟ้า เพื่อลดความหนืดของน้ำมันปาล์มดิบ จากนั้นเปิด peristaltic pumps ของน้ำมันปาล์มดิบ เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เพื่อให้สารไหลหมุนวนภายในถังเก็บแต่ละถัง เป็นการเตรียมความพร้อมของท่อส่งสารตั้งต้นก่อนป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ ดังแสดงในรูปที่ 4.2 แล้วจึงเปิดตัวให้ความร้อนไฟฟ้าและปั๊มหมุนวนของหม้อต้มน้ำมัน เพื่อป้อนน้ำมันร้อนที่ใช้เป็นสารถ่ายเทความร้อน เข้าสู่ปลอกหุ้ม หรือ jacket ที่หุ้มรอบเครื่องปฏิกรณ์ โดยควบคุมอุณหภูมิของสารทำปฏิกิริยาไว้ที่ $60 \pm 3^{\circ}\text{C}$ ดังแสดงในรูปที่ 4.3 เมื่อเตรียมสารตั้งต้นพร้อมแล้วจึงทำการวัดและปรับอัตราการไหลตามอัตราส่วนที่ต้องการทำการทดลอง ดังแสดงในรูปที่ 4.4 แล้วจึงทำการป้อนสารตั้งต้นเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง เมื่อสารที่ป้อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ได้ออกจากเครื่องทางด้านบน จึงปิด peristaltic pumps ของวัตถุดิบ และเปิดมอเตอร์ของใบกวนเพื่อผสมสารตั้งต้นเป็นเวลา 1 เท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยา (batch mode) เมื่อครบเวลา 1 เท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยา (Darmoko and Cheryan, 2000) จึงเปิด peristaltic pumps เพื่อป้อนสารตั้งต้นเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์อีกครั้ง (continuous mode) ทำการเก็บตัวอย่างประมาณ 30 มิลลิลิตร ที่ 1 เท่า ถึง 10 เท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยา ในการเก็บตัวอย่างทุกครั้งจะทำการหยุดปฏิกิริยาด้วยน้ำเย็นที่มีอุณหภูมิประมาณ 0°C แล้วจึงนำตัวอย่างไปวิเคราะห์องค์ประกอบในน้ำมัน ด้วยเทคนิค thin layer chromatography/flame ionization detection (TLC/FID), Karl Fisher titration และ Excellence titrators T50



รูปที่ 4.2 สารตั้งต้นไหลหมุนวนภายในถังเก็บแต่ละถังด้วย peristaltic pumps



รูปที่ 4.3 แสดงระบบถ่ายเทความร้อนให้แก่เครื่องปฏิกรณ์ด้วยน้ำมันร้อนจากหม้อต้ม



รูปที่ 4.4 การวัดและการปรับอัตราการไหลของสารตั้งต้น

4.4 การวิเคราะห์ตัวอย่าง

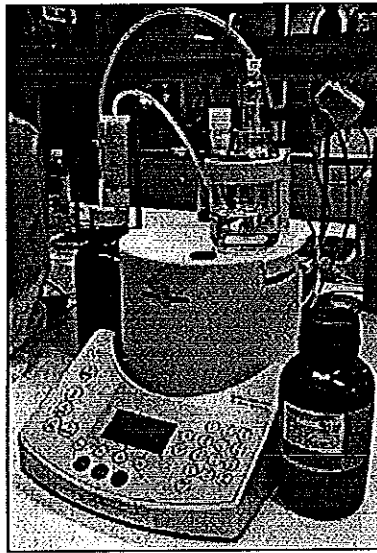
4.4.1 การวิเคราะห์หาองค์ประกอบในน้ำมันด้วยเทคนิค thin layer chromatography - flame ionization detection (TLC/FID)

ก่อนนำตัวอย่างไปวิเคราะห์ด้วยเทคนิค TLC/FID จะต้องล้างตัวอย่างด้วยน้ำร้อนเพื่อกำจัดเมทานอลและสารละลายกรดซัลฟิวริกกับน้ำที่อยู่ในน้ำมัน เนื่องจากสารดังกล่าวจะส่งผลต่อการแยกสารด้วยการเคลื่อนที่ที่ไม่เท่ากัน ทำให้ค่าที่ได้อาจคลาดเคลื่อนจากผลการทดลองจริง การ

วิเคราะห์ตัวอย่างเพื่อหาองค์ประกอบในน้ำมันด้วยเทคนิค TLC/FID โดยใช้เครื่อง Itronscan MK6 และ chromarod type S-III quartz rod (Mitsubishi Kagaku Iatron Inc., Japan) มีขั้นตอนการวิเคราะห์ดังนี้ จะต้องนำตัวอย่างมาทำละลายกับเฮกเซนก่อนที่จะหยดตัวอย่างบน chromarod หลังจากนั้นนำ chromarod ไปแช่ในภาชนะแรกที่ผสมสาร เฮกเซน: ไดเอทิล อีเทอร์: กรดฟอร์มิก (50:20:0.3 โดยปริมาตร) รองนสารเคลื่อนที่ได้ประมาณ 8 เซนติเมตร หลังจากนั้นนำ chromarod ไปแช่ในภาชนะที่สองซึ่งผสมสาร เฮกเซน: เบนซีน (1:1 โดยปริมาตร) รองนสารเคลื่อนที่ได้ประมาณ 10 เซนติเมตร จากนั้นนำ chromarod ไปอบด้วยเครื่อง rod dryer TK-8 ที่อุณหภูมิ 105°C ประมาณ 10 นาที แล้วจึงนำ chromarod ไปวิเคราะห์หาปริมาณกรดไขมันอิสระ, ไตรกลีเซอไรด์, ไดกลีเซอไรด์, โมโนกลีเซอไรด์ และเอสเทอร์ วิธีนี้เป็นการแยกสารแต่ละชนิดด้วยอัตราการเคลื่อนที่ที่ไม่เท่ากันของสาร และการหาตำแหน่งของไขมันที่แยกออกจากกันด้วยวิธี flame ionization detection โดยใช้ไฮโดรเจนที่อัตราการไหล 160 ml/min และอากาศที่อัตราการไหล 2 L/min

4.4.2 การวิเคราะห์ปริมาณน้ำด้วยวิธี Karl Fisher titration

การวิเคราะห์ตัวอย่างเพื่อหาปริมาณน้ำในตัวอย่างด้วยวิธี Karl Fisher titration โดยใช้เครื่อง Mettler Toledo DL39 Karl Fisher coulometer และใช้ hydranal - coulomat AG No. 34836 เป็นสาร Karl Fischer reagent วิธีนี้จะไตเตรทน้ำที่มีอยู่ในตัวอย่างกับ Karl Fischer reagent ซึ่งประกอบด้วยไอโอดีน ซัลเฟอร์ไดออกไซด์ และไพรีดีน หรือ อิมิดาโซล และได้ใช้เมทานอล (commercial grade 98%) เป็นตัวทำละลาย ซึ่งตัวทำละลายจะเป็นสารที่สกัดน้ำออกจากตัวอย่างเพื่อทำปฏิกิริยากับ Karl Fischer reagent ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นดังแสดงในสมการที่ 4.1 และ 4.2 คือ เมื่อซัลเฟอร์ไดออกไซด์ใน Karl Fischer reagent ทำปฏิกิริยากับน้ำที่มีอยู่ในตัวอย่างในขณะที่ไตเตรทภายใต้สภาวะต่าง เช่น เมื่อมีสารไพรีดีน หรือ อิมิดาโซล จะทำให้เกิดปฏิกิริยารีดิวซ์ของไอโอดีนจึงทำการไตเตรทด้วยไอโอดีนจนกระทั่งน้ำในตัวอย่างหมดและเหลือไอโอดีนอิสระ ที่จุดยุติจะปรากฏสีน้ำตาลของไอโอดีน จดปริมาตรของ Karl Fischer reagent ที่ใช้เพื่อการคำนวณ จาก 1 โมลของน้ำทำปฏิกิริยากับ 1 โมลของไอโอดีน แต่ในทางปฏิบัติจะไม่ได้ผลตามทฤษฎีเพราะ สาร Karl Fischer reagent กับตัวทำละลาย มีสมบัติคู่น้ำได้ดี แม้จะเตรียมใหม่ก็ตาม ดังนั้นจึงต้องมีการไตเตรทตัวทำละลายด้วย Karl Fischer reagent ก่อน (pretitration) เพื่อหาปริมาณน้ำในตัวทำละลาย จากนั้นวัดค่ามาตรฐานของ Karl Fischer reagent ทุกครั้งที่วิเคราะห์ว่า 1 หน่วยปริมาตรจะทำปฏิกิริยากับน้ำเท่าใด เพื่อใช้ในการคำนวณต่อไป รวมทั้งการไตเตรทต้องทำในภาชนะที่ปิดสนิทเพื่อป้องกันความชื้นจากอากาศ เพราะสาร Karl Fischer reagent ดูดความชื้นจากอากาศได้ดี



รูปที่ 4.5 เครื่อง Metter Toledo DL39 Karl Fisher coulometer

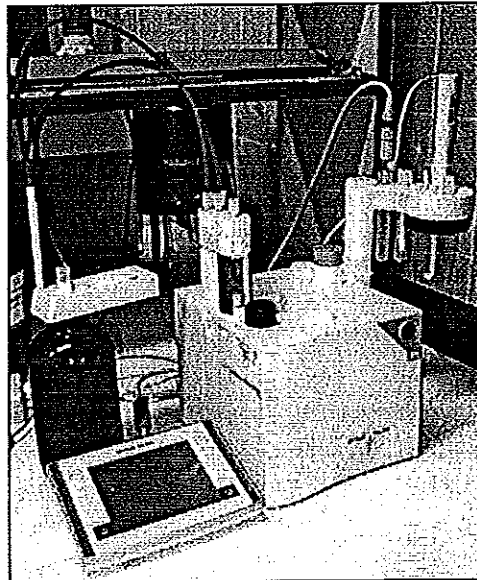
4.4.3 การวิเคราะห์ปริมาณค่าความเป็นกรด (acid number)

การวิเคราะห์หาปริมาณค่าความเป็นกรด หรือ acid number สามารถบอกได้ว่าจำนวนมิลลิกรัมของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ที่สามารถทำให้ตัวอย่างจำนวน 1 กรัม เป็นกลาง (mgKOH/g) ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้วิเคราะห์ค่าความเป็นกรดด้วยเครื่อง Metter Toledo excellence titrators T50 ตามมาตรฐาน ASTM D 664 โดยเตรียมสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่มีความเข้มข้น 0.1 โมล/ลิตร เพื่อใช้ในการไตเตรทหาค่าความเป็นกรดของตัวอย่าง การเตรียมสารละลายดังกล่าวทำได้โดยนำโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 6 กรัม มาละลายในไอโซโพรพานอลประมาณ 1 ลิตร เมื่อเตรียมสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เรียบร้อยแล้ว นำสารละลายดังกล่าวมาวัดความเข้มข้นที่มีอยู่จริงในสารละลาย ด้วยการนำสารละลายกรดซัลฟิวริกความเข้มข้น 0.1 โมล/ลิตร ประมาณ 3 มิลลิลิตร มาผสมกับ titration solvent ประมาณ 50 มิลลิลิตร ซึ่งเตรียมจากโทลูอิน 500 มิลลิลิตร, ไอโซโพรพานอล, 495 มิลลิลิตร และน้ำ 5 มิลลิลิตร หลังจากนั้นนำไปวัดความเข้มข้นที่มีอยู่จริงในสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ด้วยวิธี automatic titration ด้วยเครื่อง titrators T50 เครื่องจะบันทึกค่าที่ได้เพื่อนำไปคำนวณต่อไป ในการวิเคราะห์ตัวอย่างเพื่อหา

ค่าความเป็นกรดด้วยวิธี automatic titration จะต้องชั่งน้ำหนักของตัวอย่างตามตารางที่ 4.2 (ASTM standards D 664) ซึ่งน้ำหนักของตัวอย่างจะขึ้นอยู่กับปริมาณค่าความเป็นกรดของตัวอย่าง ดังนั้นการวิเคราะห์ในช่วงแรกอาจจะต้องสุ่มน้ำหนักของตัวอย่างก่อน เนื่องจากยังไม่ทราบค่าความเป็นกรดของตัวอย่างว่ามีปริมาณเท่าใด หลังจากทีทราบน้ำหนักที่เหมาะสมแล้ว นำตัวอย่างมาผสมกับ titration solvent ประมาณ 50 มิลลิลิตร แล้วนำไปวิเคราะห์ค่าความเป็นกรดด้วยวิธี automatic titration จะได้ค่าความเป็นกรดในหน่วย mg KOH/g

ตารางที่ 4.2 แสดงปริมาณของตัวอย่างที่ใช้ในการวิเคราะห์ค่าความเป็นกรด

acid number	mass of test portion, g
0.05 - < 1.0	20.0 ± 2.0
1.0 - < 5.0	5.0 ± 0.5
5 - < 20	1.0 ± 0.1
20 - < 100	0.25 ± 0.02
100 - < 260	0.1 ± 0.01



รูปที่ 4.6 เครื่อง Metter Toledo excellence titrators T50

4.4.4 การวิเคราะห์หาปริมาณกรดไขมันอิสระ (กิตติศักดิ์, 2006)

4.4.4.1 ชั่งตัวอย่างน้ำมันให้ได้น้ำหนัก 7.05 ± 0.005 กรัม ในขวดรูปชมพู่ ขนาด 250 มิลลิลิตร

4.4.4.2 เตรียมสารละลายเอทิลแอลกอฮอล์ให้เป็นกลาง โดยเติม ฟีนอล์ฟทาลีน 2 มิลลิลิตร และปรับให้เป็นกลางด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์ 0.25 นอร์มอล หยอดสารละลายต่างที่ละลายพร้อมทั้งเขย่าจนได้สีชมพูอ่อน

4.4.4.3 เตรียมสารละลายเอทิลแอลกอฮอล์ที่เป็นกลางปริมาณ 75 มิลลิลิตร ลงใน น้ำมันตัวอย่าง แล้วเขย่าอย่างแรงให้ตัวอย่างละลายในแอลกอฮอล์ ถ้าละลายได้ไม่ดีให้นำไปอุ่นที่ อุณหภูมิ $60-65^{\circ}\text{C}$

4.4.4.4 ไตเตรตสารละลายตัวอย่างด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์ 0.1 นอร์มอล ขณะไตเตรตต้องเขย่าอย่างแรง จนได้สีชมพูคงที่อยู่ประมาณ 1 นาที

4.4.4.5 คำนวณหาค่าปริมาณกรดไขมันอิสระดังแสดงในสมการที่ 4.3

$$\text{กรดไขมันอิสระ (\% โดยน้ำหนัก)} = \frac{\text{ปริมาณค่าที่ใช้ (มิลลิกรัม)} \times \text{ความเข้มข้นค่า (นอร์มอล)} \times 25.6}{\text{น้ำหนักน้ำมันตัวอย่าง (กรัม)}} \quad (4.3)$$

4.5 การวางแผนการทดลอง

เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการลดปริมาณกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บวมให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก ด้วยกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง โดยใช้วิธี response surface methodology, RSM และออกแบบการทดลองแบบ central composite design, CCD เพื่อนำไปวิเคราะห์หาสภาวะที่เหมาะสมที่สุด และรูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระ คือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก, ความเร็วรอบของใบกวน และเวลาในการทำปฏิกิริยา ที่มีอิทธิพลต่อค่าผลตอบสนอง คือ กรดไขมันอิสระ ซึ่งอยู่ในรูปความสัมพันธ์ ดังแสดงในสมการที่ 4.4

$$FFA = f(M, A, S, T) \quad (4.4)$$

โดยที่ FFA คือ กรดไขมันอิสระ, M คือเมทานอล, A คือกรดซัลฟิวริก, S คือความเร็วรอบของใบกวน, T คือเวลาในการทำปฏิกิริยา

การออกแบบแผนการทดลองแบบ central composite design (CCD) เป็นเทคนิคหนึ่งในวิธีการวิเคราะห์หาพื้นผิวตอบสนอง โดยทั่วไปการวางแผนการทดลองแบบ CCD ประกอบด้วย 2^k factorial ในแนวแกนหรือในแนวรูปดาว ในกรณีที่มีการทดลองมีตัวแปรอิสระ 2 ตัวแปร 2^k factorial จะประกอบด้วย $(-1, -1)$, $(+1, -1)$, $(-1, +1)$, $(+1, +1)$ แต่ 2^k factorial ในแนวแกนหรือในแนวรูปดาวจะประกอบด้วย $(-\alpha, 0)$, $(+\alpha, 0)$, $(0, -\alpha)$, $(0, +\alpha)$ และที่จุดศูนย์กลางจะมีการกระทำซ้ำ 4-6 การทดลอง ของแต่ละตัวแปรอิสระ ในงานวิจัยนี้มีตัวแปรอิสระ 4 ตัวแปร ดังนั้นจะประกอบด้วย 5 ระดับของแต่ละปัจจัย คือ $(-2, -1, 0, +1, +2)$ หรือสามารถหาจุดแกนของระดับในแต่ละตัวแปรอิสระที่ทำการทดลองได้จากสมการที่ 4.5 (Teppaya and Prasertsan, 2004)

$$\alpha = \sqrt[4]{2^k} \quad (4.5)$$

โดยที่ α คือจุดแกน, k คือจำนวนตัวแปรอิสระ

การออกแบบแผนการทดลองแบบ central composite design, CCD 4 ตัวแปรอิสระมี 5 ระดับของ code ตัวแปร โดยการใช้โปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 จะต้องทำการทดลองทั้งหมด 28 การทดลอง เพื่อนำไปใช้วิเคราะห์หาสถานะที่เหมาะสมที่สุดของการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปลาสดชนิดหีบรวม และหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระที่สนใจ คือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก, ความเร็วรอบของใบกวน และเวลาในการทำปฏิกิริยา ที่ส่งผลต่อการลดกรดไขมันอิสระ ซึ่งได้สรุปช่วงและระดับของตัวแปรอิสระที่จะทำการศึกษาหาสถานะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระ ดังแสดงในตารางที่ 4.3 โดยช่วงของตัวแปรอิสระได้มาจากการหาสถานะที่เหมาะสมในการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปลาสดชนิดหีบรวมให้มีค่าน้อยกว่า 1 % โดยน้ำหนักน้ำมัน ด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบกะ ภายใต้สถานะ อัตราส่วนความเข้มข้นโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมัน 3:1, กรดซัลฟิวริก 0.8% โดยน้ำหนัก ที่อุณหภูมิ 60°C และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 30 วินาที (สุรัชย์, 2007) และได้แสดงแผนการทดลองที่สถานะต่างๆ ตามช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ ซึ่งมีการทดลองทั้งหมด 28 การทดลอง ดังแสดงในตารางที่ 4.4 และได้แสดงรูปและขั้นตอนการออกแบบการทดลองด้วยโปรแกรมในภาคผนวก ค

ตารางที่ 4.3 แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

ตัวแปรอิสระ	หน่วย	ระดับของตัวแปรอิสระ				
		-2	-1	0	1	2
ความเร็วรอบ	รอบ/นาที	150	200	250	300	350
N_{Rc} (based on MCPO)		303	403	504	605	706
กรดซัลฟิวริก	%โดยปริมาตร	1.0	1.3	1.5	1.7	1.9
เมทานอล	%โดยปริมาตร	8	10	12	14	16
เวลาทำปฏิกิริยา	นาที	8	16	24	32	40

ตารางที่ 4.4 แสดงแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆ

การทดลองที่	S: ความเร็วรอบ (รอบ/นาที)	A: กรดซัลฟิวริก (% โดยปริมาตร)	M: เมทานอล (% โดยปริมาตร)	T: เวลาทำปฏิกิริยา (นาที)
1	-2 (150)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)
2	-1 (200)	-1 (1.3)	1 (14)	-1 (16)
3	1 (300)	-1 (1.3)	1 (14)	1 (32)
4	-1 (200)	1 (1.7)	1 (14)	1 (32)
5	1 (300)	1 (1.7)	-1 (10)	1 (32)
6	0 (250)	-2 (1.0)	0 (12)	0 (24)
7	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)
8	-1 (200)	-1 (1.3)	-1 (10)	-1 (16)
9	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)
10	-1 (200)	1 (1.7)	1 (14)	-1 (16)
11	2 (350)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)
12	1 (300)	-1 (1.3)	-1 (10)	-1 (16)
13	1 (300)	1 (1.7)	1 (14)	1 (32)
14	1 (300)	1 (1.7)	-1 (10)	-1 (16)
15	1 (300)	-1 (1.3)	-1 (10)	1 (32)
16	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	2 (40)
17	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)
18	-1 (200)	1 (1.7)	-1 (10)	1 (32)
19	0 (250)	0 (1.5)	-2 (8)	0 (24)
20	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	-2 (8)
21	-1 (200)	-1 (1.3)	1 (14)	1 (32)
22	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)
23	-1 (200)	-1 (1.3)	-1 (10)	1 (32)
24	0 (250)	2 (1.9)	0 (12)	0 (24)
25	0 (250)	0 (1.5)	2 (16)	0 (24)
26	1 (300)	-1 (1.3)	1 (14)	-1 (16)
27	1 (300)	1 (1.7)	1 (14)	-1 (16)
28	-1 (200)	1 (1.7)	-1 (10)	-1 (16)

4.6 การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์

วิธี response surface methodology, RSM เป็นวิธีหนึ่งในการหารูปแบบสมการของความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนองกับตัวแปรอิสระ โดยใช้วิธี multiple regression ในการวิเคราะห์หารูปแบบ second-order model ดังแสดงในสมการที่ 4.6 (Ghadge และคณะ, 2006)

$$y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i < j=1}^k \beta_{ij} x_i x_j \quad (4.6)$$

โดยที่ y คือค่าผลตอบสนอง, k คือจำนวนตัวแปรอิสระ, $\beta_0, \beta_i, \beta_{ii}, \beta_{ij}$ คือค่าคงที่, สัมประสิทธิ์ของพจน์ ตัวแปรกำลังหนึ่ง, ตัวแปรกำลังสอง และตัวแปรร่วม ตามลำดับ

ผลการทดลองที่ได้ สามารถนำไปหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนองกับตัวแปรอิสระที่ศึกษา ซึ่งสมการทำนายความสัมพันธ์ของตัวแปรอิสระทั้ง 4 ได้จากการวิเคราะห์ด้วยวิธี multiple regression ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% หลังจากได้สมการทำนายความสัมพันธ์แล้ว จึงพิจารณาสมการ โดยตัดพจน์ที่ไม่มีนัยสำคัญออก ซึ่งสังเกตได้จากค่า P -value ถ้า P -value มีค่ามากกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวไม่มีนัยสำคัญต่อสมการ ให้เหลือเพียงพจน์ที่มีค่า P -value น้อยกว่า 0.05 ซึ่งแสดงว่าพจน์ดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ และได้นำสมการความสัมพันธ์ที่ได้มาทดสอบค่า F -test เพื่อทดสอบนัยสำคัญของสมการความสัมพันธ์ โดยจะตัดสินใจเพื่อปฏิเสธสมมติฐานหลัก ถ้าค่าสถิติเอฟที่ได้จากการคำนวณมีค่ามากกว่าค่า $F_{critical}$ หรือ $F_0 > F_{\alpha, i, n-1-i}$ โดยที่ α คือ 0.05 (ที่ระดับความเชื่อมั่น 95%), i คือ จำนวนพจน์ทั้งหมดของสมการความสัมพันธ์ ยกเว้น β_0 และ n คือ จำนวนการทดลอง โดยค่า $F_{critical}$ ได้จากการเปิดตารางเอฟ (ได้แสดงตารางเอฟในภาคผนวก ง) และรูปแบบสมการที่ได้จะนำไปสร้างกราฟพื้นผิวผลตอบสนอง (response surface) และกราฟ contour ของผลตอบสนองกับเงื่อนไขการทดลองในช่วงการแปรค่าตัวแปรอิสระ

4.7 การหาสถานะที่เหมาะสมที่สุดในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระ

สถานะที่เหมาะสมที่สุดของการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มชนิดหีบรวมให้มีค่าน้อยกว่า 1 % โดยน้ำหนัก สำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง ขึ้นอยู่กับรูปแบบของสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ได้ สถานะที่เหมาะสมที่สุดได้จากการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์ ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตของตัวแปรอิสระ ดังแสดงในตารางที่ 4.5 และใช้โปรแกรม excel solver ทำการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์ เพื่อหาปริมาณกรดไขมันอิสระที่ต่ำที่สุด ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตที่กำหนด

ตารางที่ 4.5 แสดงเงื่อนไขขอบเขตของตัวแปรอิสระ

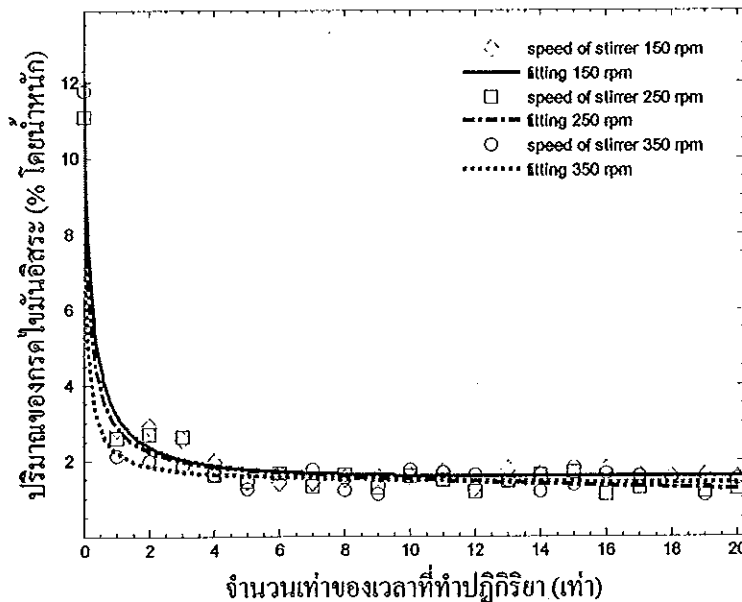
ตัวแปรอิสระ	ขอบเขตของตัวแปรอิสระ	หน่วย
เมทานอล	$8 \leq M \leq 16$	%โดยปริมาตร
กรดซัลฟิวริก	$1.0 \leq A \leq 1.9$	%โดยปริมาตร
เวลาในการทำปฏิกิริยา	$8 \leq T \leq 40$	นาที
ความเร็วรอบของใบกวน	$150 \leq S \leq 350$	รอบ/นาที

บทที่ 5

ผลการทดลองและการอภิปรายผล

5.1 ผลการทดสอบการกระจายตัวของเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์

ก่อนทำการทดสอบประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง สำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชัน ได้ทำการศึกษาการกระจายตัวของเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ เพื่อต้องการทราบระยะเวลาที่ปฏิกิริยาเริ่มเข้าสู่สภาวะสมดุล โดยได้ทำการทดลองลดกรดไขมันอิสระของน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บวม ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล 1:2.5 หรือ เมทานอล 12% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 24 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C (สุรชัย, 2007) โดยปรับความเร็วรอบของใบกวนที่ 150, 250 และ 350 รอบ/นาที หรือที่ N_{Re} เท่ากับ 303, 504 และ 706 ตามลำดับ ซึ่งได้แสดงผลการทดลองในรูปที่ 5.1



รูปที่ 5.1 ความสัมพันธ์ระหว่างจำนวนเท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยากับปริมาณกรดไขมันอิสระ

จากรูปที่ 5.1 ทำให้ทราบว่าปฏิกิริยาจะเริ่มเข้าสู่สภาวะสมดุลที่ระยะเวลา 5 เท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ ดังนั้น ในเก็บตัวอย่างเพื่อนำมาวิเคราะห์ควร จะเริ่มเก็บตัวอย่างที่เวลามากกว่า 5 เท่าของเวลาในการทำปฏิกิริยา เพื่อให้ผลการทดลองคลาดเคลื่อนน้อยที่สุด

5.2 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของปริมาณกรดไขมันอิสระ

ผลจากการวิเคราะห์หาปริมาณกรดไขมันอิสระด้วยเทคนิค TLC/FID ตามแผนการทดลอง ได้แสดงผลการทดลองในตารางที่ 5.1 และสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระได้สมการรูปแบบ quadratic polynomial โดยใช้วิธี multiple regression ดังแสดงในสมการที่ 5.1, แต่สมการดังกล่าวจะต้องพิจารณานัยสำคัญของแต่ละพจน์ก่อน โดยตัดพจน์ที่ไม่มีนัยสำคัญออก ซึ่งสังเกตได้จากค่า P -value ถ้า P -value มีค่ามากกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวไม่มีนัยสำคัญต่อสมการ ให้เหลือเพียงพจน์ที่มีค่า P -value น้อยกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ หลังจากพิจารณาค่า P -value จึงได้สมการความสัมพันธ์ดังแสดงในสมการที่ 5.2 และได้แสดงค่าสัมประสิทธิ์กับค่าทางสถิติของสมการในตารางที่ 5.2 โดยสมการทำนายค่ากรดไขมันอิสระมีค่า coefficient of multiple determination, $R^2 = 0.795$ และมีค่า $R^2_{adjusted} = 0.736$ นอกจากนี้ค่าสัมประสิทธิ์ของตัวแปรอิสระทุกพจน์ของตัวแปรอิสระมีค่า P -value < 0.05 ที่ระดับความเชื่อมั่น 95 % แสดงว่าตัวแปรอิสระดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ได้ แต่พบว่าไม่มีค่าสัมประสิทธิ์ของความเร็รรอบของใบกวน แสดงว่าความเร็รรอบของใบกวนที่ 150-350 รอบ/นาที หรือที่ช่วง N_{Re} ระหว่าง 303-706 ซึ่งอยู่ในช่วง transition flow ไม่มีนัยสำคัญต่อสมการทำนายค่ากรดไขมันอิสระ (การคำนวณค่า N_{Re} ใช้คุณสมบัติของน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บรวม คือ dynamic viscosity 0.01817 Pa.s at 60°C, density 916 kg/m³) และได้นำสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ได้มาทดสอบค่า F -test ผลปรากฏว่า ค่า $F_0 = 13.55$ (จากสมการ) มีค่ามากกว่าค่า $F_{critical} = 2.57$ (จากตาราง $f_{0.05,6,21}$ ในภาคผนวก ง) ดังนั้นจึงสรุปได้ว่าตัวแปรอิสระคือ ปริมาณเมทานอล, ปริมาณกรดซัลฟิวริก และเวลาในการทำปฏิกิริยา มีผลต่อการลดลงของปริมาณกรดไขมันอิสระ และเมื่อนำสมการทำนายความสัมพันธ์ของปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระที่ศึกษา ไปสร้างพื้นผิวผลตอบสนอง (response surface) และกราฟ contour ซึ่งได้

→ แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เมทานอลกับกรดซัลฟิวริก, กรดซัลฟิวริกกับเวลาในการทำปฏิกิริยา และเมทานอลกับเวลาในการทำปฏิกิริยา ที่ส่งผลการลดลงของปริมาณกรดไขมันอิสระ ดังแสดงในรูปที่ 5.2, 5.3 และ 5.4 ตามลำดับ

ตารางที่ 5.1 แสดงข้อมูลในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระตามแผนการทดลองที่สภาวะต่างๆ

การทดลองที่	(S) ความเร็วรอบ (รอบ/นาที)	(A) กรดซัลฟิวริก (% โดยปริมาตร)	(M) เมทานอล (% โดยปริมาตร)	(T) เวลาทำปฏิกิริยา (นาที)	(FFA) กรดไขมันอิสระ (% โดยน้ำหนัก)
1	-2 (150)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)	0.381
2	-1 (200)	-1 (1.3)	1 (14)	-1 (16)	0.433
3	1 (300)	-1 (1.3)	1 (14)	1 (32)	0.473
4	-1 (200)	1 (1.7)	1 (14)	1 (32)	0.288
5	1 (300)	1 (1.7)	-1 (10)	1 (32)	0.611
6	0 (250)	-2 (1.0)	0 (12)	0 (24)	1.050
7	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)	0.488
8	-1 (200)	-1 (1.3)	-1 (10)	-1 (16)	0.422
9	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)	0.437
10	-1 (200)	1 (1.7)	1 (14)	-1 (16)	0.282
11	2 (350)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)	0.607
12	1 (300)	-1 (1.3)	-1 (10)	-1 (16)	0.575
13	1 (300)	1 (1.7)	1 (14)	1 (32)	0.201
14	1 (300)	1 (1.7)	-1 (10)	-1 (16)	0.477
15	1 (300)	-1 (1.3)	-1 (10)	1 (32)	0.862
16	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	2 (40)	1.183
17	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)	0.238
18	-1 (200)	1 (1.7)	-1 (10)	1 (32)	1.042
19	0 (250)	0 (1.5)	-2 (8)	0 (24)	1.333
20	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	-2 (8)	0.381
21	-1 (200)	-1 (1.3)	1 (14)	1 (32)	0.401
22	0 (250)	0 (1.5)	0 (12)	0 (24)	0.380
23	-1 (200)	-1 (1.3)	-1 (10)	1 (32)	1.192
24	0 (250)	2 (1.9)	0 (12)	0 (24)	0.493
25	0 (250)	0 (1.5)	2 (16)	0 (24)	0.281
26	1 (300)	-1 (1.3)	1 (14)	-1 (16)	0.181
27	1 (300)	1 (1.7)	1 (14)	-1 (16)	0.128
28	-1 (200)	1 (1.7)	-1 (10)	-1 (16)	0.219

สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระก่อนพิจารณาัยสำคัญของแต่ละพจน์ (ได้แสดงค่าสัมประสิทธิ์กับค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ในภาคผนวก จ)

$$\begin{aligned}
 FFA = & \beta_0 + \beta_1(A) + \beta_2(S) + \beta_3(M) + \beta_4(T) + \beta_5(A^2) + \beta_6(S^2) \\
 & + \beta_7(M^2) + \beta_8(T^2) + \beta_9(AS) + \beta_{10}(AM) + \beta_{11}(AT) \\
 & + \beta_{12}(SM) + \beta_{13}(ST) + \beta_{14}(MT)
 \end{aligned} \quad (5.1)$$

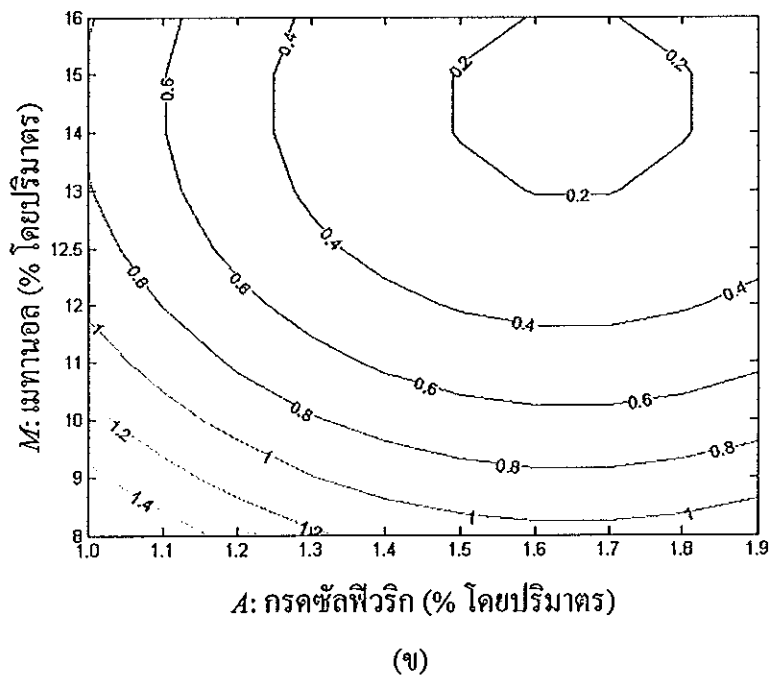
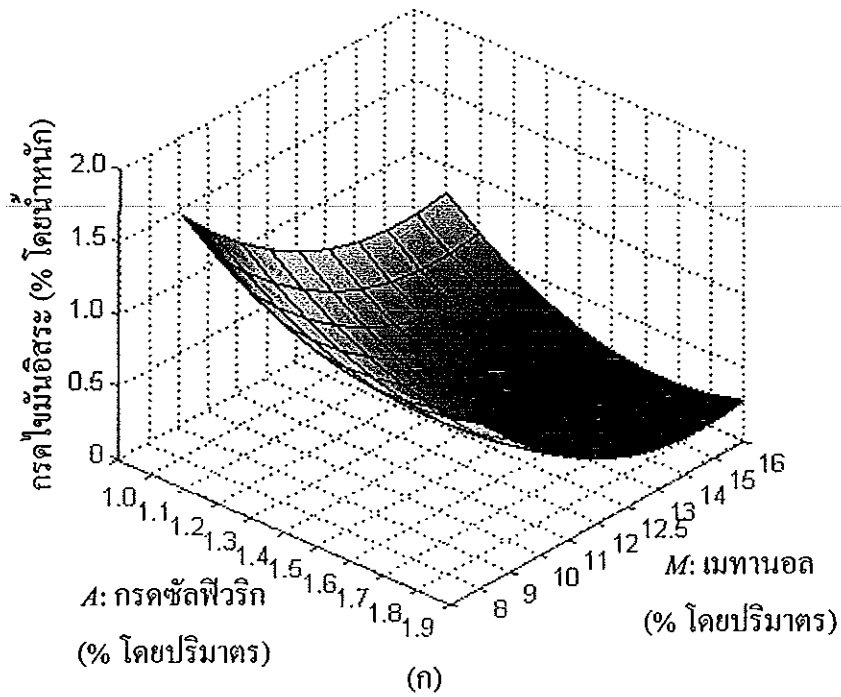
สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระหลังจากพิจารณาัยสำคัญของแต่ละพจน์ (ได้แสดงค่าสัมประสิทธิ์กับค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ในภาคผนวก จ)

$$FFA = \beta_0 + \beta_1(A) + \beta_2(M) + \beta_3(A^2) + \beta_4(M^2) + \beta_5(T^2) + \beta_6(MT) \quad (5.2)$$

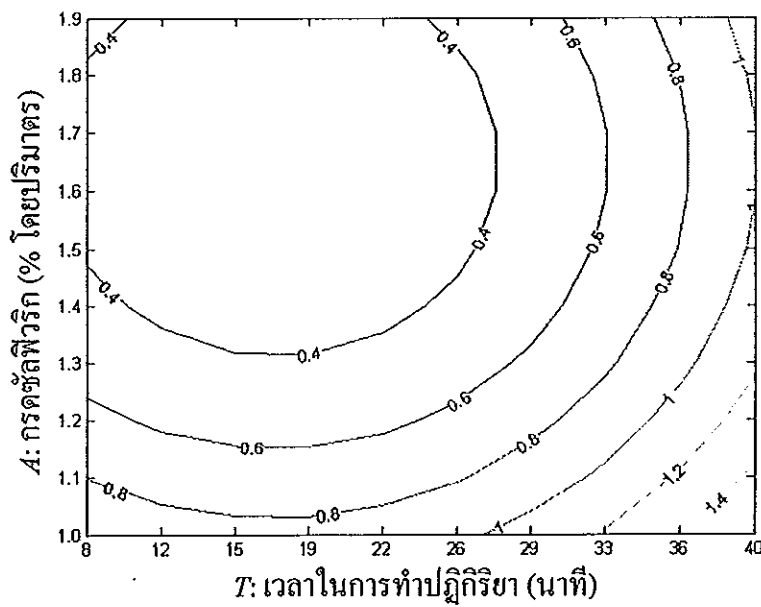
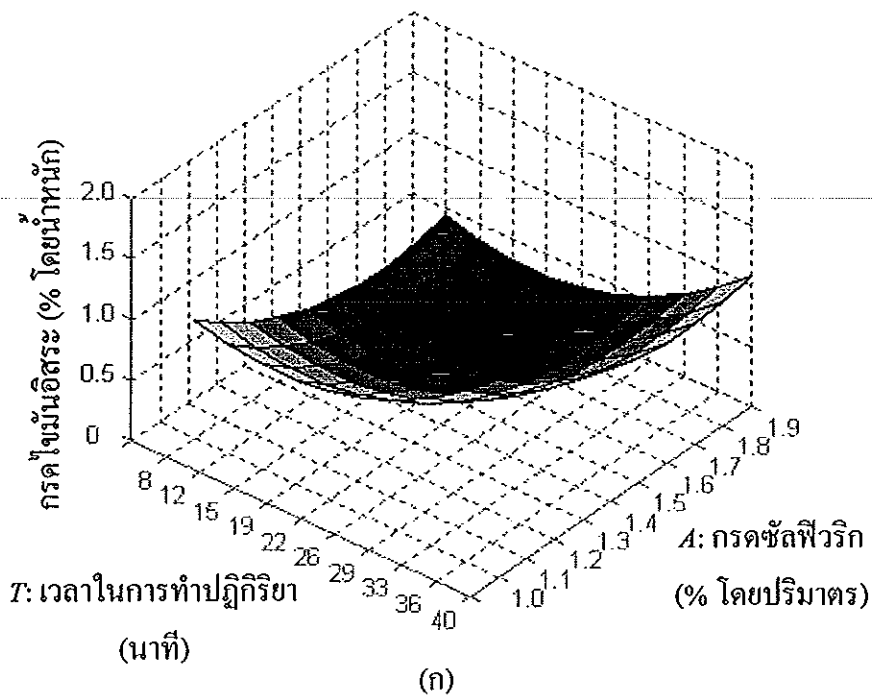
ตารางที่ 5.2 แสดงค่าสัมประสิทธิ์และค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ของสมการที่ 5.2

Terms	Regression coefficients	Standard error	P-value
<i>Intercept</i>			
β_0	7.6110	2.0270	0.0012
<i>Linear</i>			
β_1	-4.8290	1.9750	0.0234
β_2	-0.4880	0.2020	0.0250
<i>Quadratic</i>			
β_3	1.4630	0.6680	0.0399
β_4	0.0200	0.0085	0.0281
β_5	0.0015	0.0004	0.0024
<i>Interaction</i>			
β_6	-0.0042	0.0017	0.0230

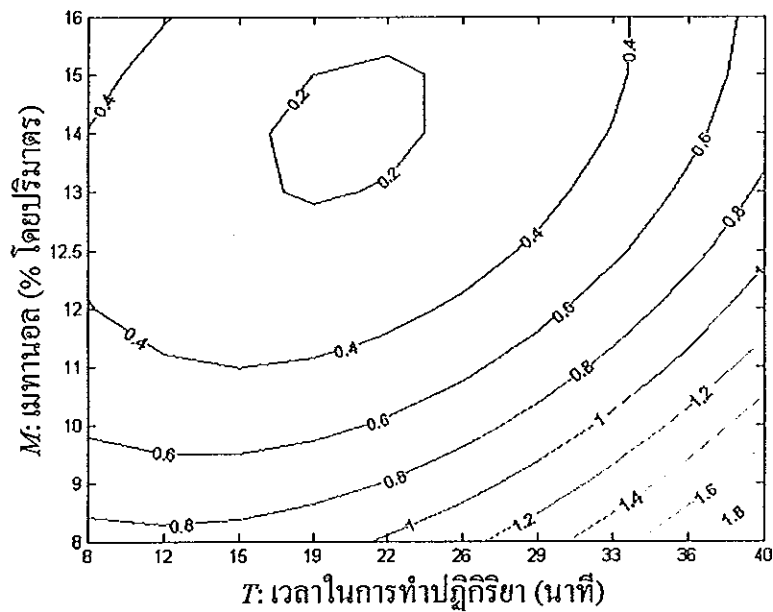
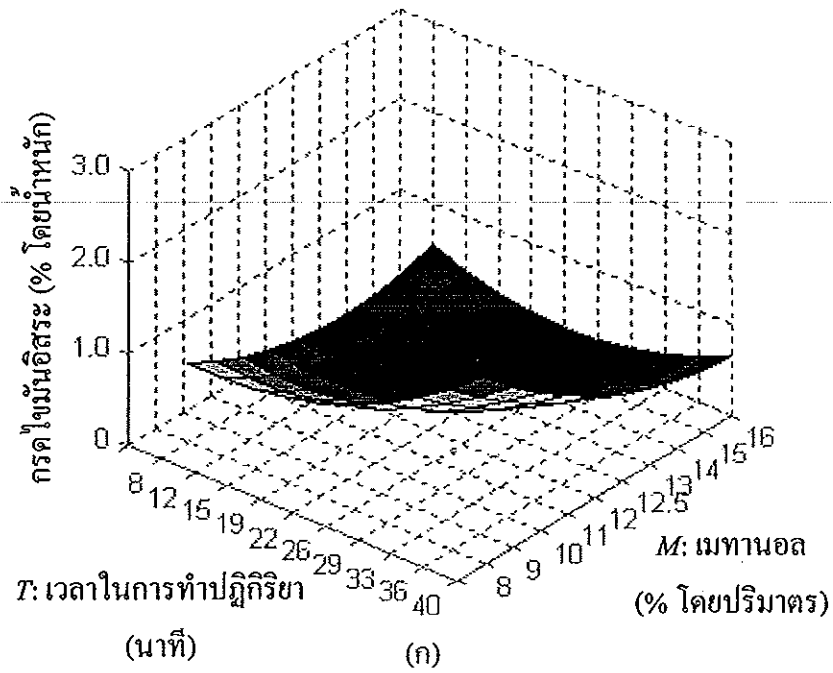
$$R^2 = 0.795, R^2_{\text{adjusted}} = 0.736, P\text{-value} < 0.05$$



รูปที่ 5.2 (ก) พื้นผิวตอบสนอง ของกรดไขมันอิสระที่ค่าของเมทานอลกับกรดซัลฟิวริกต่างๆ กัน
 (ข) กราฟ contour ของกรดไขมันอิสระ (% โดยน้ำหนัก) ที่ค่าของเมทานอลกับกรดซัลฟิวริกต่างๆ กัน



รูปที่ 5.3 (ก) พื้นผิวตอบสนอง ของกรดไขมันอิสระที่ค่าของกรดซัลฟิวริกและเวลาในการทำปฏิกิริยาต่างๆ กัน (ข) กราฟ contour ของกรดไขมันอิสระ (%โดยน้ำหนัก) ที่ค่าของกรดซัลฟิวริกและเวลาในการทำปฏิกิริยาต่างๆ กัน

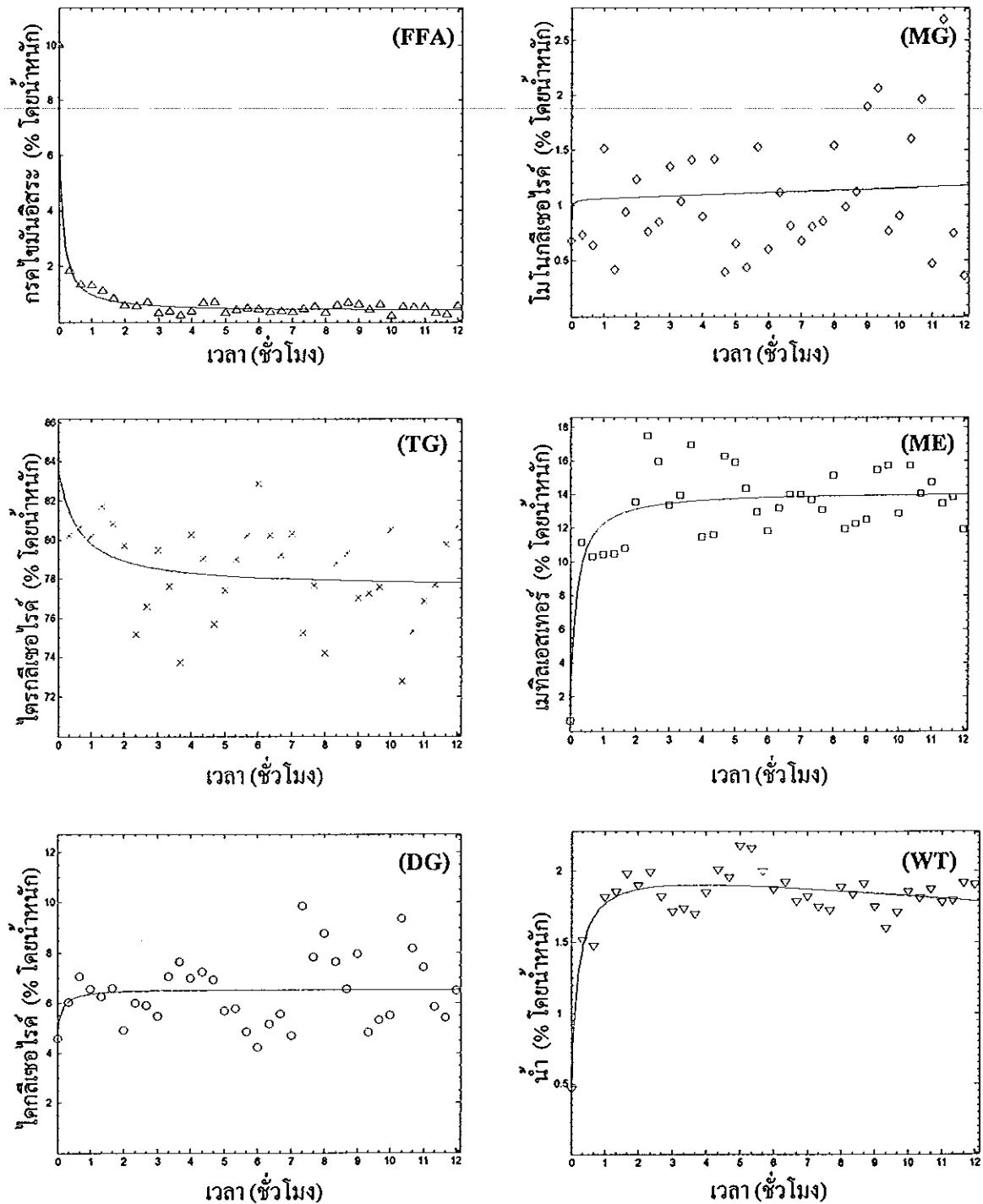


(ข)

รูปที่ 5.4 (ก) พื้นผิวตอบสนอง ของกรดไขมันอิสระที่ค่าของเมทานอลและเวลาในการทำปฏิกิริยา
 ต่างๆ กัน (ข) กราฟ contour ของกรดไขมันอิสระ (%โดยน้ำหนัก) ที่ค่าของเมทานอลและเวลาใน
 การทำปฏิกิริยาต่างๆ กัน

5.3 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระ

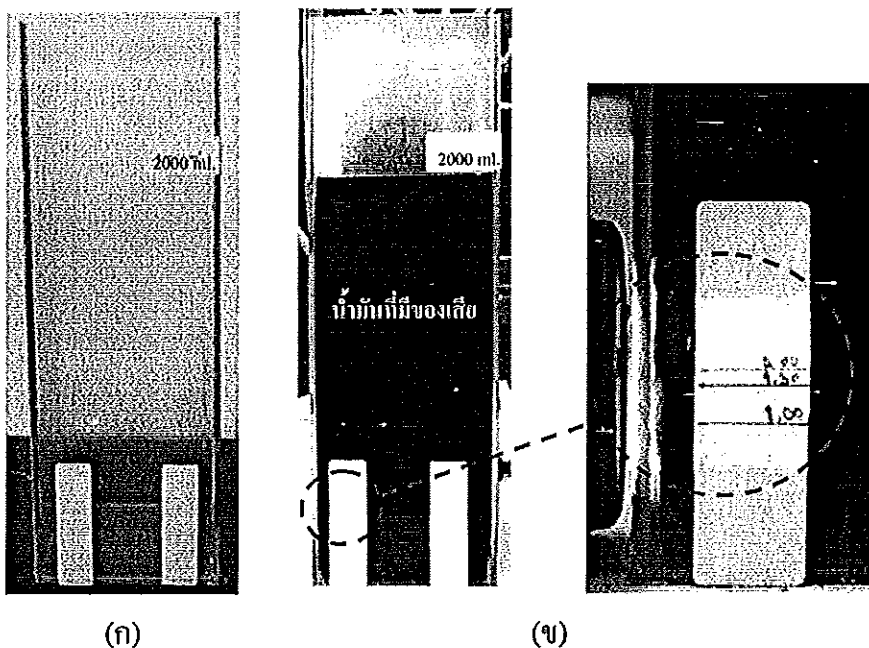
สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมให้มีค่าน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก สำหรับกระบวนการเอสเทอร์ริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง ขึ้นอยู่กับสมการทำนายความสัมพันธ์ ซึ่งมีรูปแบบสมการเป็นแบบ quadratic polynomial และเมื่อนำสมการไปสร้างพื้นผิวผลตอบสนอง (response surface) และ กราฟ contour พบว่าที่สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล 1:3 (ได้แสดงการคำนวณในภาคผนวก ก) หรือ ปริมาณของเมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยน้ำมันปาล์มดิบมีอัตราการไหลเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ประมาณ 8.3 ลิตร/ชั่วโมง เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งสภาวะดังกล่าวได้จากการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์ ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตของตัวแปรอิสระ คือ เมทานอล ($8 \leq M \leq 16$ % โดยปริมาตร), กรดซัลฟิวริก ($1.0 \leq A \leq 1.9$ % โดยปริมาตร) และเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ ($8 \leq T \leq 40$ นาที) โดยใช้โปรแกรม excel solver โปรแกรมจะทำการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์ เพื่อหาปริมาณกรดไขมันอิสระที่ต่ำที่สุด ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตที่กำหนด โดยค่าต่ำสุดของกรดไขมันอิสระจากสมการทำนายความสัมพันธ์มีค่าเท่ากับ 0.141% โดยน้ำหนัก หลังจากนั้นได้นำสภาวะที่เหมาะสมที่สุดมาทำการทดลอง พบว่าสามารถลดกรดไขมันอิสระได้เท่ากับ 0.184% โดยน้ำหนัก นอกจากนี้พบว่าเมื่อเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้นมากกว่า 20 นาที จะส่งผลต่อปริมาณกรดไขมันอิสระที่เพิ่มมากขึ้นเช่นกัน ซึ่งอาจเกิดจากปฏิกิริยาย้อนกลับของผลิตภัณฑ์เป็นกรดไขมันอิสระ และจากผลการทดลองตามเงื่อนไขที่กำหนด น้ำมันปาล์มดิบจะถูกลดกรดไขมันอิสระด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันจนมีค่าต่ำกว่า 1% โดยน้ำหนัก ซึ่งเป็นค่าที่ต่ำกว่าค่าสันนิษฐานในการทำวิจัยในช่วงแรกตามวัตถุประสงค์และขอบเขตของงานวิจัย โดยกรดไขมันอิสระเริ่มต้นของน้ำมันที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน เพื่อผลิตเป็นไบโอดีเซลในขั้นตอนที่สอง จะต้องมีค่าน้อยที่สุด เนื่องจากปริมาณกรดไขมันอิสระจะเป็นตัวขัดขวางการทำปฏิกิริยา ดังนั้นค่ากรดไขมันอิสระเริ่มต้นยิ่งสูงจะส่งผลต่อ ปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ และสิ้นเปลืองตัวเร่งปฏิกิริยา หลังจากนั้นได้นำสภาวะที่เหมาะสมที่สุด มาทำการทดลองอย่างต่อเนื่องเป็นระยะเวลา 12 ชั่วโมง และเก็บตัวอย่างทุกๆ 20 นาที ผลปรากฏว่า การลดลงของปริมาณกรดไขมันอิสระจะเริ่มเข้าสู่สภาวะสมดุลที่เวลา 2 ชั่วโมง และค่าเฉลี่ยของปริมาณกรดไขมันอิสระ, ไตรกลีเซอไรด์, ไดกลีเซอไรด์, โมโนกลีเซอไรด์, เมทิลเอสเทอร์ และปริมาณน้ำ ภายในช่วงเวลา 2-12 ชั่วโมง มีค่าเท่ากับ 0.481, 78.057, 6.500, 1.093, 13.877 และ 1.860 % โดยน้ำหนัก ตามลำดับ ดังแสดงในรูปที่ 5.5



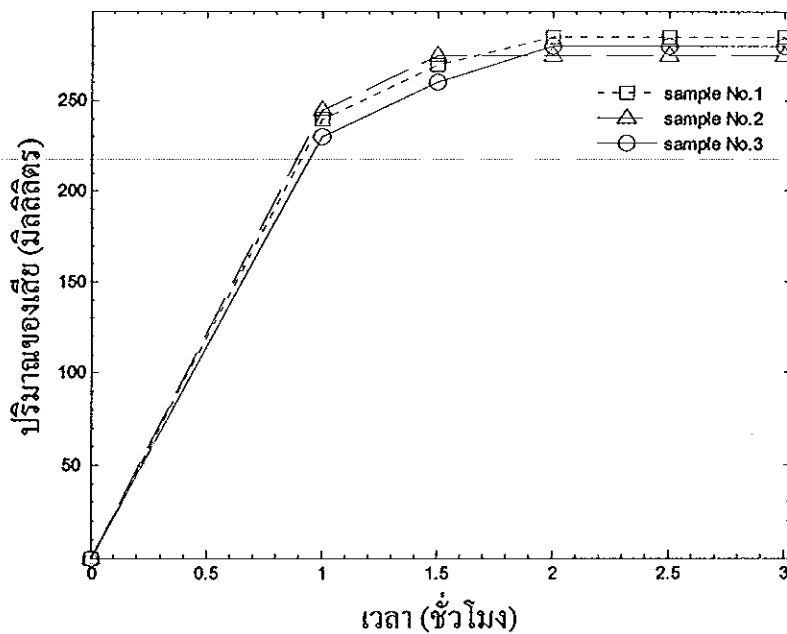
รูปที่ 5.5 แสดงปริมาณของ กรดไขมันอิสระ (FFA), ไตรกลีเซอไรด์ (TG), ไดกลีเซอไรด์ (DG), โมโนกลีเซอไรด์ (MG), เมทิลเอสเทอร์ (ME) และ ปริมาณน้ำ (WT) ที่สภาวะ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที

5.4 การออกแบบถังแยกของเสียแบบต่อเนื่อง

ในการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน ขั้นตอนแรกเป็นกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูงด้วยการลดกรดไขมันอิสระ แต่กระบวนการดังกล่าวจะมีของเสียเกิดขึ้นระหว่างกระบวนการ เช่น สารผสมระหว่าง น้ำ และ กรดซัลฟิวริก เป็นต้น ซึ่งในการนำน้ำมันจากขั้นตอนแรก ไปผลิตเป็นไบโอดีเซลในขั้นตอนที่สองด้วยกระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน จะต้องแยกของเสียออกจากกระบวนการแรกก่อน เนื่องจากน้ำมันที่มีของเสียปนอยู่จะส่งผลกระทบต่อปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน กล่าวคือ น้ำมันที่มีของเสียปนจะทำให้เกิดปฏิกิริยาสบู่, สิ้นเปลืองตัวเร่งปฏิกิริยาเบส, ปริมาณของเมทิลเอสเทอร์น้อยลง และอาจส่งผลกระทบต่อกระบวนการล้างไบโอดีเซลทำให้ล้างได้ยากขึ้น (Wright และคณะ, 1944) ดังนั้นจึงควรศึกษาระยะเวลาในการนอนก้น (settling time) ของของเสีย เพื่อต้องการทราบระยะเวลาในการนอนก้น และนำระยะเวลาที่ได้มาออกแบบถังแยกของเสียแบบต่อเนื่อง จึงได้ทำการทดลองหาระยะเวลาในการนอนก้น โดยการใช้โดแก้วซึ่งมีรูปร่างสี่เหลี่ยม มีขนาดปริมาตร 2.5 ลิตร และติดกระดาษขาวไว้บริเวณด้านล่างของโดแก้ว ทำการทดลองโดยเริ่มจับเวลาตั้งแต่นำโดแก้วมารองน้ำมันที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์จนได้น้ำมันที่มีของเสีย 2 ลิตร หลังจากนั้นนำโดแก้วมาวางทิ้งไว้ และทำเครื่องหมายที่กระดาษขาวเมื่อมองเห็นของเสียเกิดขึ้นที่เวลา 1.0, 1.5, 2.0, 2.5 และ 3.0 ชั่วโมง ดังแสดงในรูปที่ 5.6 และได้แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของเสียที่นอนก้นกับเวลา ในรูปที่ 5.7

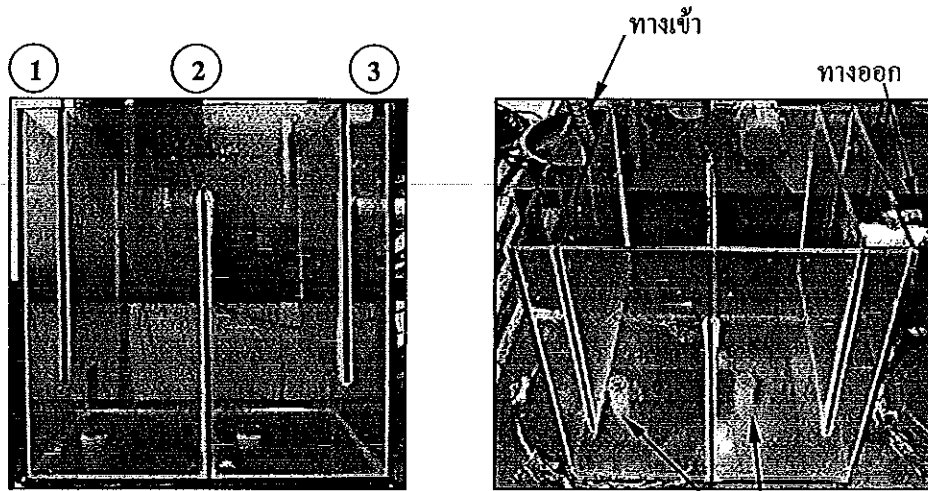


รูปที่ 5.6 (ก) แสดงโดแก้วรูปทรงสี่เหลี่ยม (ข) แสดงของเสียที่นอนก้นที่ระยะเวลาต่างๆ



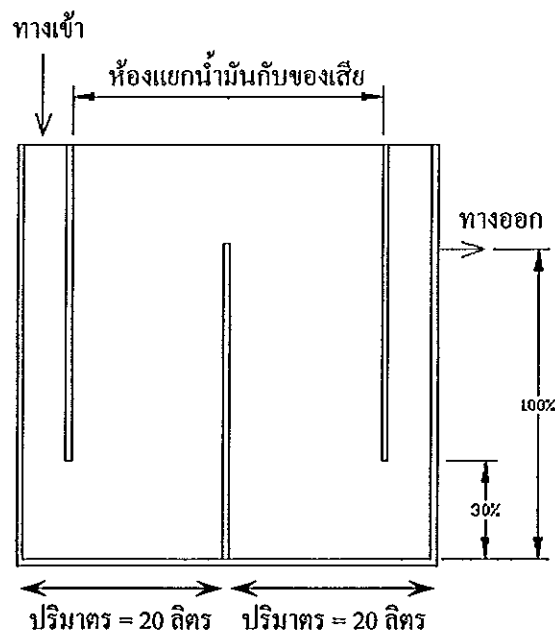
รูปที่ 5.7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณการตกนอนกันของของเสียกับเวลา ที่สภาวะเมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที

จากรูปที่ 5.7 จะเห็นได้ว่าปริมาณการตกของของเสียที่ปนอยู่ในน้ำมันซึ่งลดกรดไขมันอิสระแล้วภายในโถแก้ว ของเสียจะตกนอนกันจนหมดภายในเวลา 2 ชั่วโมง ซึ่งมีสัดส่วนของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วประมาณ 86% โดยปริมาตร และมีปริมาณของของเสียประมาณ 14% โดยปริมาตร จึงได้นำข้อมูลดังกล่าวมาทำการออกแบบถังแยกของเสียแบบต่อเนื่องอย่างง่าย ซึ่งมีรูปร่างดังแสดงในรูปที่ 5.8 (ได้แสดงรายละเอียดแบบในภาคผนวก ข) โดยถังแยกของเสียแบ่งออกเป็น 3 ห้อง คือ ห้องทางเข้าของน้ำมันที่ปนของเสียจากเครื่องปฏิกรณ์, ห้องแยกน้ำมันกับของเสีย และห้องทางออกของน้ำมันที่แยกของเสียออกแล้ว โดยห้องแยกน้ำมันกับของเสียจะต้องมีปริมาตรมากกว่า 20 ลิตร เนื่องจากกำลังการผลิตที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุดสามารถผลิตน้ำมันที่ปนกับของเสียได้ 9.6 ลิตร/ชั่วโมง ดังนั้นเมื่อต้องการให้ของเสียตกนอนกันจนหมดภายในเวลา 2 ชั่วโมง จะต้องออกแบบห้องแยกน้ำมันกับของเสียที่มีปริมาตรมากกว่า 20 ลิตร และได้ออกแบบให้แผ่นกั้นสูงจากพื้นด้านล่างของห้องแยกมากกว่า 30 % เนื่องจากจะต้องเว้นระยะจากพื้นประมาณ 15% สำหรับของเสีย และอีก 15% สำหรับน้ำมันที่ของเสียยังตกนอนกันไม่หมดไหลผ่านไปอีกห้องหนึ่ง ดังแสดงในรูปที่ 5.9



- หมายเลข 1. ห้องทางเข้าของน้ำมันที่ปนของเสีย
- หมายเลข 2. ห้องแยกน้ำมันกับของเสีย
- หมายเลข 3. ห้องทางออกของน้ำมันที่แยกของเสียออกแล้ว

รูปที่ 5.8 ถังแยกของเสียจากน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วแบบต่อเนื่อง ด้วยวิธี gravity separation

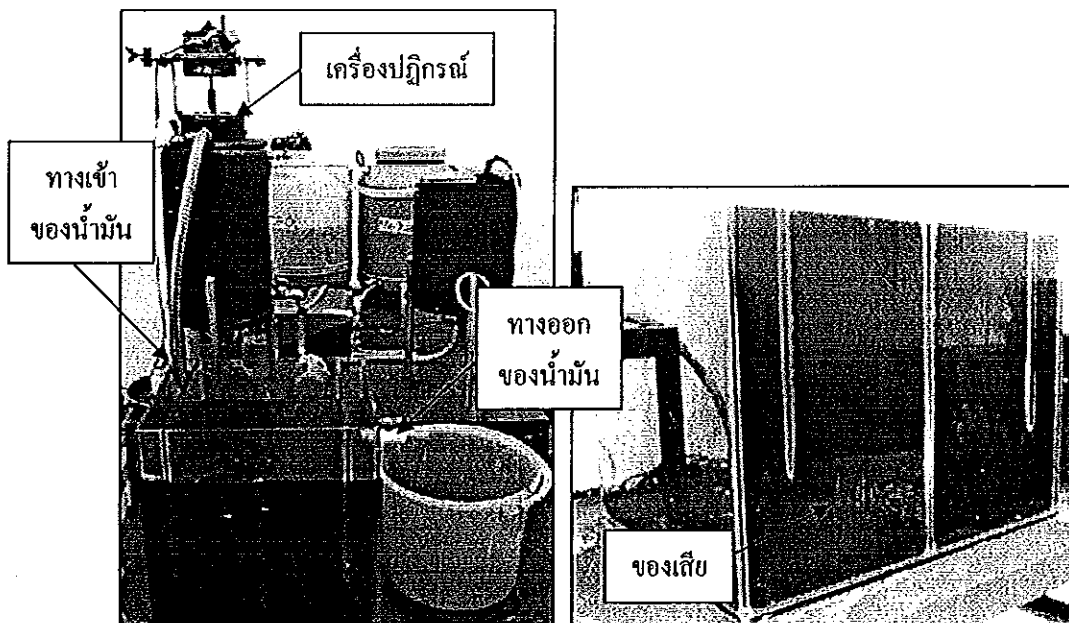


เว้นระยะความสูงของแผ่นกั้นประมาณ 30%
 15% สำหรับของเสีย, 15% สำหรับให้น้ำมันไหลผ่าน

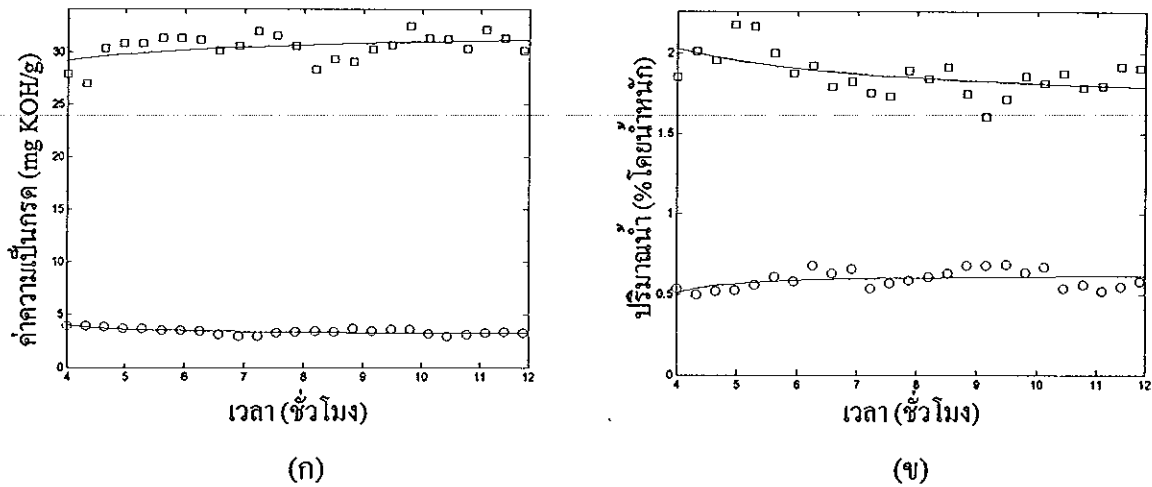
รูปที่ 5.9 แสดงห้องแยกน้ำมันกับของเสีย

5.5 ผลการทดลองแยกของเสียบแบบต่อเนื่อง

เพื่อต้องการทดสอบว่าถังแยกที่ออกแบบสามารถแยกของเสียดังจริงหรือไม่ จึงทำการทดลองกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบต่อเนื่อง ที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุดอย่างต่อเนื่องเป็นระยะเวลา 12 ชั่วโมง และได้เก็บตัวอย่างน้ำมันที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ หรือน้ำมันก่อนที่จะเข้าถังแยก และเก็บตัวอย่างน้ำมันหลังจากผ่านถังแยก ทุกๆ 20 นาที เพื่อนำมาวิเคราะห์หาปริมาณน้ำ และค่าความเป็นกรด ผลปรากฏว่า น้ำมันก่อนเข้าถังแยกซึ่งมีของเสียบนอยู่ มีค่าเฉลี่ยของปริมาณน้ำ และค่าความเป็นกรด ภายในช่วงเวลา 4-12 ชั่วโมง เท่ากับ 1.87 % โดยน้ำหนัก และ 30.523 mg KOH/g หรือเท่ากับ 21.763 mg NaOH/g ตามลำดับ ส่วนน้ำมันที่ผ่านถังแยกมีค่าเฉลี่ยของปริมาณน้ำ และค่าความเป็นกรด ภายในช่วงเวลาเดียวกัน เท่ากับ 0.59 % โดยน้ำหนัก และ 3.441 mg KOH/g หรือเท่ากับ 2.453 mg NaOH/g ตามลำดับ ได้แสดงผลการทดลองในรูปที่ 5.11 จากรูปทำให้ทราบว่าสามารถที่จะแยกของเสียบออกจากกระบวนการได้ ซึ่งสังเกตได้จากปริมาณน้ำของน้ำมันหลังจากผ่านถังแยกลดลงประมาณ 3 เท่าของน้ำมันก่อนเข้าถังแยก และค่าเฉลี่ยของปริมาณน้ำที่ลดลงมีค่าใกล้เคียงกับปริมาณน้ำในน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมก่อนเริ่มทำปฏิกิริยา และค่าเฉลี่ยค่าความเป็นกรดของน้ำมันหลังจากผ่านถังแยกลดลงประมาณ 9 เท่าของน้ำมันก่อนเข้าถังแยก



รูปที่ 5.10 แสดงการทดลองแยกของเสียบออกจากน้ำมันด้วยถังแยกแบบต่อเนื่อง



รูปที่ 5.11 (ก) ค่าความเป็นกรด, mg KOH/g (ข) ปริมาณน้ำ, % โดยน้ำหนัก ของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วก่อนเข้าสู่ถังแยกและหลังจากผ่านถังแยกที่เวลาต่างๆ (□ คือน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วก่อนเข้าสู่ถังแยก; ○ คือน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วหลังจากผ่านถังแยก)

ได้หาเปอร์เซ็นต์ผลได้ (%yield) ของน้ำมันที่แยกของเสียออกแล้ว ที่สถานะที่เหมาะสมที่สุด คือ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล 1:3 หรือ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และได้แสดงอัตราการไหลของสารตั้งต้นที่สถานะดังกล่าวในตารางที่ 5.3 ทำการทดลองโดยเก็บตัวอย่างของน้ำมันที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ประมาณ 500 มิลลิลิตร หลังจากเวลาผ่านไปมากกว่า 2 ชั่วโมง หลังจากนั้นนำมาใส่กรวยแยกทิ้งไว้ประมาณ 3 ชั่วโมง เพื่อให้แน่ใจว่าของเสียตกนอนก้นจนหมด ดังแสดงในรูปที่ 5.12 หลังจากนั้นแยกของเสียออกจากน้ำมัน แล้ววัดน้ำหนักของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วกับของเสีย ผลปรากฏว่า ผลผลิตภัณฑ์ที่ได้มีสัดส่วนของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วเท่ากับ 83.69% โดยน้ำหนัก หรือ 85.76% โดยปริมาตร และมีสัดส่วนของของเสียเท่ากับ 16.31% โดยน้ำหนัก หรือ 14.24% โดยปริมาตร ดังแสดงในตารางที่ 5.4 ดังนั้นสามารถหาเปอร์เซ็นต์ผลได้โดยใช้สมการที่ 5.2 (กิตติศักดิ์, 2006) และจากตารางที่ 5.3 อัตราการไหลรวมของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 159.4 มิลลิลิตร/นาที ซึ่งในกระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องจะได้น้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วประมาณ 85.76% โดยปริมาตร ของผลิตภัณฑ์ทั้งหมด ดังนั้นเครื่องปฏิกรณ์เครื่องนี้จะสามารถผลิตน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วได้ประมาณ 136.8 มิลลิลิตร/นาที (ไม่รวมกับเวลาที่ของเสียนอนก้น) จากข้อมูลดังกล่าวสามารถสรุปได้ว่าเปอร์เซ็นต์ผลได้ (%yield) ของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วมีค่า

เท่ากับ 99% โดยปริมาตร ($136.8 / 138 \times 100 = 99$) เมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณน้ำมันปาล์มดิบเริ่มต้น

$$\text{เปอร์เซ็นต์ผลได้ (\% yield)} = (\text{ปริมาณน้ำมันที่ได้} / \text{ปริมาณน้ำมันเริ่มต้น}) \times 100 \quad (5.2)$$

ตารางที่ 5.3 แสดงอัตราส่วนและอัตราการไหลของสารตั้งต้น ที่สภาวะเหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร

สารตั้งต้น	อัตราส่วน (% โดยปริมาตร)	อัตราการไหล (มิลลิลิตร/นาที)
น้ำมันปาล์มดิบ	100	138
เมทานอล	14	19
กรดซัลฟิวริก	1.7	2.4
รวม	115.7	159.4



น้ำมัน : ความหนาแน่น 0.871 g/cm^3
ปริมาณน้ำ 0.59 % โดยน้ำหนัก
ค่าความเป็นกรด 3.441 mg KOH/g

ของเสียน้ำ : ความหนาแน่น 1.022 g/cm^3
ปริมาณน้ำ 10.50 % โดยน้ำหนัก
ค่าความเป็นกรด 204.808 mg KOH/g

รูปที่ 5.12 น้ำมันที่สกัดกรดไขมันอิสระแล้วหลังจากทิ้งไว้ประมาณ 3 ชั่วโมง

ตารางที่ 5.4 แสดงสัดส่วนของปริมาณน้ำมันที่แยกของเสียออกแล้วกับปริมาณของเสีย

ตัวอย่างที่	ปริมาณของน้ำมัน					ปริมาณของของเสีย		
	ปริมาตร มิลลิลิตร	น้ำหนัก กรัม	% โดยปริมาตร	% โดยน้ำหนัก	ปริมาตร มิลลิลิตร	น้ำหนัก กรัม	% โดยปริมาตร	% โดยน้ำหนัก
1	430	374.53	86.00	83.96	70	71.54	14.00	16.04
2	429	373.66	85.80	83.74	71	72.56	14.20	16.26
3	428	372.79	85.60	83.52	72	73.58	14.40	16.48
4	426	371.05	85.20	83.07	74	75.63	14.80	16.93
5	431	375.40	86.20	84.19	69	70.52	13.80	15.81
ค่าเฉลี่ย	429	373.48	85.76	83.69	71	72.77	14.24	16.31

บทที่ 6

บทสรุปและข้อเสนอแนะ

6.1 บทสรุป

การออกแบบและทดสอบประสิทธิภาพของเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง สำหรับปฏิกิริยาเอสเทอร์รีฟิเคชัน เพื่อลดครดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

6.1.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง มีลักษณะเป็นถังกวนต่อเนื่องแบบอนุกรมจำนวน 4 ห้อง แต่ละห้องมีใบกวนแบบ 6-blade disk turbine จำนวน 1 อัน ซึ่งเป็นใบกวนที่เหมาะสมกับกวนผสมของเหลวที่ไม่สามารถละลายเข้าด้วยกันเองได้ ใบกวนประเภทนี้จะทำให้เกิดการไหลของของเหลวตามแนวรัศมี โดยที่บริเวณขอบของใบกวนจะมีอัตราการเฉือนของเหลวสูง ทำให้ของเหลวเกิดปฏิกิริยาในบริเวณนี้สูง และความรุนแรงในการกวนผสมตามขนาดของถังกวนและใบกวนที่ได้ออกแบบ อยู่ในช่วง N_{Rc} ระหว่าง $10-10^4$ ที่ความเร็วรอบของใบกวน 50-500 รอบ/นาที ซึ่งเป็นการไหลแบบราบเรียบผสมกับแบบปั่นป่วน (transition flow)

6.1.2 สถานะที่เหมาะสมที่สุดของการลดครดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม สำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบต่อเนื่อง หาได้ด้วยวิธี response surface methodology, RSM และออกแบบการทดลองแบบ central composite design, CCD มีตัวแปรอิสระ 4 ตัวแปร คือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก, ความเร็วรอบของใบกวน และเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ มีสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างค่าครดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระ ดังแสดงในสมการที่ 6.1 ซึ่งเป็นรูปแบบสมการ quadratic polynomial มีค่า coefficient of multiple determination, $R^2 = 0.795$ และมีค่า $R^2_{adjusted} = 0.736$ ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% นอกจากนี้ ค่าสัมประสิทธิ์ของตัวแปรอิสระทุกพจน์มีค่า P -value < 0.05 ที่ระดับความเชื่อมั่น 95 % แสดงว่าตัวแปรอิสระดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ที่ได้ แต่ไม่มีค่าสัมประสิทธิ์ความเร็วรอบของใบกวน แสดงว่าความเร็วรอบของใบกวนที่ 150-350 รอบ/นาที หรือในช่วง N_{Rc} ระหว่าง 303-706 ซึ่งอยู่ในช่วง transition flow ไม่มีนัยสำคัญต่อสมการทำนายปริมาณครดไขมันอิสระ และสมการความสัมพันธ์ที่ได้ผ่านการทดสอบค่า F -test

$$FFA = \beta_0 + \beta_1(A) + \beta_2(M) + \beta_3(A^2) + \beta_4(M^2) + \beta_5(T^2) + \beta_6(MT) \quad (6.1)$$

8 6.1.3 ภายใต้สภาวะ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล 1:3 หรือ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร และเวลาในการทำปฏิกิริยาภายใน เครื่องปฏิกรณ์ 20 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C เป็นสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระจาก น้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ซึ่งมีค่ากรดไขมันอิสระ 8-12% โดยน้ำหนัก ให้มีปริมาณกรดไขมัน อิสระน้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก

6.1.4 เมื่อนำสภาวะที่เหมาะสมที่สุด มาทำการทดลองอย่างต่อเนื่องเป็นระยะเวลา 12 ชั่วโมง ผลปรากฏว่า การลดลงของปริมาณกรดไขมันอิสระจะเริ่มเข้าสู่สภาวะสมดุลที่เวลา 2 ชั่วโมง และค่าเฉลี่ยของปริมาณกรดไขมันอิสระ, ไตรกลีเซอไรด์, ไดกลีเซอไรด์, โมโนกลีเซอไรด์, เมทิลเอสเทอร์ และปริมาณน้ำ ภายในช่วงเวลา 2-12 ชั่วโมง มีค่าเท่ากับ 0.481, 78.057, 6.500, 1.093, 13.877 และ 1.860 % โดยน้ำหนัก ตามลำดับ ซึ่งเมื่อสังเกตจากผลการทดลอง กรดไขมัน อิสระเริ่มต้นของน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวม ประมาณ 8-12% โดยน้ำหนัก (เอสเทอร์ 0.1-0.7 % โดยน้ำหนัก) หลังจากผ่านกระบวนการลดกรดไขมันอิสระจะมีปริมาณของเมทิลเอสเทอร์เพิ่มขึ้น เป็น 13.877 % โดยน้ำหนัก แสดงว่าเกิดปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันไปด้านผลิตภัณฑ์อย่างสมบูรณ์

✕ 6.1.5 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูง ด้วยการลดกรด ไขมันอิสระ จะมีของเสียเกิดขึ้นระหว่างกระบวนการ เช่น สารผสมระหว่าง น้ำ และ กรดซัลฟิวริก เป็นต้น ซึ่งของเสียจะมีระยะเวลาในการตกนอนก้นจนหมดภายในเวลา 2 ชั่วโมง และมีสัดส่วนของ น้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วเท่ากับ 83.69% โดยน้ำหนัก หรือ 85.76% โดยปริมาตร และมี สัดส่วนของของเสียเท่ากับ 16.31% โดยน้ำหนัก หรือ 14.24% โดยปริมาตร มีเปอร์เซ็นต์ผลได้ (%yield) ของน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วเท่ากับ 99% โดยปริมาตร เมื่อเปรียบเทียบกับปริมาณ น้ำมันปาล์มดิบเริ่มต้น

6.1.6 ทำการแยกของเสียแบบต่อเนื่อง ด้วยถังแยกของเสียซึ่งแบ่งออกเป็น 3 ห้อง คือ ห้องทางเข้าของน้ำมันที่ปนของเสียจากเครื่องปฏิกรณ์, ห้องแยกน้ำมันกับของเสีย และห้อง ทางออกของน้ำมันที่แยกของเสียออกแล้ว โดยนำสภาวะที่เหมาะสมที่สุด มาทำการทดลองอย่าง ต่อเนื่องเป็นระยะเวลา 12 ชั่วโมง ผลปรากฏว่า ถังแยกของเสียสามารถแยกของเสียได้อย่างต่อเนื่อง โดยค่าเฉลี่ยของปริมาณน้ำ และค่าความเป็นกรด ภายในช่วงเวลา 4-12 ชั่วโมง ของน้ำมันก่อนเข้า ถังแยกซึ่งมีของเสียปนอยู่ เท่ากับ 1.87 % โดยน้ำหนัก และ 30.523 mg KOH/g ตามลำดับ ส่วน น้ำมันที่ผ่านถังแยกมีค่าเฉลี่ยของปริมาณน้ำ และค่าความเป็นกรด ภายในช่วงเวลาเดียวกัน เท่ากับ 0.59 % โดยน้ำหนัก และ 3.441 mg KOH/g ตามลำดับ

6.2 ข้อเสนอแนะ

6.2.1 จากการทำวิจัยพบว่ากระบวนการลดกรดไขมันอิสระจาก น้ำมันปาล์มดิบ ชนิดที่บรวม ตัวแปรที่มีอิทธิพลต่อการลดกรดไขมันอิสระด้วยปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันมากที่สุด คือ กรดไขมันอิสระเริ่มต้น ซึ่งน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บรวมที่ผลิตจาก โรงงานขนาดเล็กและขนาด กลางคุณภาพของน้ำมันที่ผลิตได้ในแต่ละครั้งจะไม่สม่ำเสมอ จึงส่งผลต่อค่ากรดไขมันอิสระเริ่มต้น ที่บางครั้งอาจสูงกว่าช่วงของกรดไขมันอิสระ 8-12% โดยน้ำหนัก ซึ่งเป็นช่วงที่ใช้ในการทำวิจัย และอาจจะส่งผลต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ ดังนั้น อาจจะต้องทดสอบตัวแปรอิสระที่มีผลต่อ ปริมาณการลดลงของกรดไขมันอิสระ คือ เมทานอล, กรดซัลฟิวริก, เวลาในการทำปฏิกิริยา และ ความเร็วรอบของใบกวน อีกครั้งเพื่อปรับปรุงสมการให้เหมาะสมกับช่วงของกรดไขมันอิสระที่อยู่ นอกช่วงของกรดไขมันอิสระที่ใช้ในการทำวิจัย

6.2.2 ควรมีการศึกษาการกำจัดของเสียจากกระบวนการลดกรดไขมันอิสระ หรือ ปรับปรุงคุณภาพของของเสียเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ โดยเฉพาะกรดซัลฟิวริก เนื่องจากของเสียที่มี กรดปะปนจะมีอันตรายต่อสิ่งแวดล้อมอย่างมาก ถ้าไม่ได้รับการบำบัดก่อนทิ้งลงสู่สิ่งแวดล้อม

6.2.3 ควรมีการปรับปรุงกระบวนการแยกของเสียออกจากน้ำมันที่ลดกรดไขมัน อิสระแล้ว เพื่อลดเวลาในการนอนก้น เช่น หาความเร็วที่เหมาะสมในการแยกของเหลวมากกว่าสอง ชนิด ที่มีความหนาแน่นแตกต่างกัน ด้วยแรงหนีศูนย์กลาง

6.2.4 ควรมีการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ เพื่อประเมินต้นทุนการผลิต น้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้ว

บรรณานุกรม

กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. 2008a. โครงการด้านไบโอดีเซล (ออนไลน์).

สืบค้นจาก : <http://www.dede.go.th/dede.html> [4 มกราคม 2551]

กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. 2008b. แผนปฏิบัติการการพัฒนาและส่งเสริม

การใช้ไบโอดีเซล (ออนไลน์). สืบค้นจาก : http://www.dede.go.th/dede/fileadmin/user_bers/biodiesel_picture/510402_roadmap.jpg [7 เมษายน 2551]

กิตติศักดิ์ ทวีสิน โสภากา. 2006. การผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มหีบรวม โดยใช้กระบวนการ

ผลิตแบบ Esterification และ Transesterification. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ทีกรู๊ป ออฟ เอ็นจิเนียริง กรุ๊ป. 1987. ตารางเหล็กสำหรับผู้รับเหมาก่อสร้างและวิศวกร. กรุงเทพฯ:

ซีเอ็ดยูเคชั่น.

ผาสุข กุลละวณิชย์, สันหทัย กลิ่นพิกุล, สุมนหา กุลละวณิชย์, สุรเชษฐ์ ชีระมณี และ จาตุรงค์ แซ่ลี.

1985. ปาล์มน้ำมันและอุตสาหกรรมน้ำมันปาล์ม. สงขลา: คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

ภูธร เรืองยิ่ง. 2002. การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันมะพร้าวแบบต่อเนื่อง โดยการเร่งปฏิกิริยาคด้วยรังสี

ไมโครเวฟ. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต. สาขาวิชาเทคโนโลยีชีวเคมี มหาวิทยาลัย

เทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.

เรืองวิทย์ สว่างแก้ว. 2004. การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน

ในเมทานอลภาวะเหนือวิกฤตอย่างต่อเนื่องในเครื่องปฏิกรณ์ระดับนําร่อง. วิทยานิพนธ์

ปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. สาขาวิชาเคมีเทคนิค บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008a. Lauric acid (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Lauric_acid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี 2008b. Linoleic acid (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Linoleic_acid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008c. Methanol (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

<http://en.wikipedia.org/wiki/Methanol> [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008d. Myristic acid (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Myristic_acid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008e. Oleic acid (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Oleic_acid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008f. Palmitic acid (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Palmitic_acid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008g. Potassium hydroxide (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Potassium_hydroxid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008h. Sodium hydroxide (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Sodium_hydroxide [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008i. Sulfuric acid (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://en.wikipedia.org/wiki/Sulfuric_acid [24 มกราคม 2551]

วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี. 2008j. Water (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

<http://en.wikipedia.org/wiki/Water> [24 มกราคม 2551]

วิชัย ปานสมุทร, วิทยา พงศ์พฤทธิ และชวน อินตะรังษี. 2003. ผลงานชีวมวลทางด้านเกษตรกรรม และอุตสาหกรรมจากจากพืชปาล์มน้ำมัน. ส่วนพัฒนาพลังงาน 2 สำนักพัฒนาพลังงาน กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. กันยายน 2546. หน้า 7-117.

วิโรจน์ บุญอำนวยวิทยา. 2001. จลนพลศาสตร์และการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์เคมี. กรุงเทพฯ: สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น).

ศูนย์วิจัยกสิกรไทย. 2008. ปาล์มน้ำมัน: อุปสงค์เพิ่มจากการบริโภคและไบโอดีเซล...กดดันให้ราคา วัตถุดิบสูง (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

http://www.rakbankerd.com/agriculture/in_agricultural/sub_agricultural_1.html [7 เมษายน 2551]

สุภามิต ชุกกลิ่น. 2004. การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันเมล็ดคางพารา. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย. 2005. รดผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง คันแรกของไทย. (ออนไลน์). สืบค้นจาก : <http://www.trf.or.th/News.html> [9 มกราคม 2550]

สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร. 2006. สถิติการเกษตรของประเทศไทย: พืชน้ำมัน (ออนไลน์). สืบค้นจาก : <http://www.oae.go.th/statistic/yearbook49.html> [10 มกราคม 2551]

อดิศักดิ์ ศรีสรรพกิจ. 2002. วัตถุดิบสำหรับการผลิตไบโอดีเซล. ผลงานทดแทน เอทานอล ไบโอดีเซล. หน้า 89-97

อากาศี เหลืองนฤมิตชัย. 2007. ไบโอดีเซล: บทนำ (ออนไลน์). สืบค้นจาก :

[http:// www.vcharkarn.com/varticle/409/1.html](http://www.vcharkarn.com/varticle/409/1.html) [12 มกราคม 2550]

- / Canakci, M. and Gerpan, J.V. 2001. Biodiesel production from oils and fats with high free fatty acids. *Transaction of ASAE*. 44. 6. pp. 1429-1436.
- ✓/ Crabbe, E., Nalasco-Hipolito, C., Kobayashi, G., Sonomoto, K. and Ishizaki, A. 2001. Biodiesel production from crude palm oil and evaluation of butanol extraction and fuel properties. *Process Biochemistry*. 37. 1. pp. 65-71.
- Cvengros, J. and Povazanec, F. 1995. Production and Treatment of Rapeseed Oil Methyl Esters as Alternative fuels for diesel Engines. *Biosource Technology*. 55. pp. 145-152.
- Darnoko, D. and Cheryan, M. 2000. Continuous Production of Palm Methyl Ester. *JAOCS*. 77. 12. pp. 1269-1272.
- Freedman, B., Pryde, E.H. and Mounts, T.L. 1984. Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils. *JAOCS*. 61. pp. 1638-1643.
- Fogler, S.H. 2006. *Element of Chemical Reaction Engineering*. Vol. 4. U.S.A: Prentice Hall.
- Geankoplis, J.C. 1993. *Transport processes and unit operations*. Vol. 3. New Jersey: Prentice Hall.
- ✓/ Ghadge, S.V. and Raheman, H. 2005. Process optimization for biodiesel production from mahua (*Madhuca indica*) oil using response surface methodology. *Bioresource Technology*. 97. pp. 379-384.
- Harvey, A.P., Mackley, M. R. and Stonestreet, P. 2001. Operation and optimization of an oscillatory flow continuous. *Eng. Chem. Res.* 40. 23. pp. 5371-5377.
- Holland, F.A. and Chapman, F.S. 1966. *Liquid mixing and processing in stirred tanks*. New York: Reinhold Publishing.
- 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. Hat Yai. Thailand.
- Kleinbaum, G.D., Kupper, L. L. and Muller, E.K. 1988. *Applied Regression Analysis and Other Multivariable Methods*. Vol. 2. U.S.A: Duxbury Press.
- Krisnangkura, K. and Simamahamnop, R. 1992. Continuous Transmethylation of Palm Oil in an Organic Solvent. *JAOCS*. 69. 2. pp. 166-169.

- Leevijit, T., Wisutmethangoon, W., Prateepchaikul, G., Tongurai, C., and Allen, M. 2006. Design and test of a continuous reactor for palm oil transesterification. *Songklanagarin J Sci Technol.* 28. pp. 791-802.
- Ma, F. and Hanna, M.A. 1999. Biodiesel Production: a review. *Bioresource Technology.* 70. pp. 1-15.
- Marchetti, J.M., Miguel, V.U. and Errazu, A.F. 2005. Possible methods for biodiesel production. *Renewable & Sustainable Energy Reviews.* 11. 6. pp. 1300-1311.
- McCabe, W.L., Smith, J.C. and Harriott, P. 1993. Unit operation of chemical engineering. Vol 5. Singapore: McGraw-Hill.
- Noureddini, H., Harkey, D. and Medikondura, V. 1998. A Continuous Process for the Conversion of Vegetable Oil into Methyl Esters of Fatty Acids. *JAOCS.* 75. 12. pp. 1775-1783.
- Prateepchaikul, G., Allen, M.L., Leevijit, T. and Thaveesinsopha, K. 2007. Methyl ester production from high free fatty acid mixed crude palm oil. *Songklanakarinn J. Sci. Technol.* 29. 6. pp. 1551-1561.
- Ramadhass, A.S., Jayaraj, S. and Muraleedharan, C. 2004. Biodiesel production from high FFA rubber seed oil. *Fuel.* 84. 4. pp. 335-340.
- Saka, S. and Kusdiana, D. 2001. Biodiesel Fuel from Rapeseed Oil as Prepared in Supercritical Methanol. *Fuel.* 80. pp. 225-231.
- Srivastava, A. and Prasad, R. 2000. Triglyceride-based diesel fuels. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 4. pp. 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. pp. 1637-1660.
- Tiwari, A.K., Kumar, Akhilesh. and Raheman, H. 2007. Biodiesel production from jatropha oil (*Jatropha curcas*) with high free fatty acids: An optimized process. *Biomass and Bioenergy.* 31, pp. 569-575.
- Wellman, 2007a. ประเภทของใบกวน: กลุ่ม Axial flow (ออนไลน์). สืบค้นจาก : http://www.wellman.co.th/dt05_x1.html [2 ธันวาคม 2550]
- Wellman, 2007b. ประเภทของใบกวน: กลุ่ม Radial flow (ออนไลน์). สืบค้นจาก : http://www.wellman.co.th/dt05_x2.html [2 ธันวาคม 2550]

Wellman, 2007c. ประเภทของใบกวน: กลุ่ม Tangential flow และ Mixed flow (ออนไลน์).

สืบค้นจาก : http://www.wellman.co.th/dt05_x3.html [2 ธันวาคม 2550]

Wright, H.J., Segur, J.B., Clark, H.V., Coburn, S.K., Langdon, E.E. and DuPuis, R.N. 1944. A report on ester interchange. *Oil and Soap*. 21, pp. 145-148.

Yomi, W., Shimada, Y., Sugihara, A. and Noda, H. 2000. Continuous Production of Biodiesel Fuel from Vegetable Oil Using Immobilized *Candida Antarctica* Lipase. *JAOCS*. 77. 4, pp. 355-360

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
(ตัวอย่างการคำนวณ)

ตารางที่ ก.1 คุณสมบัติของสารเคมีและกรดไขมันหลัก (วิกิพีเดีย สารานุกรมเสรี, 2008)

Name	Molecular formula	Molar mass (g/mole)	Density (g/ml)	Melting point (°C)	Boiling point (°C)
Palmitic acid	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256.424	0.853	63-64	21
Oleic acid	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282.461	0.895	13-14	360
Linoleic acid	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280.445	0.900	-5	229-230
Lauric acid	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	200.318	0.880	44-46	225
Myristic acid	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228.370	0.862	58.8	250.5
Sodium hydroxide	NaOH	39.997	2.100	318	1390
Potassium hydroxide	KOH	56.106	2.044	360	1320
Methanol	CH ₃ OH	32.040	0.792	-97	64.7
Sulfuric acid	H ₂ SO ₄	98.078	1.840	10	290
Water	H ₂ O	18.015	0.998	0	100

ตารางที่ ก.2 คุณสมบัติทางกายภาพและองค์ประกอบของน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บวมที่ใช้ในงานวิจัย

คุณสมบัติและองค์ประกอบ		หน่วย
ความหนาแน่น	0.916	g/cm ³
ความหนืด (ที่อุณหภูมิ 60°C)	18.17	cP
kinematic viscosity	19.84	cSt
dynamic viscosity	0.01817	Pa.s
กรดไขมันอิสระ	8.0 - 12.0	%wt
ไตรกลีเซอไรด์	80.0 - 90.0	%wt
ไดกลีเซอไรด์	3.0 - 8.0	%wt
โมนอกลิเซอไรด์	0.1 - 1.2	%wt
เอสเทอร์	0.1 - 0.7	%wt
น้ำ	0.2 - 0.8	%wt
ค่าความเป็นกรด	20 - 25	mg KOH/g
มวลโมเลกุล (สุรชัย, 2007)	772.065	g/mol

องค์ประกอบกรดไขมันหลักของน้ำมันปาล์มดิบ (สุรชัย, 2007)

กรดไขมันประเภท Palmitic	= 47% โดยน้ำหนัก
กรดไขมันประเภท Oleic	= 43% โดยน้ำหนัก
กรดไขมันประเภท Linoleic	= 10% โดยน้ำหนัก

การคำนวณน้ำหนักโมเลกุลของกรดไขมันอิสระ (สุรชัย, 2007)

น้ำหนักโมเลกุลของกรดไขมันประเภท Palmitic	= 256 กรัม/โมล
น้ำหนักโมเลกุลของกรดไขมันประเภท Oleic	= 282 กรัม/โมล
น้ำหนักโมเลกุลของกรดไขมันประเภท Linoleic	= 280 กรัม/โมล
ค่าเฉลี่ยน้ำหนักโมเลกุลของกรดไขมันอิสระ	= $(256 \times 0.47) + (282 \times 0.43) + (280 \times 0.10)$ = 269.58 กรัม/โมล

การคำนวณน้ำหนักโมเลกุลของเมทิลเอสเทอร์ (สุรชัย, 2007)

น้ำหนักโมเลกุลของเมทิลเอสเทอร์ประเภท Palmitic	= 270 กรัม/โมล
น้ำหนักโมเลกุลของเมทิลเอสเทอร์ประเภท Oleic	= 296 กรัม/โมล
น้ำหนักโมเลกุลของเมทิลเอสเทอร์ประเภท Linoleic	= 294 กรัม/โมล
ค่าเฉลี่ยน้ำหนักโมเลกุลของเมทิลเอสเทอร์	= $(270 \times 0.47) + (296 \times 0.43) + (294 \times 0.10)$ = 283.58 กรัม/โมล

การแปลงหน่วยจาก

ความเข้มข้นของสาร A (mole/L) \longrightarrow ปริมาณของสาร A (%wt)

$$\text{ปริมาณของสาร A (\%wt)} = \frac{\text{ความเข้มข้นของสาร A (mole/L)} \times \text{น้ำหนักโมเลกุลของสาร A (g/mole)}}{10 \times \text{ความหนาแน่นของสาร A (g/cm}^3\text{)}}$$

ตัวอย่างการแปลงหน่วย (ข้อมูลจากตารางที่ 3.1)

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น ปริมาณกรดไขมันอิสระ (\%wt)} &= \frac{(0.4077 \text{ mole/L}) \times (269.58 \text{ g/mole})}{(10 \times 0.916 \text{ g/cm}^3)} \\ &= 12\%wt \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น ปริมาณเมทานอล (\%wt)} &= \frac{(2.8589 \text{ mole/L}) \times (32.040 \text{ g/mole})}{(10 \times 0.916 \text{ g/cm}^3)} \\ &= 10\%wt \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น ปริมาณเมทิลเอสเทอร์ (\%wt)} &= \frac{(0.0065 \text{ mole/L}) \times (283.58 \text{ g/mole})}{(10 \times 0.916 \text{ g/cm}^3)} \\ &= 0.2\%wt \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น ปริมาณน้ำ (\%wt)} &= \frac{(0.2036 \text{ mole/L}) \times (18 \text{ g/mole})}{(10 \times 0.916 \text{ g/cm}^3)} \\ &= 0.4\%wt \end{aligned}$$

การหาอัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล

เมื่อ $\text{มวล (g)} = \text{ปริมาตร (cm}^3\text{)} \times \text{ความหนาแน่น (g/cm}^3\text{)}$

ดังนั้น น้ำมันปาล์มดิบต่อปริมาณเมทานอล (ที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุด)

$$= 100 : 14 \quad (\text{อัตราส่วนโดยปริมาตร})$$

$$= (100 \times 0.916) : (14 \times 0.792)$$

$$= 91.600 : 11.088 \quad (\text{อัตราส่วนโดยน้ำหนัก})$$

เมื่อ $\text{โมล (mole)} = \text{มวล (g)} / \text{มวลโมเลกุล (g/mol)}$

ดังนั้น อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มดิบกับเมทานอล

$$= 91.600 / 772.065 : 11.088 / 32.040$$

$$= 0.119 : 0.346$$

$$= 1 : 3$$

การคำนวณความรุนแรงในการกวนผสม, N_{Re} (McCabe และคณะ, 1993)

$$N_{Re} = \frac{NDa^2 \rho}{\mu}$$

โดยที่ Da คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของใบกวน (เมตร), N คือ ความเร็วรอบของใบกวน (1/วินาที), ρ คือ ความหนาแน่นของของเหลว (kg/m^3), μ คือ ความหนืดของของเหลว (Pa.s)

ตัวอย่างการคำนวณความรุนแรงในการกวนผสม, N_{Re} (ตามขนาดจริงของถังกวนและใบกวน)

เมื่อ $Da = 0.049$ เมตร

$$N = 5.833 \text{ วินาที}^{-1} \text{ หรือ } 350 \text{ รอบ/นาที}$$

$$\rho = 916 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.01817 \text{ Pa.s}$$

ดังนั้น

$$N_{Re} = \frac{5.833 \times 0.049^2 \times 916}{0.01817} = 706$$

การคำนวณเวลาในการผสม, t_T (McCabe และคณะ, 1993)

$$t_T = 5 \frac{V}{v_0} = \frac{\pi D t^2 H}{4} \frac{1}{0.92 N D a^2 D t}$$

โดยที่ t_T คือเวลาในการผสม (วินาที), V คือปริมาตรของถังกวน (เมตร³), v_0 คืออัตราการไหลรวม (เมตร³.วินาที), Dt คือเส้นผ่านศูนย์กลางกลางของถังกวน (เมตร), H คือความสูงของถังกวน (เมตร), Da คือเส้นผ่านศูนย์กลางกลางของใบกวน (เมตร), N คือความเร็วรอบของใบกวน (1/วินาที)

ตัวอย่างการคำนวณเวลาในการผสม, t_T (ตามขนาดจริงของถังกวนและใบกวน)

เมื่อ	Dt	= 0.098 เมตร
	H	= 0.098 เมตร
	Da	= 0.049 เมตร
	N	= 5.833 วินาที ⁻¹ หรือ 350 รอบ/นาที

ดังนั้น

$$t_T = 5 \frac{\pi \times 0.098^2 \times 0.098}{4} \frac{1}{0.92 \times 5.833 \times 0.049^2 \times 0.098} = 2.9 \text{ วินาที}$$

บันทึกงานที่ 59



ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยสกลนคร วิทยาเขตท่าเตียน
จ.สกลนคร 90112 โทรศัพท์ โทรสาร (074) 212886

ผู้ขอรับบริการ : นายสุวิชัย จันทร์ศรี
ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสกลนคร
วันที่รับตัวอย่าง : 3 พฤษภาคม พ.ศ. 2550
ตัวอย่าง : MCPO จำนวน 1 ตัวอย่าง

รายการวิเคราะห์	วิธีวิเคราะห์	ผลการวิเคราะห์
Viscosity @ 60 °C (cSt)	ASTM-D143	19.84

ผู้วิเคราะห์ : นายสุวิชัย จันทร์ศรี

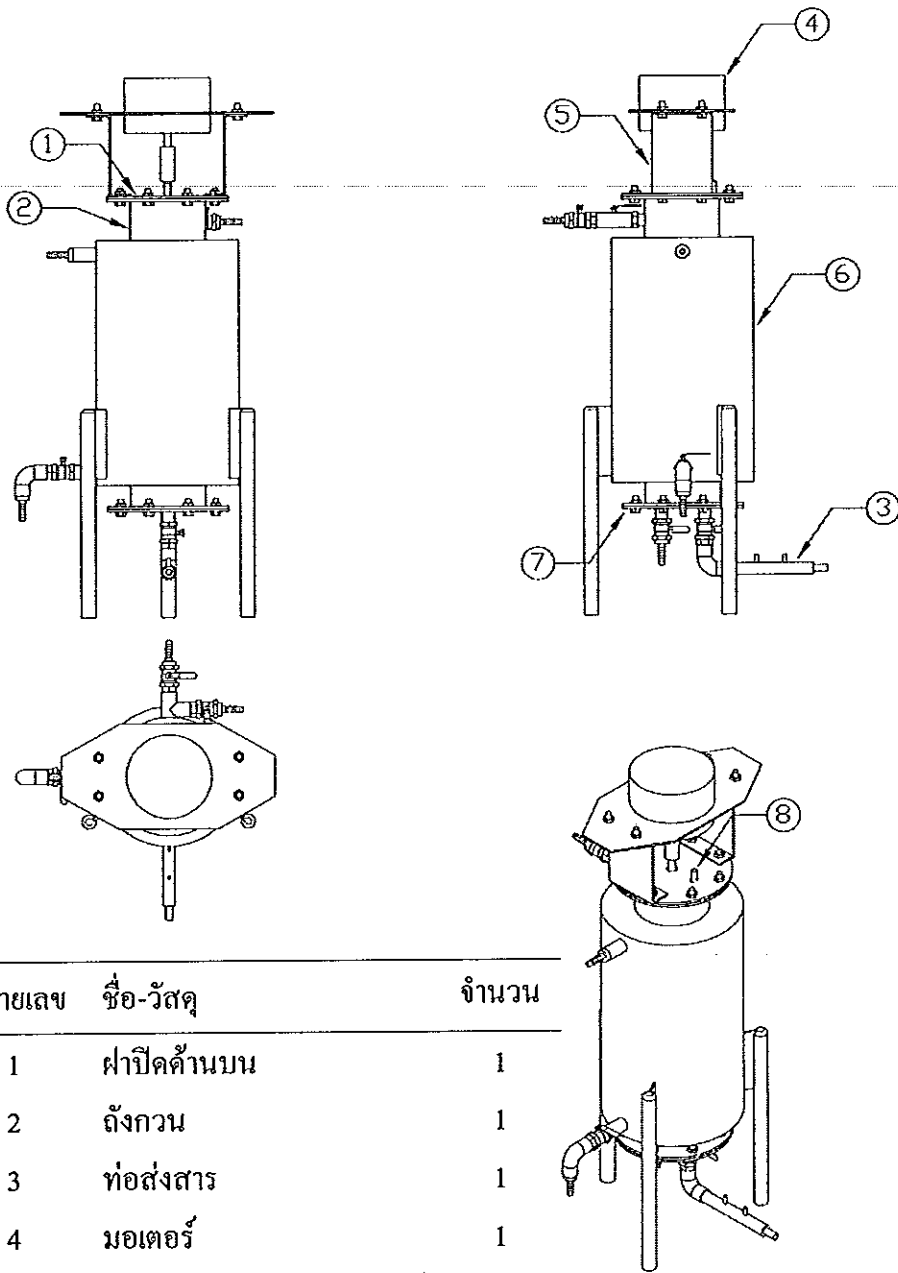
(นายสุวิชัย จันทร์ศรี)
รองหัวหน้าภาควิชาวิศวกรรมเคมี
ฝ่ายวิจัยและวิเทศสัมพันธ์

ภาคผนวก ข
(แบบของชุดทดลอง)

ตารางที่ ข.1 รายการชิ้นส่วนอุปกรณ์ของชุดทดลองกระบวนการลดกรดไขมันอิสระแบบต่อเนื่อง

ลำดับที่	ชื่อ	จำนวน	หน่วย	ขนาด	หมายเหตุ
1	เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง	1	เครื่อง	ตามแบบ	รูปที่ ข.1
	- ถังกวน	1	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.3
	- ฝาปิดด้านบน	1	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.7
	- ฝาปิดด้านล่าง	1	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.8
	- ปลอกหุ้ม (jacket)	1	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.10
	- ท่อผสมสาร	1	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.11
	- ชุดประกอบฐานรองมอเตอร์	1	ชุด	ตามแบบ	รูปที่ ข.12
	- ปั๊มส่งน้ำมันร้อน Sanso magnet sealless pump	1	ตัว	รุ่น PDM-211 (16-19 L/min)	-
	- ชุดประกอบใบกวน	1	ชุด	ตามแบบ	รูปที่ ข.2
	- คีรีบ (baffle)	3	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.4
	- ท่อวัดอุณหภูมิ	1	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.5
	- แผ่นกั้นห้อง	3	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.6
	- ใบกวนแบบ 6 blade disk turbine	4	ชิ้น	ตามแบบ	รูปที่ ข.9
	- Bolt + Nut	16	ชุด	M8×20	-
	- มอเตอร์	1	อัน	200 W, 1000 rpm	-
	- คัปปลิ้ง	1	อัน	ตามแบบ	รูปที่ ข.15
	- โอริง	2	อัน	φ 120 มม.	-
	- บอลวาล์ว	4	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- หัวปลาไหล	4	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- ข้อต่อตรง	3	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- ข้องอ	2	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- ข้อต่อสามทาง	1	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- นิปเปิ้ล	4	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- สกรูตัวหนอน	6	ตัว	1/4 นิ้ว	-
2	ชุดประกอบหม้อต้มน้ำมัน	1	เครื่อง	ตามแบบ	รูปที่ ข.14
	- ถังหม้อต้มน้ำมัน	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.15
	- Heater	1	อัน	2000W	-

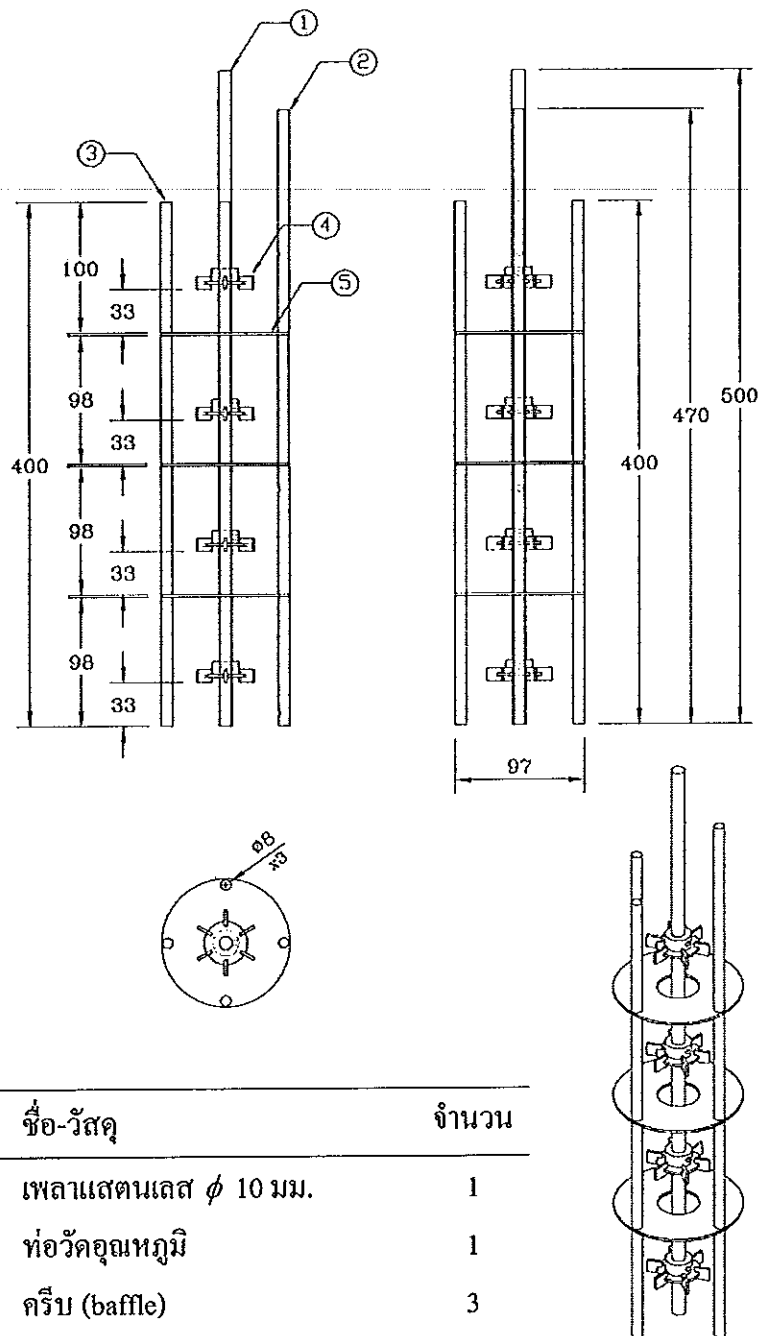
ลำดับที่	ชื่อ	จำนวน	หน่วย	ขนาด	หมายเหตุ
	- บอลวาล์ว	2	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- หัวปลาไหล	2	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- นิปเปิ้ล	1	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- ช็องอ	1	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- ข้อต่อตรง	1	อัน	3/8 นิ้ว	-
3	ถังเก็บน้ำมันปาล์มดิบ	1	ถัง	ถังพลาสติก 60 ลิตร	-
	- Heater	1	อัน	1000 W	-
	- บอลวาล์ว	1	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- หัวปลาไหล	1	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- มอเตอร์	1	อัน	DC motor 12V	-
	- เครื่องแปลงสัญญาณ ไฟ AC-DC	1	เครื่อง	220V 50/60 Hz	-
4	ถังเก็บเมทานอล	1	ถัง	ถังพลาสติก 60 ลิตร	-
	- บอลวาล์ว	1	อัน	1/4 นิ้ว	-
	- หัวปลาไหล	1	อัน	1/4 นิ้ว	-
5	ขวดเก็บกรดซัลฟิวริก	1	ขวด	ขวดแก้ว 1000 ml.	-
6	ถังเก็บผลิตภัณฑ์	1	ถัง	ถังพลาสติก 60 ลิตร	-
	- บอลวาล์ว	2	อัน	3/8 นิ้ว	-
	- หัวปลาไหล	2	อัน	3/8 นิ้ว	-
7	ตัวควบคุมความเร็วรอบ	1	ตัว	variac, 1,500 W	-
8	Peristaltic pumps: Watson-Marlow	1	ตัว	รุ่น 323E/D	-
9	Peristaltic pumps: Watson-Marlow	1	ตัว	รุ่น 401U/D	-
10	Peristaltic pumps: Watson-Marlow	1	ตัว	รุ่น 520U	-



หมายเลข	ชื่อ-วัสดุ	จำนวน
1	ฝาปิดด้านบน	1
2	ถังกวน	1
3	ท่อส่งสาร	1
4	มอเตอร์	1
5	ชุดประกอบฐานรองมอเตอร์	1
6	ปลอกหุ้ม (jacket)	1
7	ฝาปิดด้านล่าง	1
8	ท่อวัดอุณหภูมิ	1

(หน่วย: มิลลิเมตร)

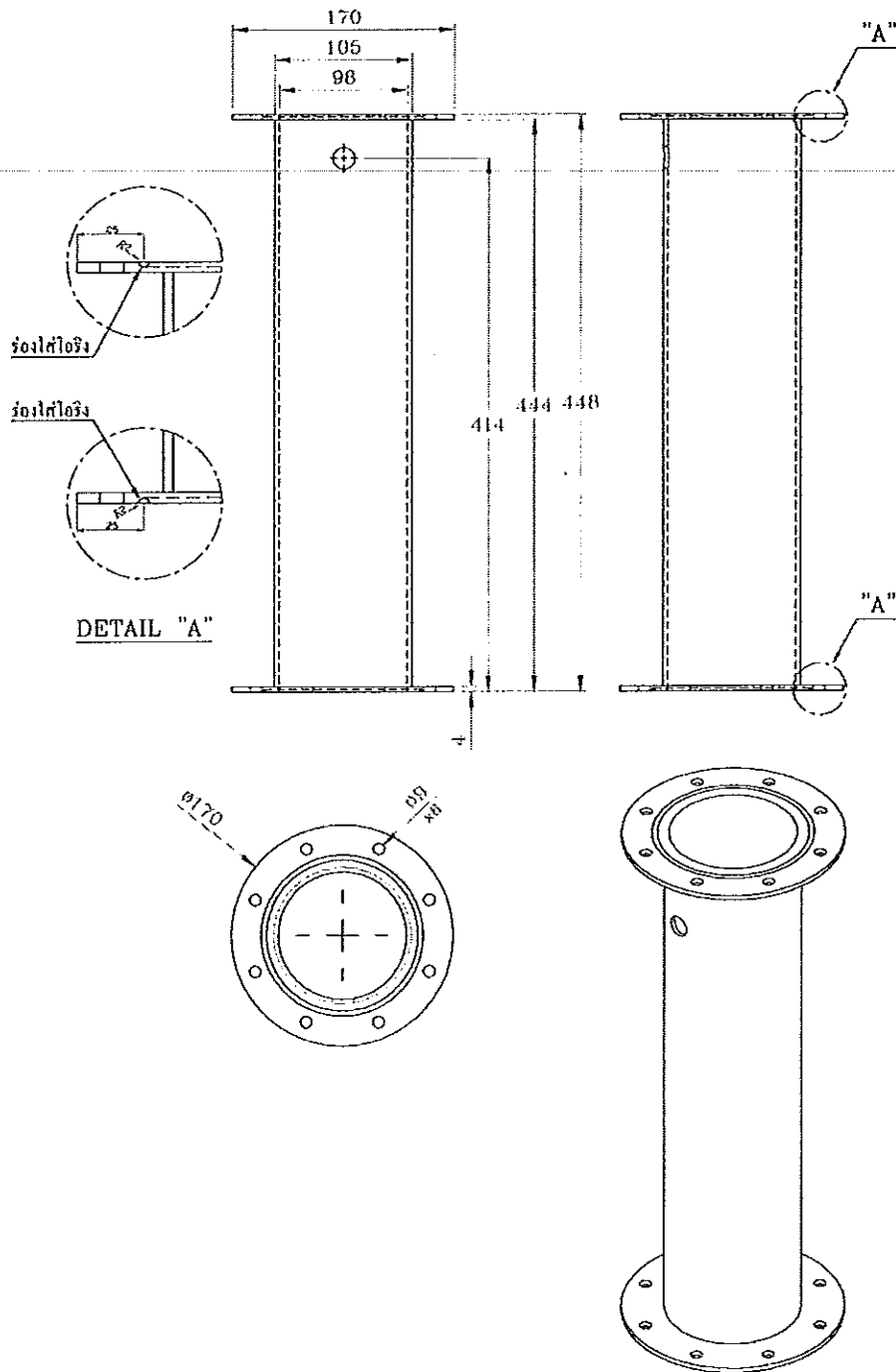
รูปที่ ข.1 แบบของ ชุดประกอบเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง



หมายเลข	ชื่อ-วัสดุ	จำนวน
1	เพลาแสดนเลส ϕ 10 มม.	1
2	ท่อวัดอุณหภูมิ	1
3	คิริบ (baffle)	3
4	ใบกวนแบบ 6-blade disk turbine	4
5	แผ่นกั้นห้อง	3

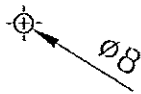
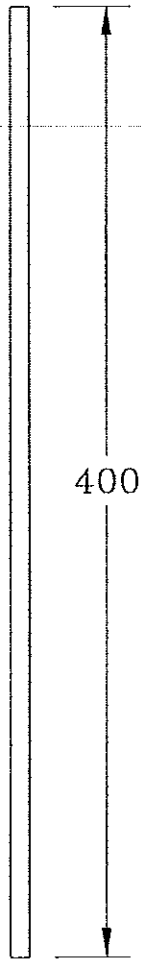
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.2 แบบของ ชุดประกอบใบกวน



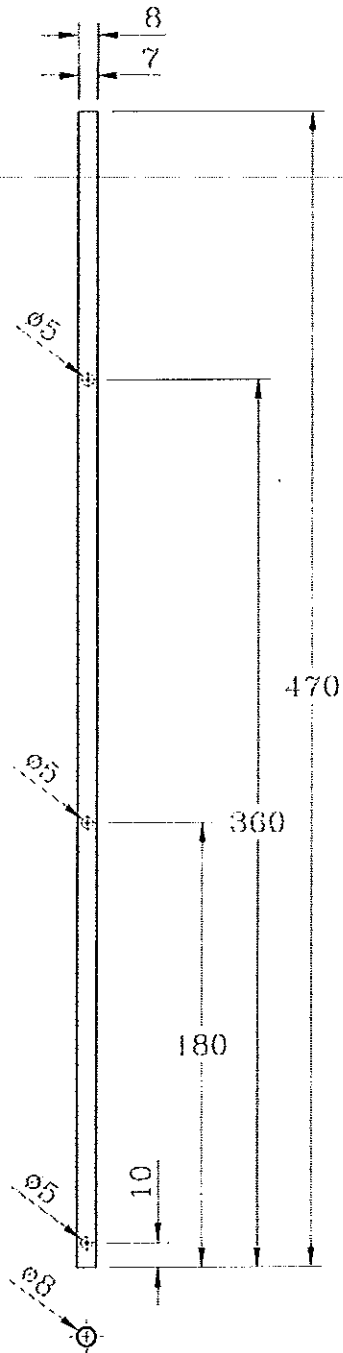
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.3 แบบของ ดังกวน



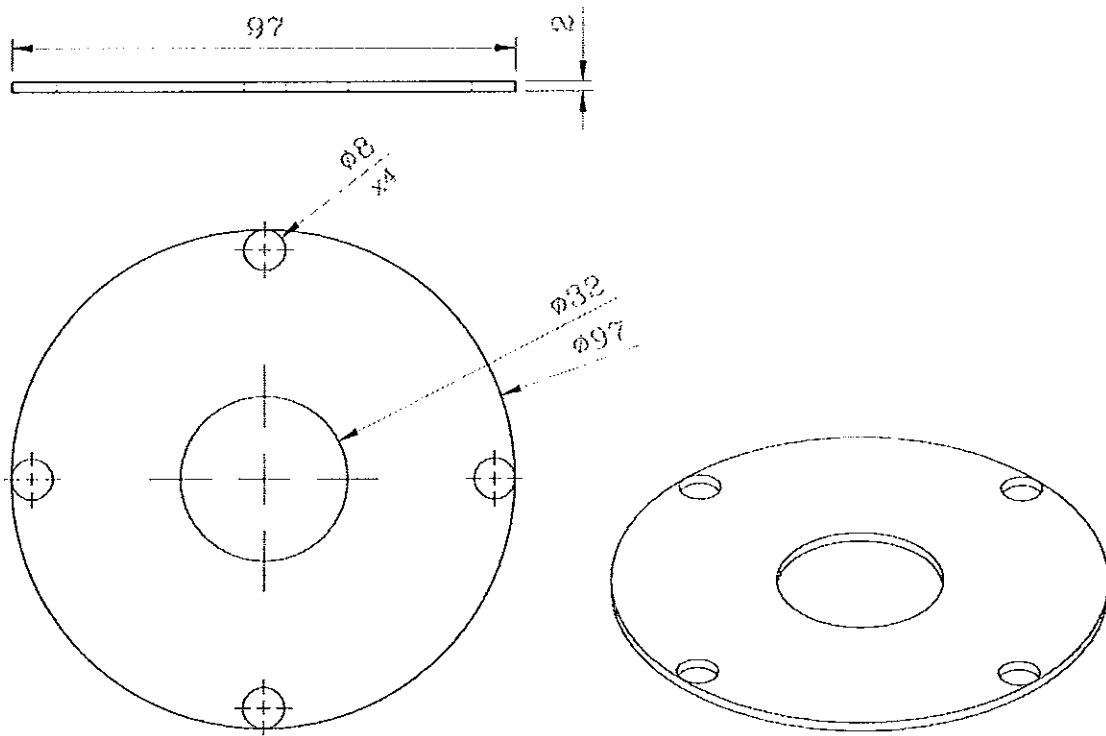
หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.4 แบบของ ครีป (baffle)



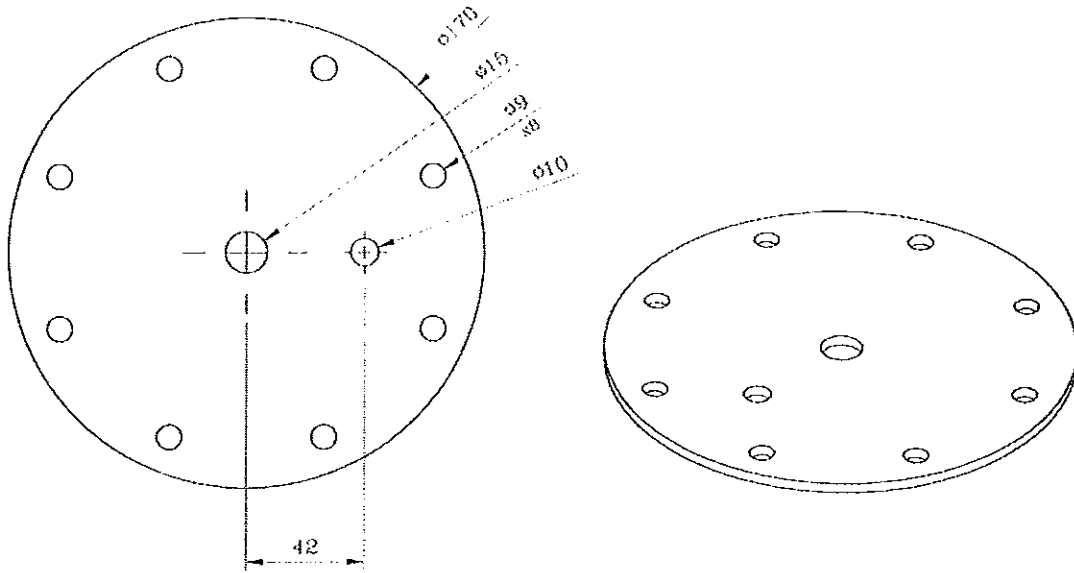
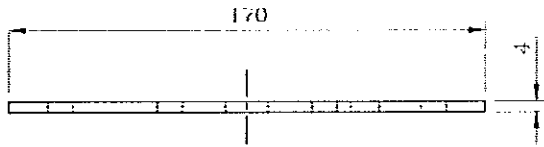
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.5 แบบของ ท่อวัดอุณหภูมิ



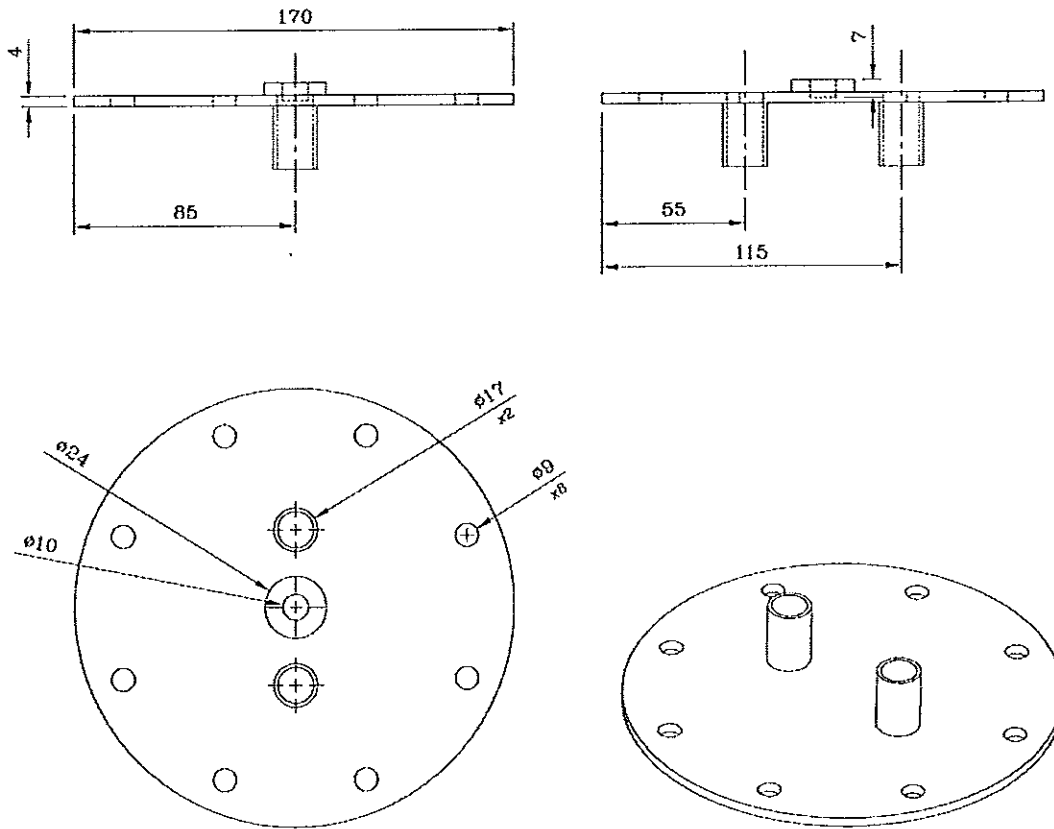
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.6 แบบของ แผ่นกั้นห้อง



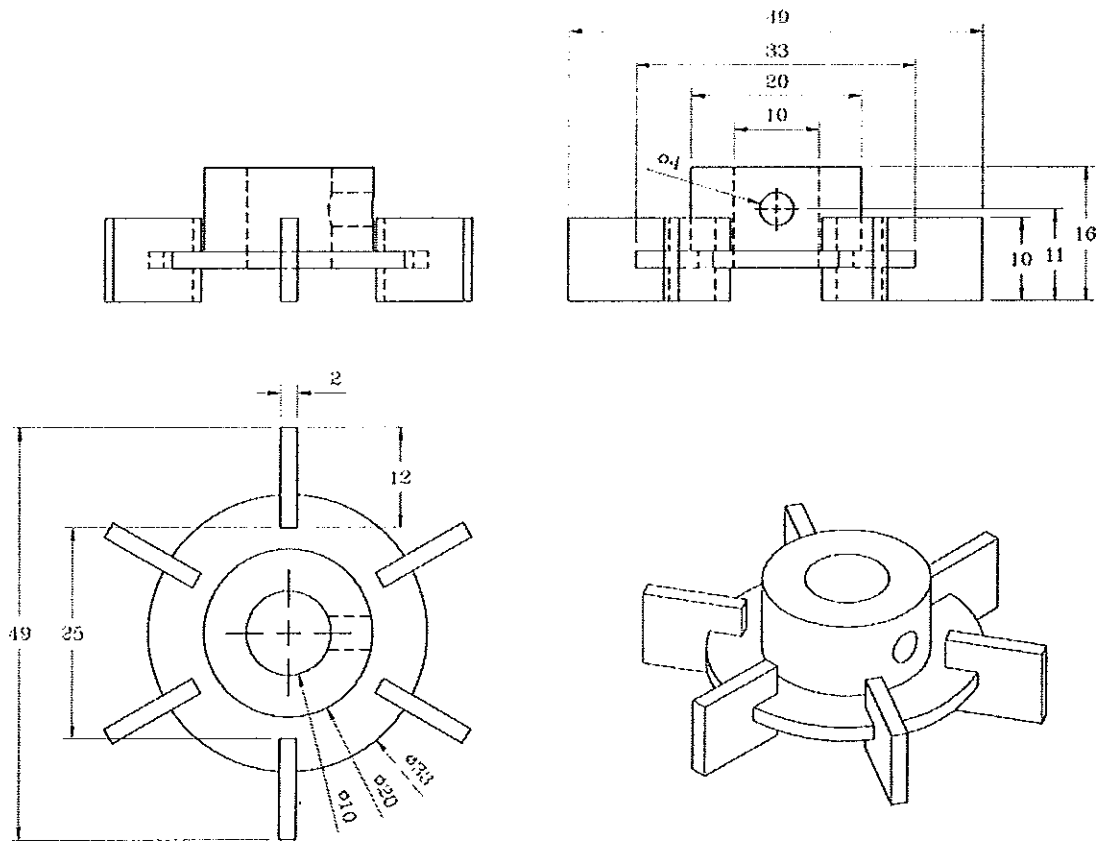
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.7 แบบของ ฝาปิดด้านบน



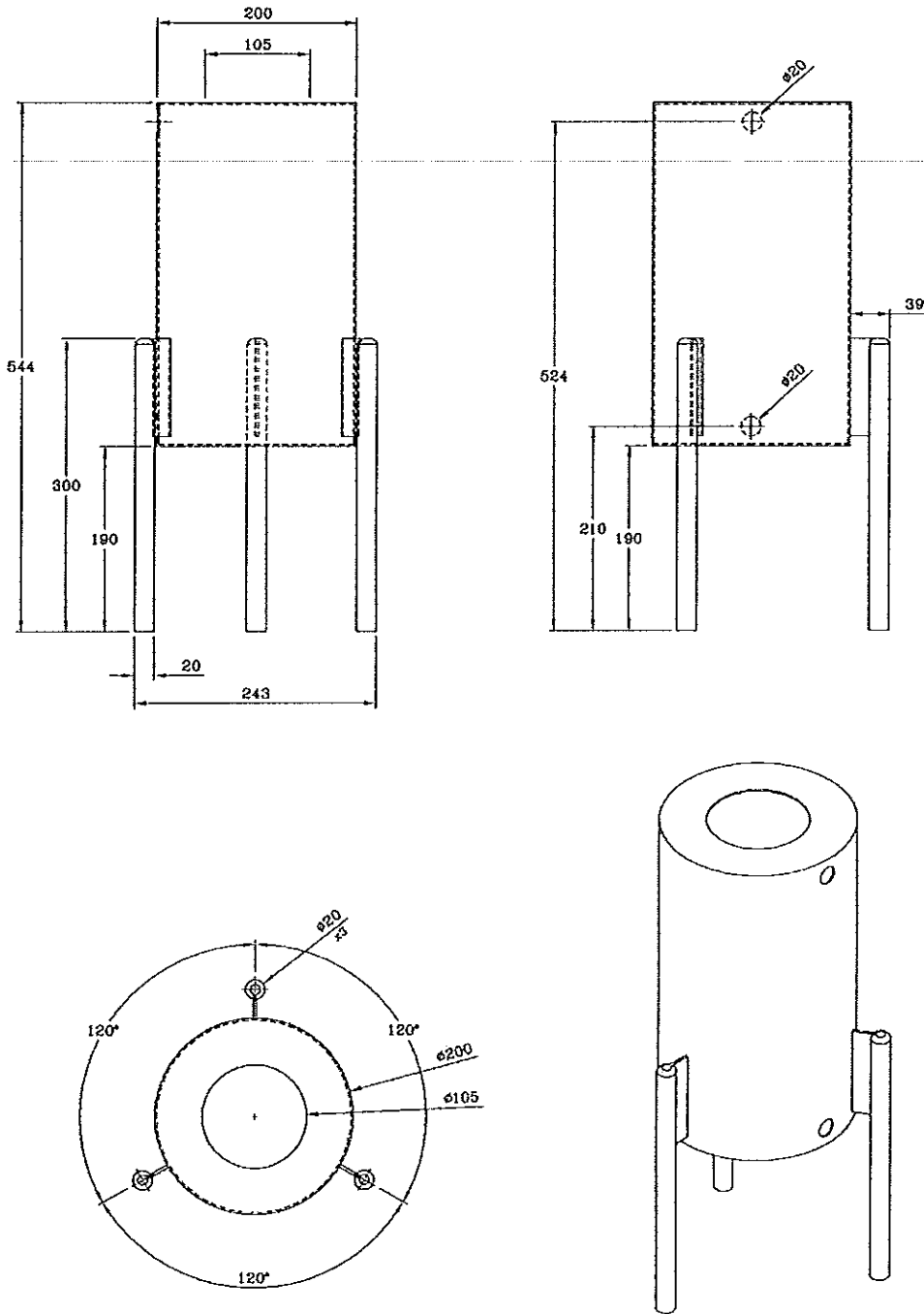
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.8 แบบของ ฝาปิดด้านล่าง



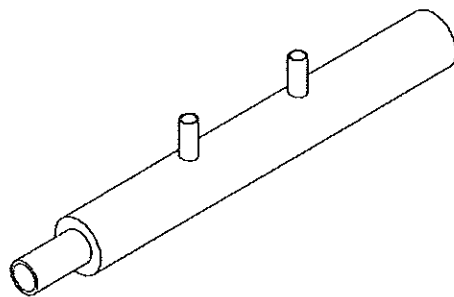
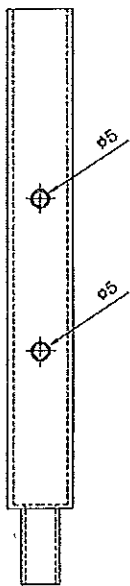
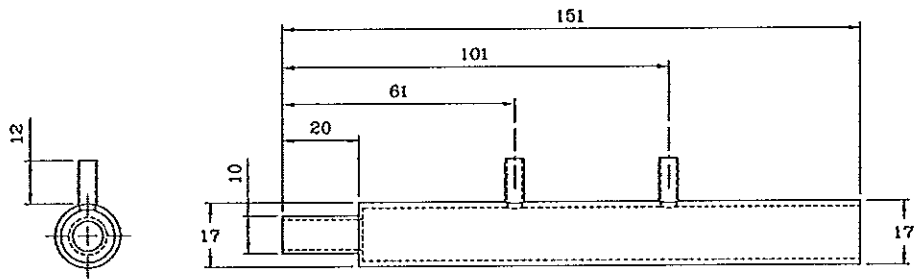
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.9 แบบของ ใบกวนแบบ 6 blade disk turbine



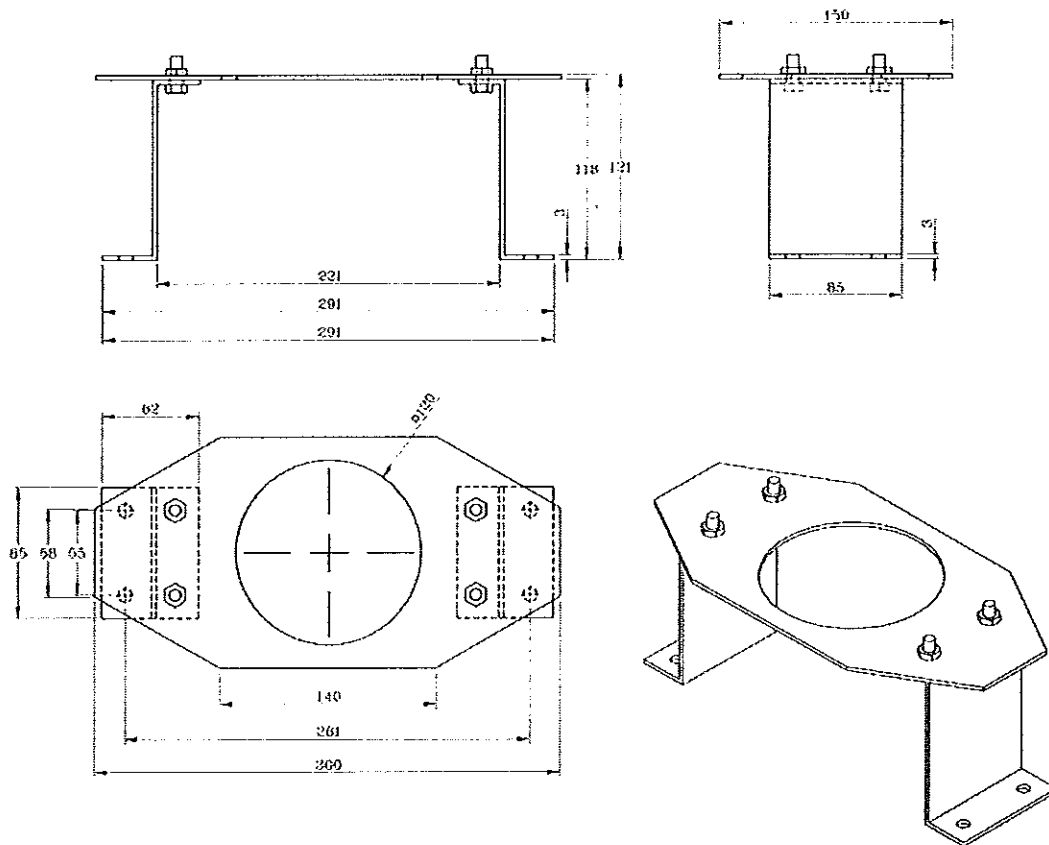
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.10 แบบของ ปลอกหุ้ม (jacket)



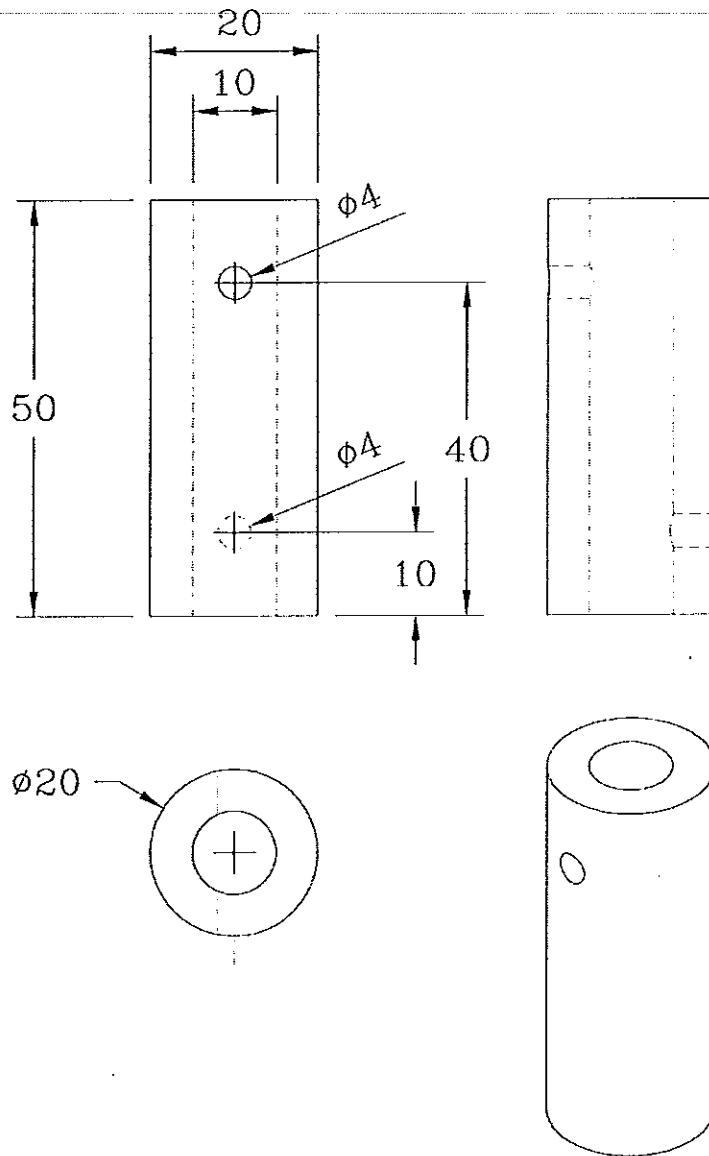
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.11 แบบของ ท่อผสมสาร



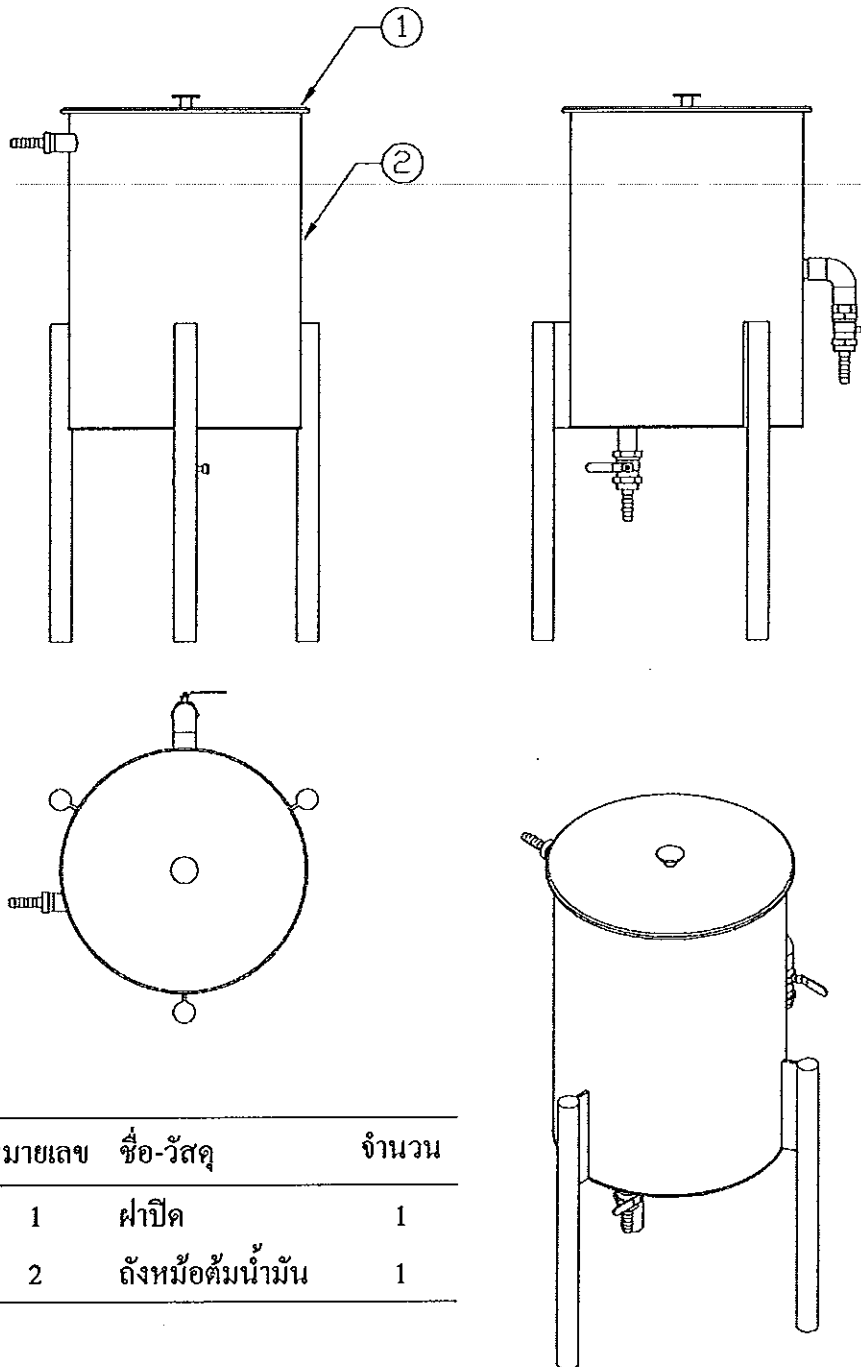
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.12 แบบของ ชุดประกอบฐานรองมอเตอร์



(หน่วย: มิลลิเมตร)

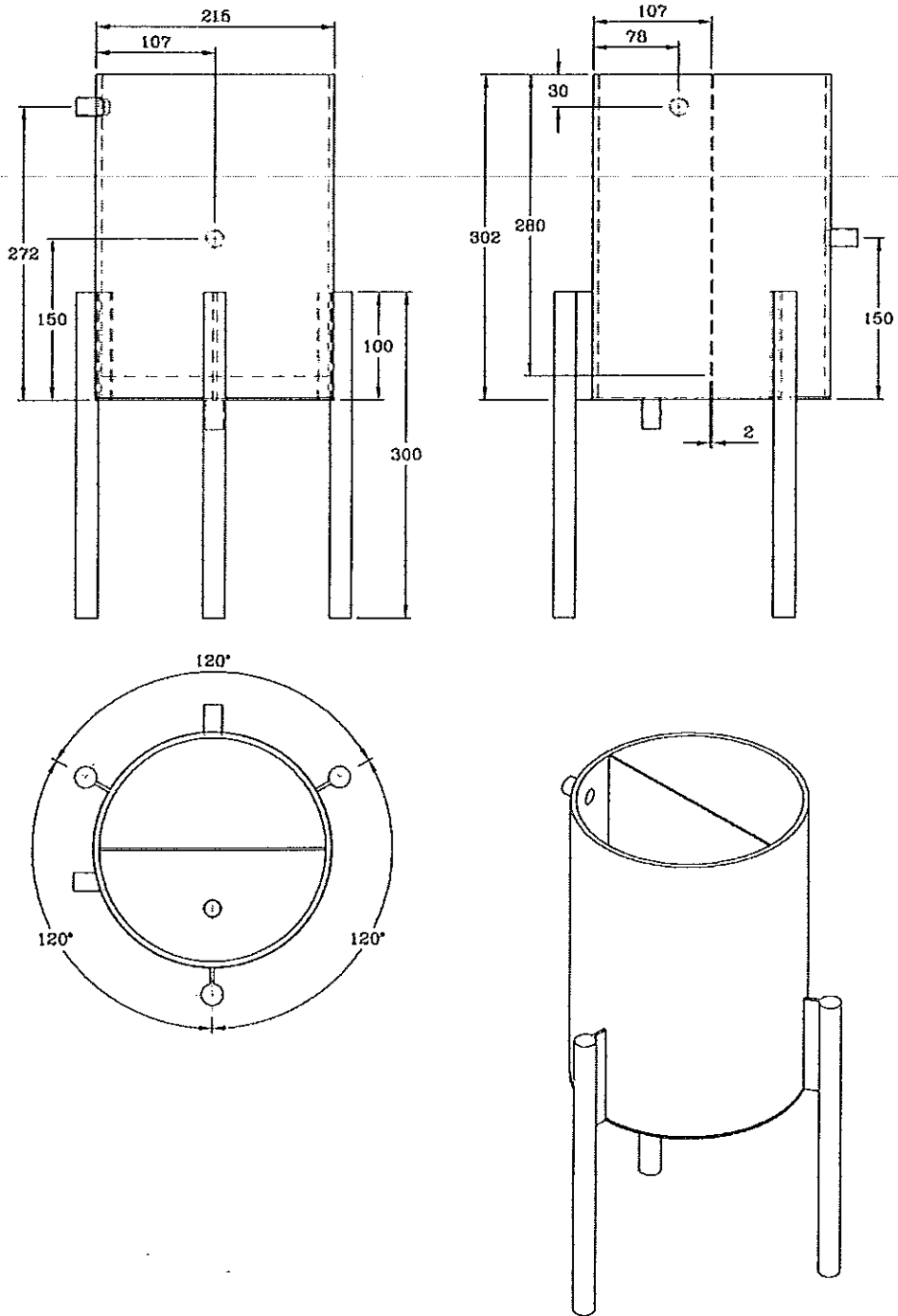
รูปที่ ข.13 แบบของ คัปปลิ้ง



หมายเลข	ชื่อ-วัสดุ	จำนวน
1	ฝาปิด	1
2	ถังหม้อต้มน้ำมัน	1

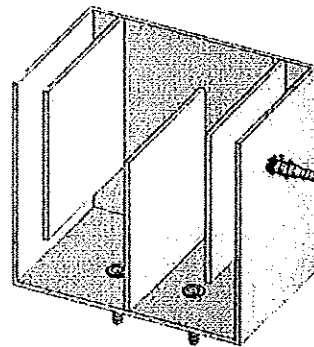
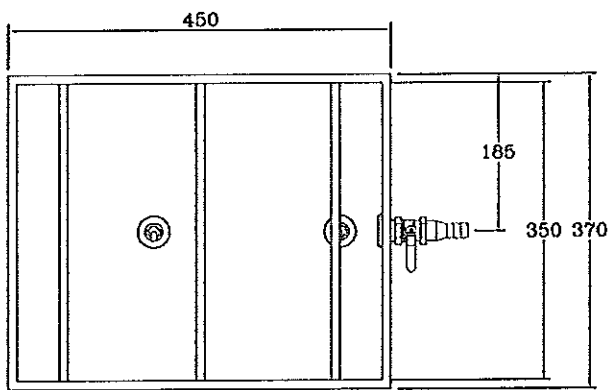
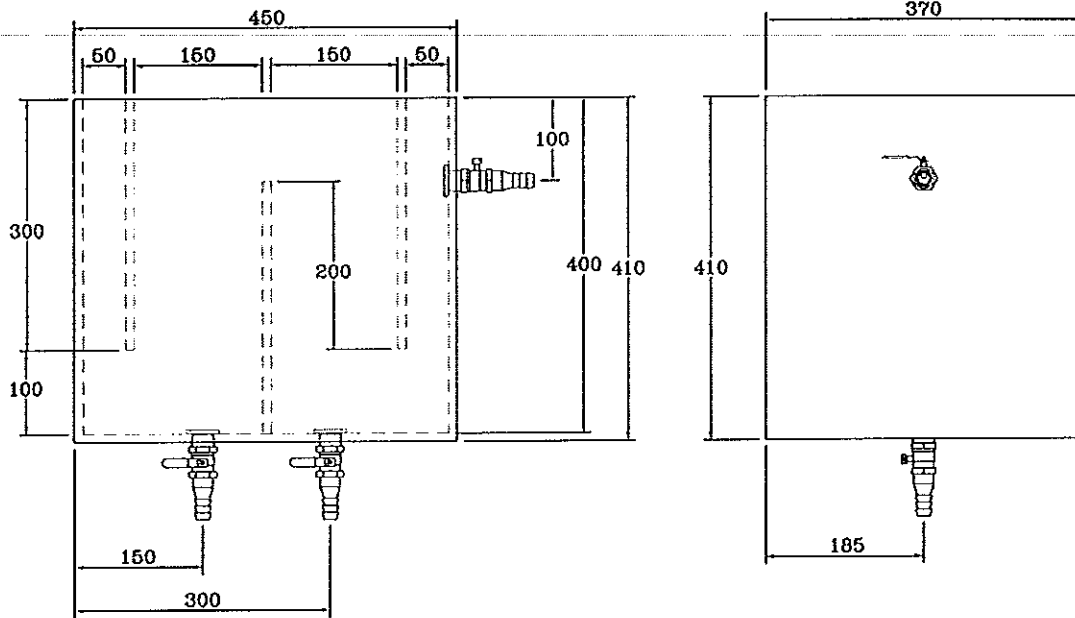
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.14 แบบของ ชุดประกอบหม้อต้มน้ำมัน



(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.15 แบบของ ถังหม้อต้มน้ำมัน



(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.16 แบบของ ถังแยก

ภาคผนวก ก
(ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลอง)

ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลองด้วยวิธีพื้นผิวผลตอบสนอง

1 กำหนดตัวแปรอิสระ

ตัวแปรที่จะทำการศึกษามีทั้งหมด 4 ตัวแปร คือ เมทานอล (M), ความเร็วรอบของใบกวน (S), กรดซัลฟิวริก (A) และเวลาในการทำปฏิกิริยา (T) เพื่อวิเคราะห์หาจุดที่เหมาะสมที่สุดของปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อผลตอบสนอง (กรดไขมันอิสระ, FFA)

2 กำหนดช่วงของตัวแปรอิสระ

การกำหนดช่วงของตัวแปรอิสระมีความสำคัญมากต่อสถานะที่เหมาะสมที่สุดของผลตอบสนองที่ทำการศึกษา ซึ่งช่วงของตัวแปรอิสระไม่ควรกว้างเกินไปจนไม่สามารถระบุสถานะที่เหมาะสมได้อย่างชัดเจน จึงได้กำหนดช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระในโปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 ดังแสดงในรูปที่ ก.1 และได้แสดงผลของช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระในตารางที่ ก.1

Factor Name	Units	Low Value	High Value
SPEED	rpm	200	300
Sulfuric_Acid	%v/v	1.3	1.7
Methanol	%v/v	10	14
Residence Time	min	16	32

Residence Time	min	16	32
< Back <		OK	

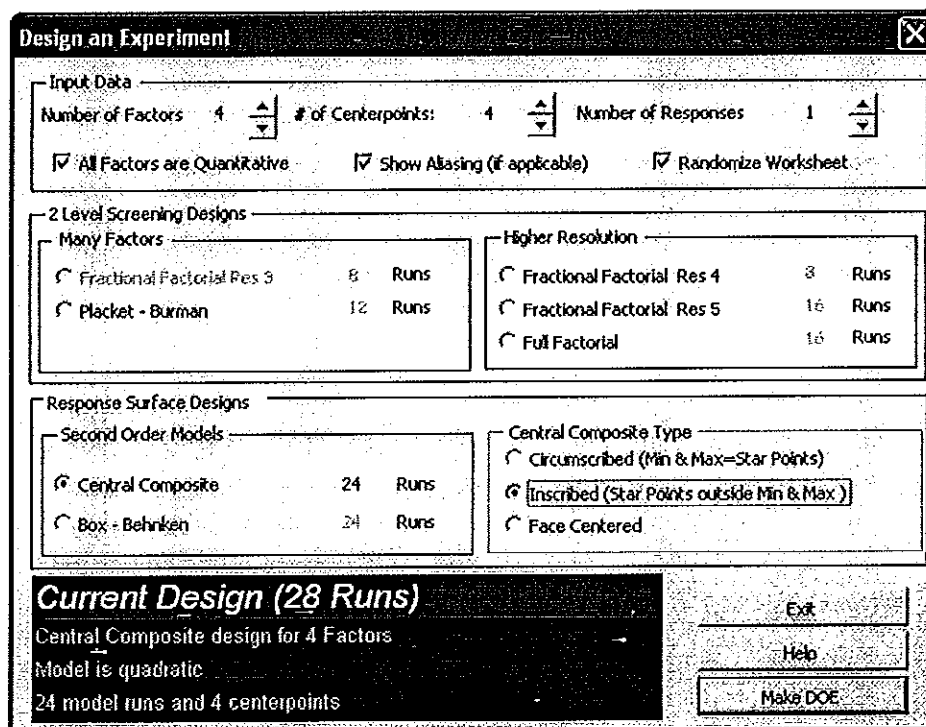
รูปที่ ก.1 ช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

ตารางที่ ค.1 แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

ตัวแปรอิสระ	หน่วย	ระดับของตัวแปรอิสระ				
		-2	-1	0	1	2
ความเร็วรอบ	รอบ/นาที	150	200	250	300	350
N_{Rc} (based on MCPO)		303	403	504	605	706
กรดซัลฟิวริก	%โดยปริมาตร	1.0	1.3	1.5	1.7	1.9
เมทานอล	%โดยปริมาตร	8	10	12	14	16
เวลาทำปฏิกิริยา	นาที	8	16	24	32	40

3. เลือกวิธีวิเคราะห์การวางแผนการทดลอง

ออกแบบการทดลองด้วยวิธี Central Composite Design (CCD) โดยมี 4 ตัวแปรอิสระ ที่ 5 ระดับของ code ตัวแปรอิสระ และมีตัวแปรผลตอบสนอง 1 ตัว ดังแสดงในรูปที่ ค.2



รูปที่ ค.2 วิธีวิเคราะห์การวางแผนการทดลอง

ภาคผนวก ง
(ตารางการแจกแจงแบบเอฟ)

ภาคผนวก ง
(คำสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์)

สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระก่อนพิจารณา
นัยสำคัญของแต่ละพจน์

$$\begin{aligned}
 FFA = & \beta_0 + \beta_1(A) + \beta_2(S) + \beta_3(M) + \beta_4(T) + \beta_5(A^2) + \beta_6(S^2) \\
 & + \beta_7(M^2) + \beta_8(T^2) + \beta_9(AS) + \beta_{10}(AM) + \beta_{11}(AT) \\
 & + \beta_{12}(SM) + \beta_{13}(ST) + \beta_{14}(MT)
 \end{aligned}
 \tag{จ.1}$$

ค่าสัมประสิทธิ์และค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ของสมการที่ จ.1

Summary	
R	0.907
R ²	0.823
R ² adjusted	0.633
Standard Error	0.203
# Points	28
PRESS	3.06
R ² for Prediction	-0.006
Durbin-Watson d	2.069
First Order Autocorrelation	-0.061
Collinearity	0.000
Coefficient of Variation	37.852
Precision Index	12.856

ANOVA						
Source	SS	SS%	MS	F	F Signif	df
Regression	2.506	82	0.17900	4.3310	0.0060	14
Residual	0.537	18	0.04134			13
LOF Error	0.502	17 (93)	0.05024	4.3129	0.1280	10
Pure Error	0.035	1 (7)	0.01165			3
Total	3.044	100				27

Term		<i>P</i> -value	Std Error	-95%	95%	t Stat	VIF
β_0	5.0950	0.3230	4.9540	-5.608	15.80	1.028	-
β_1	-4.3100	0.2060	3.2410	-11.31	2.691	-1.330	266.69
β_2	0.0046	0.7330	0.0132	-0.02400	0.03321	0.348	254.43
β_3	-0.4090	0.2620	0.3490	-1.162	0.345	-1.171	282.61
β_4	0.0951	0.2320	0.0758	-0.06866	0.259	1.254	213.43
β_5	1.3340	0.1310	0.8270	-0.452	3.120	1.614	151.71
β_6	-0.0000018	0.9180	0.000017	-0.000038	0.000034	-0.1050	102.71
β_7	0.0185	0.1000	0.0105	-0.00410	0.04108	1.769	147.40
β_8	0.0011	0.1290	0.0007	-0.000352	0.00247	1.621	37.72
β_9	-0.0004	0.9300	0.0051	-0.00114	0.00105	-0.08945	92.50
β_{10}	0.0178	0.8910	0.1270	-0.257	0.292	0.139	144.42
β_{11}	-0.0109	0.7360	0.0318	-0.07956	0.05771	-0.344	100.14
β_{12}	-0.00004	0.9300	0.00051	-0.01133	0.01063	-0.06896	126.38
β_{13}	-0.000122	0.355000	0.000127	-0.000396	0.000153	-0.958	52.00
β_{14}	-0.0065	0.0601	0.0032	-0.01340	0.000322	-2.059	68.50

สมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณกรดไขมันอิสระกับตัวแปรอิสระหลังจากพิจารณา
นัยสำคัญของแต่ละพจน์

$$FFA = \beta_0 + \beta_1(A) + \beta_2(M) + \beta_3(A^2) + \beta_4(M^2) + \beta_5(T^2) + \beta_6(MT) \quad (จ.2)$$

ค่าสัมประสิทธิ์และค่าทางสถิติของสมการทำนายความสัมพันธ์ของสมการที่ จ.2

Summary	
R	0.891
R ²	0.795
R ² adjusted	0.736
Standard Error	0.173
# Points	28
PRESS	1.51
R ² for Prediction	0.503
Durbin-Watson d	2.003
First Order Autocorrelation	-0.051
Collinearity	0.000
Coefficient of Variation	32.118
Precision Index	11.815

ANOVA						
Source	SS	SS%	MS	F	F Signif	df
Regression	2.419	79	0.403	13.55	2.86537E-06	6
Residual	0.625	21	0.02976			21
LOF Error	0.307	10 (49)	0.03835	1.5672	0.226	8
Pure Error	0.318	10 (51)	0.02447			13
Total	3.044	100				27

Term		<i>P</i> -value	Std Error	-95%	95%	t Stat	VIF
β_0	7.6110	0.0012	2.0270	3.3960	11.8300	3.7550	-
β_1	-4.8290	0.0234	1.9750	-8.9370	-0.7210	-2.4450	137.60
β_2	-0.4880	0.0250	0.2020	-0.9080	-0.0676	-2.4140	131.75
β_3	1.4630	0.0399	0.6680	0.0738	2.8510	2.1900	137.53
β_4	0.0200	0.0281	0.0085	0.0024	0.0377	2.3590	135.06
β_5	0.0015	0.0024	0.0004	-0.0077	-0.0006	-2.4520	26.97
β_6	-0.0042	0.0230	0.0017	0.0006	0.0023	3.4590	21.70

ภาคผนวก ก
(ข้อมูลจากผลการทดลอง)

ตารางที่ ๑.1 ผลการทดลองที่ 1: ภายใต้งี้อเนไข เมทานอล 12%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 150 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.503	0.341	86.230	4.445	0.482	0.65
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.392	8.529	83.739	7.414	0.325	1.32
168	0.400	8.278	84.035	7.253	0.416	1.25
192	0.332	8.864	83.779	6.818	0.599	1.21
216	0.344	8.987	84.470	6.410	0.330	1.38
240	0.440	8.955	84.360	6.433	0.467	1.41
Average	0.381	8.723	84.077	6.866	0.427	1.31

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 117, 14 และ 1.8 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.2 ผลการทดลองที่ 2: ภายใต้งี้อเนไข เมทานอล 14%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.254	0.130	85.911	4.341	0.256	0.42
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.414	7.044	86.076	6.150	0.316	1.15
112	0.543	7.193	86.834	5.223	0.207	0.89
128	0.367	6.944	87.400	5.030	0.260	1.05
144	0.415	7.626	85.146	6.505	0.308	0.95
160	0.428	7.546	85.400	6.306	0.320	0.89
Average	0.433	7.270	86.171	5.843	0.282	0.99

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 174, 24.3 และ 2.3 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.3 ผลการทดลองที่ 3: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.749	0.212	84.956	4.499	0.584	0.28
32	-	-	-	-	-	-
↓						
192	0.596	7.612	85.665	5.851	0.276	1.35
224	0.417	7.950	85.768	5.408	0.456	1.44
256	0.473	8.242	84.951	5.873	0.462	1.12
288	0.552	8.340	85.548	5.209	0.351	1.69
320	0.325	8.680	83.896	6.720	0.380	1.10
Average	0.473	8.165	85.165	5.812	0.385	1.34

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 87, 12 และ 1.1 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.4 ผลการทดลองที่ 4: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	7.658	0.356	87.330	3.979	0.675	0.25
32	-	-	-	-	-	-
↓						
192	0.325	9.984	84.484	5.091	0.371	1.42
224	0.281	10.504	81.795	7.250	0.370	1.32
256	0.289	10.707	81.345	7.487	0.330	1.01
288	0.276	9.052	85.090	5.499	0.301	1.52
320	0.267	11.142	82.833	5.463	0.461	1.11
Average	0.288	10.278	83.109	6.158	0.367	1.28

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 86, 12 และ 1.5 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๗ ผลการทดลองที่ 7: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 12% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.496	0.169	87.366	3.777	0.192	0.65
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.487	8.831	83.139	7.186	0.403	1.35
168	0.415	9.757	83.236	6.417	0.316	1.08
192	0.441	8.965	83.598	6.734	0.330	1.45
216	0.571	8.556	83.691	6.791	0.392	1.52
240	0.525	8.428	83.359	7.145	0.543	1.51
Average	0.488	8.907	83.405	6.854	0.397	1.38

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 117, 14 และ 1.8 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๘ ผลการทดลองที่ 8: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 10% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.887	0.108	84.435	5.140	0.429	0.55
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.391	10.125	82.473	7.845	0.321	1.52
112	0.442	10.029	81.852	7.447	0.502	1.48
128	0.413	9.152	83.269	6.673	0.293	1.52
144	0.429	9.490	82.901	6.915	0.265	1.54
160	0.436	10.239	81.838	7.612	0.375	1.64
Average	0.422	9.807	82.467	7.298	0.351	1.54

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 180, 18 และ 2.3 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.11 ผลการทดลองที่ 11: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 12% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 350 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.596	0.060	87.686	3.516	0.142	0.71
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.608	10.309	83.141	6.448	0.244	1.27
168	0.617	9.491	82.116	6.456	0.321	1.31
192	0.626	10.312	81.398	7.109	0.323	1.39
216	0.586	9.603	83.119	6.490	0.261	1.32
240	0.601	10.801	81.963	6.489	0.301	1.35
Average	0.607	10.103	82.347	6.598	0.290	1.33

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 117, 14 และ 1.8 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.12 ผลการทดลองที่ 12: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 10% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.063	0.142	86.133	4.447	0.215	0.48
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.629	8.986	83.703	6.124	0.558	1.35
112	0.702	9.589	81.231	8.062	0.415	1.51
128	0.488	10.025	81.198	7.721	0.568	1.27
144	0.531	8.903	84.515	5.686	0.365	1.21
160	0.526	9.573	83.228	6.145	0.527	1.26
Average	0.575	9.415	82.775	6.748	0.487	1.32

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 173, 24.2 และ 3.0 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ค.13 ผลการทดลองที่ 13: ภายใต้งี้อเนียง เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	11.299	0.194	83.910	4.445	0.152	0.50
32	-	-	-	-	-	-
↓						
192	0.339	9.134	83.795	6.338	0.393	1.46
224	0.205	9.660	84.552	5.360	0.312	1.51
256	0.109	9.188	85.254	4.954	0.497	1.55
288	0.154	10.139	83.129	6.182	0.396	1.39
320	0.201	10.465	82.354	6.816	0.308	1.36
Average	0.201	9.717	83.817	5.930	0.381	1.45

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 86, 12 และ 1.5 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ค.14 ผลการทดลองที่ 14: ภายใต้งี้อเนียง เมทานอล 10% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	10.044	0.054	85.088	4.665	0.150	0.43
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.528	9.252	83.413	6.422	0.385	0.68
112	0.486	9.424	81.914	7.339	0.836	0.62
128	0.642	9.730	81.260	7.498	0.869	0.81
144	0.358	6.404	86.621	5.965	0.653	0.78
160	0.372	6.572	86.137	6.339	0.579	0.55
Average	0.477	8.276	83.869	6.713	0.665	0.69

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 179, 17.9 และ 3.0 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.15 ผลการทดลองที่ 15: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 10%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.494	0.257	84.736	4.712	0.801	0.25
32	-	-	-	-	-	-
↓						
192	0.834	8.814	83.041	7.325	0.385	1.36
224	0.824	9.641	82.074	7.434	0.427	1.67
256	0.817	9.026	82.632	7.421	0.530	1.53
288	0.856	8.839	83.160	7.134	0.355	1.25
320	0.981	8.592	83.521	7.029	0.310	1.01
Average	0.862	8.982	82.885	7.269	0.401	1.36

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 90, 9 และ 1.2 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.16 ผลการทดลองที่ 16: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 12%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 40 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.321	0.522	87.332	4.186	0.638	0.76
40	-	-	-	-	-	-
↓						
240	1.084	8.271	83.956	5.653	0.377	1.32
280	1.091	8.213	84.967	6.150	0.521	1.35
320	1.499	8.315	85.709	5.814	0.471	1.10
360	1.077	8.182	83.989	5.658	0.420	1.22
400	1.166	8.309	85.432	5.751	0.479	1.22
Average	1.183	8.258	84.811	5.805	0.454	1.24

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 70, 8.4 และ 1.1 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑๗.17 ผลการทดลองที่ 17: ภายใต้อุณหภูมิ 12% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.614	0.102	87.028	3.766	0.489	0.36
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.099	10.111	82.167	7.376	0.448	1.85
168	0.379	8.663	84.965	5.765	0.228	1.69
192	0.222	9.503	84.030	6.074	0.372	1.74
216	0.225	10.383	81.059	8.101	0.433	1.86
240	0.263	10.235	81.987	7.364	0.446	1.86
Average	0.238	9.779	82.841	6.936	0.385	1.80

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 173, 24.2 และ 3.0 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑๗.18 ผลการทดลองที่ 18: ภายใต้อุณหภูมิ 10% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.851	0.084	86.728	4.069	0.268	0.78
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.932	7.336	84.623	6.709	0.399	1.37
168	1.213	7.512	85.061	5.972	0.242	1.54
192	0.987	6.445	86.660	5.701	0.207	1.68
216	1.043	6.871	86.002	5.833	0.252	1.29
240	1.034	6.910	86.373	5.436	0.247	1.99
Average	1.042	7.015	85.744	5.930	0.269	1.57

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 90, 9 และ 1.5 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ค.19 ผลการทดลองที่ 19: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 8%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	7.878	0.111	88.802	3.789	0.521	0.65
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	1.266	7.117	87.218	6.570	0.345	1.15
168	1.399	8.017	84.580	6.239	0.333	1.28
192	1.368	8.520	84.096	6.047	0.235	0.99
216	1.423	7.564	84.418	5.414	0.562	1.27
240	1.211	6.430	85.886	5.967	0.350	1.25
Average	1.333	7.530	85.240	6.047	0.365	1.19

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 122, 9.7 และ 1.8 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ค.20 ผลการทดลองที่ 20: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 12%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 8 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.203	0.206	86.789	4.452	0.350	0.74
8	-	-	-	-	-	-
↓						
40	0.372	7.793	84.247	6.632	0.267	1.23
48	0.395	7.610	84.534	7.217	0.220	1.22
56	0.380	7.943	84.097	7.938	0.238	1.53
64	0.392	7.957	84.256	6.581	0.384	1.42
72	0.379	7.834	84.027	7.436	0.309	1.47
Average	0.381	7.847	84.209	7.067	0.263	1.35

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 352, 42.3 และ 5.3 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.21 ผลการทดลองที่ 21: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 14%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.610	0.375	83.870	4.948	1.196	0.58
32	-	-	-	-	-	-
↓						
192	0.462	6.411	88.141	4.713	0.273	1.98
224	0.322	8.670	84.664	6.068	0.277	1.58
256	0.376	9.394	84.350	5.637	0.242	1.11
288	0.481	8.657	84.209	6.446	0.207	1.69
320	0.364	7.915	85.800	5.677	0.243	1.55
Average	0.401	8.209	85.433	5.708	0.248	1.58

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 87, 12 และ 1.1 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.22 ผลการทดลองที่ 22: ภายใต้งี๋นไข เมทานอล 12%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.496	0.169	87.366	3.777	0.192	0.54
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.441	8.831	83.139	7.186	0.403	1.05
168	0.274	9.757	83.236	6.417	0.339	1.08
192	0.374	8.965	83.598	6.734	0.397	1.11
216	0.380	8.556	83.691	6.791	0.402	1.48
240	0.431	8.428	83.359	7.145	0.393	1.51
Average	0.380	8.907	83.405	6.854	0.387	1.25

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 117, 14 และ 1.8 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.23 ผลการทดลองที่ 23: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 10%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 32 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	9.144	0.141	85.882	4.339	0.494	0.42
32	-	-	-	-	-	-
↓						
192	1.366	6.866	84.999	6.340	0.428	1.39
224	1.277	7.337	84.458	6.640	0.287	1.05
256	0.849	7.066	85.201	6.437	0.447	1.29
288	1.248	7.178	84.653	6.697	0.224	1.63
320	1.220	6.988	85.370	6.185	0.238	1.18
Average	1.192	7.087	84.936	6.460	0.325	1.31

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 90, 9 และ 1.2 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.24 ผลการทดลองที่ 24: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 12%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.9%โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.431	0.218	86.626	4.536	0.190	0.54
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.486	10.179	80.829	7.598	0.807	2.01
168	0.498	10.580	80.281	7.126	0.820	2.00
192	0.517	10.655	79.925	8.422	0.873	2.06
216	0.482	10.334	79.697	8.161	0.801	1.87
240	0.480	10.387	79.283	7.757	0.707	1.92
Average	0.493	10.427	80.003	7.813	0.802	1.97

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 117, 14 และ 2.2 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.25 ผลการทดลองที่ 25: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 16% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.5% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	8.579	0.060	88.653	3.389	0.318	0.62
24	-	-	-	-	-	-
↓						
144	0.351	9.778	82.803	6.224	0.333	1.63
168	0.328	9.249	84.148	5.445	0.303	1.57
192	0.393	8.647	84.836	5.444	0.334	1.37
216	0.165	9.556	82.624	6.279	0.405	1.59
240	0.167	9.134	83.224	7.012	0.312	1.64
Average	0.281	9.273	83.527	6.081	0.338	1.56

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 113, 18.1 และ 1.7 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๑.26 ผลการทดลองที่ 26: ภายใต้เงื่อนไข เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.3% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	10.157	0.203	84.428	4.994	0.219	0.42
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.262	8.341	85.314	5.734	0.349	0.97
112	0.165	7.633	85.663	6.160	0.379	0.89
128	0.200	8.283	84.909	6.199	0.408	1.05
144	0.174	7.886	85.906	5.784	0.249	1.00
160	0.103	7.862	86.329	5.452	0.254	1.13
Average	0.181	8.001	85.624	5.866	0.328	1.01

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 174, 24.3 และ 2.3 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.27 ผลการทดลองที่ 17: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 300 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	11.174	0.430	83.902	4.370	0.125	0.58
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.169	10.669	84.173	4.759	0.229	2.050
112	0.190	9.318	83.704	6.355	0.432	2.150
128	0.163	9.792	83.914	5.995	0.136	1.990
144	0.012	9.820	85.296	4.592	0.280	2.190
160	0.104	10.236	83.150	6.275	0.235	2.280
Average	0.128	9.967	84.047	5.595	0.262	2.13

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 173, 24.2 และ 3.0 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.28 ผลการทดลองที่ 28: ภายใต้งี๊นไข เมทานอล 10% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ความเร็วรอบของใบกวน 200 รอบ/นาที และที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 16 นาที

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	10.028	0.171	85.595	3.981	0.225	0.36
16	-	-	-	-	-	-
↓						
96	0.278	9.499	82.761	7.127	0.335	1.35
112	0.231	9.161	83.278	6.880	0.349	1.41
128	0.221	9.273	84.404	6.857	0.244	1.41
144	0.239	9.078	81.831	8.045	0.407	1.58
160	0.128	9.261	81.775	7.928	0.408	1.43
Average	0.219	9.254	82.810	7.368	0.349	1.44

หมายเหตุ: อัตราการไหลของ น้ำมันปาล์มดิบ, เมทานอล และกรดซัลฟิวริก เท่ากับ 179, 17.9 และ 3.0 มิลลิลิตร/นาที ตามลำดับ

ตารางที่ ๓.29 ผลการทดลองการลดกรดไขมันอิสระอย่างต่อเนื่องเป็นระยะเวลา 12 ชั่วโมง ที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุด คือ เมทานอล 14%โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7%โดยปริมาตร, ที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 20 นาที โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที ที่อุณหภูมิ 60°C

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
0	10.012	0.621	84.102	4.587	0.678	0.46
20	1.843	11.170	80.200	6.052	0.735	1.52
40	1.341	10.301	80.658	7.066	0.641	1.48
60	1.316	10.434	80.171	6.565	1.515	1.82
80	1.127	10.465	81.721	6.267	0.422	1.86
100	0.838	10.787	80.830	6.614	0.939	1.99
120	0.589	13.553	79.705	4.913	1.237	1.90
140	0.573	17.506	75.159	6.003	0.760	2.00
160	0.721	15.929	76.584	5.926	0.851	1.83
180	0.313	13.382	79.484	5.468	1.354	1.72
200	0.364	13.942	77.613	7.051	1.037	1.74
220	0.247	16.948	73.746	7.647	1.415	1.70
240	0.385	11.474	80.260	6.988	0.898	1.85
260	0.682	11.619	79.024	7.260	1.422	2.01
280	0.699	16.274	75.677	6.952	0.400	1.96
300	0.322	15.905	77.428	5.703	0.656	2.18
320	0.435	14.348	78.983	5.791	0.444	2.17
340	0.496	12.942	80.200	4.859	1.525	2.00
360	0.467	11.827	82.866	4.241	0.602	1.87
380	0.339	13.195	80.199	5.178	1.121	1.93
400	0.380	14.025	79.222	5.589	0.817	1.79
420	0.349	13.987	80.292	4.696	0.683	1.83
440	0.453	13.670	75.221	9.862	0.812	1.75
460	0.532	13.092	77.667	7.853	0.862	1.73
480	0.312	15.159	74.211	8.786	1.540	1.89
500	0.603	11.957	78.805	7.656	0.990	1.84
520	0.669	12.302	79.328	6.579	1.128	1.91

ตารางที่ ๓.29 (ต่อ)

Times (min)	FFA (%wt)	ME (%wt)	TG (%wt)	DG (%wt)	MG (%wt)	WT (%wt)
540	0.635	12.497	77.018	7.951	1.898	1.75
560	0.425	15.452	77.241	4.827	2.061	1.60
580	0.611	15.733	77.565	5.334	0.769	1.71
600	0.216	12.864	80.499	5.520	0.909	1.86
620	0.541	15.728	72.777	9.351	1.604	1.81
640	0.514	14.038	75.309	8.183	1.961	1.87
660	0.514	14.718	76.847	7.448	0.478	1.79
680	0.322	13.466	77.687	5.839	2.688	1.80
700	0.269	13.823	79.728	5.430	0.749	1.92
720	0.565	11.922	80.639	6.512	0.367	1.91
Average	0.481	13.877	78.057	6.500	1.093	1.86

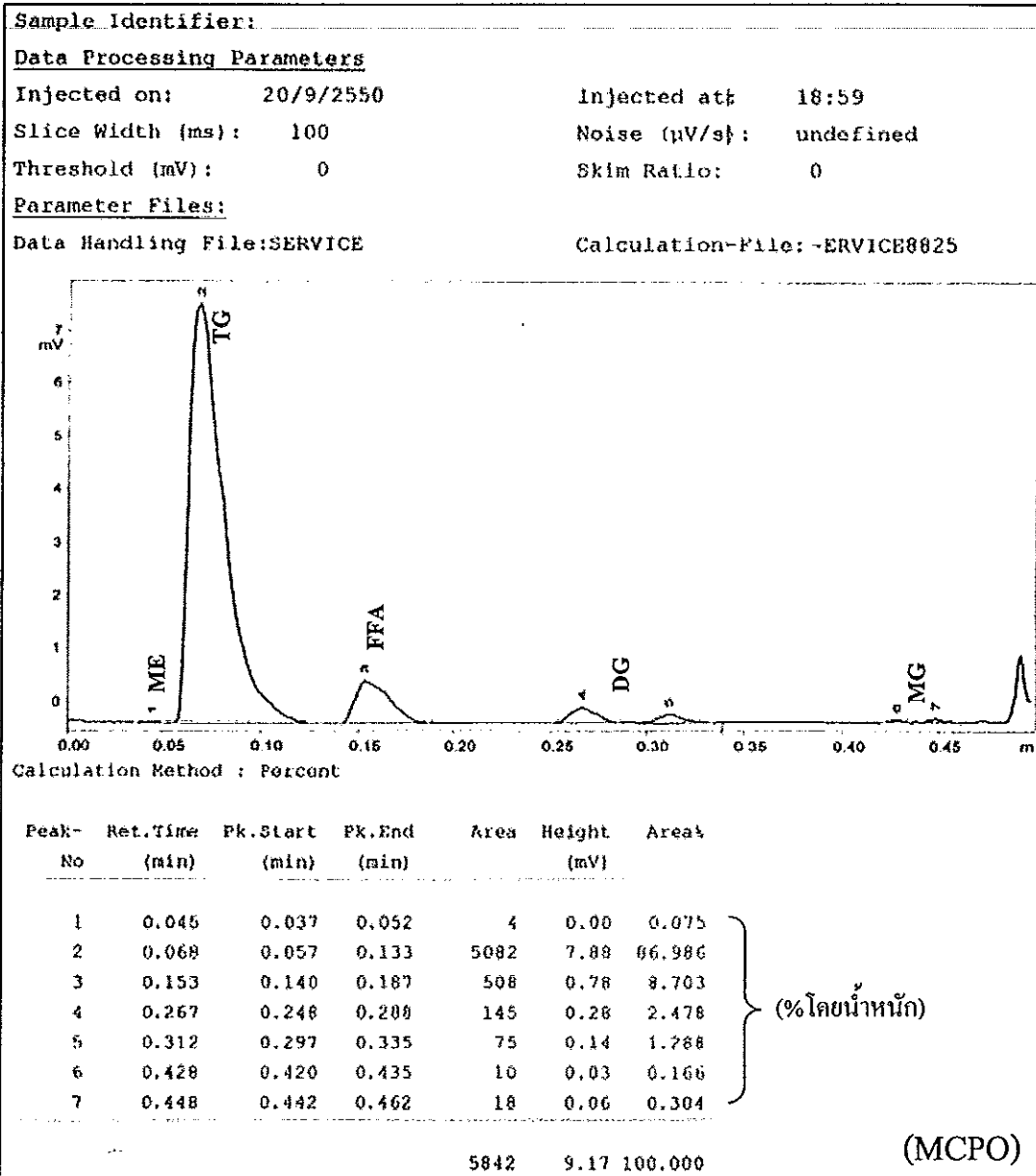
ตารางที่ ๓.30 ผลการทดลองแยกของเสียออกจากร้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้ว คั่วถึงแยกแบบต่อเนื่อง ที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุด คือ เมทานอล 14% โดยปริมาตร, กรดซัลฟิวริก 1.7% โดยปริมาตร, ที่เวลาในการทำปฏิกิริยา 20 นาที โดยใช้ความเร็วรอบของใบกวน 250 รอบ/นาที ที่อุณหภูมิ 60°C

Times (min)	Pretreated oil			
	before flow into a separate tank		after flow from a separate tank	
	Water (%wt)	Acid number (mg KOH/g)	Water (%wt)	Acid number (mg KOH/g)
0	0.46	26.387	-	-
20	-	-	-	-
.
.
240	1.85	27.900	0.54	3.928
260	2.01	27.023	0.50	3.974
280	1.96	30.387	0.52	3.895
300	2.18	30.895	0.53	3.722
320	2.17	30.893	0.56	3.728
340	2.00	31.373	0.61	3.580

ตารางที่ ๓.30 (ต่อ)

Times (min)	Pretreated oil			
	before flow into a separate tank		after flow pass a separate tank	
	Water (%wt)	Acid number (mg KOH/g)	Water (%wt)	Acid number (mg KOH/g)
360	1.87	31.359	0.58	3.567
380	1.93	31.210	0.68	3.456
400	1.79	30.222	0.63	3.123
420	1.83	30.573	0.66	2.959
440	1.75	32.000	0.54	2.987
460	1.73	31.564	0.57	3.258
480	1.89	30.598	0.59	3.336
500	1.84	28.365	0.61	3.452
520	1.91	29.333	0.63	3.375
540	1.75	29.124	0.68	3.698
560	1.60	30.257	0.68	3.475
580	1.71	30.669	0.69	3.658
600	1.86	32.542	0.64	3.598
620	1.81	31.378	0.67	3.213
640	1.87	31.259	0.54	2.987
660	1.79	30.389	0.56	3.157
680	1.80	32.152	0.52	3.269
700	1.92	31.383	0.55	3.359
720	1.91	30.217	0.58	3.267
Average	1.87	30.523	0.59	3.441

ภาคผนวก ข
(ตัวอย่างการวิเคราะห์ด้วยเทคนิค TLC/FID)



รูปที่ ข.1 แสดงตัวอย่างผลการวิเคราะห์ห้องปฏิบัติการในน้ำมันปาล์มดิบชนิดที่บรวมด้วยเทคนิค

TLC/FID

Sample Identifier:

Data Processing Parameters

Injected on: 27/11/2550

Injected at: 14:36

Slice Width (ms): 100

Noise (µV/s): undefined

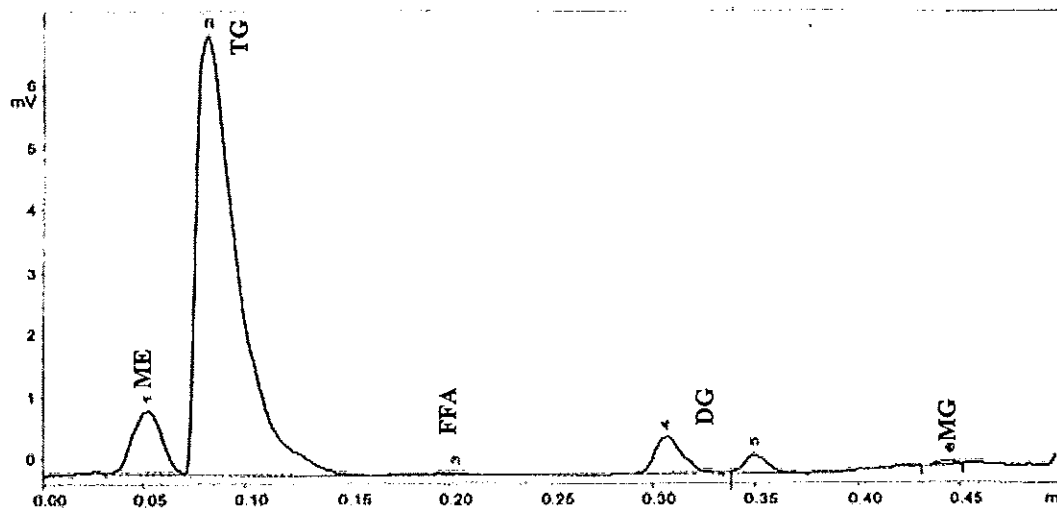
Threshold (mV): 0

Skim Ratio: 0

Parameter Files:

Data Handling File: SERVICE

Calculation-File: ~SERVICE9471



Calculation Method : Percent

Peak No	Ret. Time (min)	Pk. Start (min)	Pk. End (min)	Area	Height (mV)	Area%
1	0.052	0.032	0.070	525	0.99	8.751
2	0.082	0.070	0.162	5031	7.02	83.829
3	0.203	0.190	0.218	24	0.02	0.405
4	0.307	0.288	0.333	285	0.58	4.747
5	0.350	0.335	0.375	117	0.27	1.957
6	0.445	0.432	0.452	19	0.05	0.310
				6001	8.93	100.000

(%โดยน้ำหนัก)

(Pretreated oil)

รูปที่ ข.2 แสดงตัวอย่างผลการวิเคราะห์องค์ประกอบในน้ำมันที่ลดกรดไขมันอิสระแล้วด้วยเทคนิค

TLC/FID

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ สกุล	นายกฤษ สมนึก	
รหัสประจำตัวนักศึกษา	4910120001	
วุฒิการศึกษา		
วุฒิ	ชื่อสถาบัน	ปีที่สำเร็จการศึกษา
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต (วิศวกรรมเครื่องกล)	มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์	2546

ทุนการศึกษา (ที่ได้รับในระหว่างการศึกษา)

ทุนการศึกษาประเภททุน โครงการศึกษากันกุฎิ ระดับปริญญาโท คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

การตีพิมพ์เผยแพร่ผลงาน

กฤษ สมนึก, กำพล ประทีปชัยกูร, วรวิธ วิสุทธิเมธางกูร และ สุกฤทธิรา รัตนวิไล. 2008. "การหาสถานะที่เหมาะสมที่สุดในการลดครดไขมันอิสระจากน้ำมันปาล์มดิบชนิดหีบรวมสำหรับกระบวนการเอสเทอร์รีฟิเคชันแบบต่อเนื่อง ด้วยวิธีพื้นผิวผลตอบสนอง". การประชุมทางวิชาการเสนอผลงานวิจัยระดับบัณฑิตศึกษา มหาวิทยาลัยขอนแก่น ครั้งที่ 10, 18 มกราคม 2008. จังหวัดขอนแก่น.