

ส่วนที่ 1 หน้าปก

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

การผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง
Continuous ethyl ester production from palm oil using static mixer reactor

หัวหน้าโครงการ

ดร.กฤษ สมนึก

ผู้ร่วมงานวิจัย

รศ.กำพล ประทีปชัยกูร

นักศึกษา

กิจภูมิ วิจิตรโสภา

โครงการวิจัยนี้ได้รับทุนสนับสนุนจาก งบประมาณแผ่นดิน
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์
ประจำปีงบประมาณ 2558 รหัสโครงการ ENG570123c

ส่วนที่ 2 เนื้อหา

ชื่อโครงการ (ภาษาไทย)	การผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มด้วยเครื่องปฏิกรณ์ทอผสมแบบต่อเนื่อง
ชื่อโครงการ (ภาษาอังกฤษ)	Continuous ethyl ester production from palm oil using static mixer reactor
ชื่อแผนงานวิจัย (ภาษาไทย)	พลังงานทดแทนจากน้ำมันปาล์มเพื่อชุมชน
ชื่อแผนงานวิจัย (ภาษาอังกฤษ)	Alternative energy from palm oil for the community
คณะนักวิจัย และหน่วยงานต้นสังกัด (คณะ/ภาควิชาหรือหน่วยงาน)	
หัวหน้าโครงการ ดร.กฤษ สมนึก	
ผู้ร่วมงานวิจัย	รศ.กำพล ประทีปชัยกูร
นักศึกษา	กิจภูมิ วิจิตรโสภา
หน่วยงาน	ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ หาดใหญ่

สารบัญ

	หน้า
สารบัญ	(3)
รายการตาราง	(5)
รายการรูปประกอบ	(6)
กิตติกรรมประกาศ	(7)
บทที่	
1 บทนำ	1
1.1 บทนำต้นเรื่อง	1
1.2 การตรวจเอกสาร	3
1.3 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	5
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	5
1.5 ขอบเขตของงานวิจัย	5
2 ทฤษฎี	7
2.1 ปาล์มน้ำมัน	7
2.2 การผลิตน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์	7
2.2.1 วิธีทางกายภาพ	7
2.2.2 วิธีทางเคมี	8
2.3 แอลกอฮอล์	8
2.3.1 เอทิลแอลกอฮอล์	8
2.3.2 กระบวนการผลิตเอทานอล	9
2.3.3 เมทิลแอลกอฮอล์	9
2.3.4 คุณสมบัติทางกายภาพของเอทิลแอลกอฮอล์และเมทิลแอลกอฮอล์	10
2.4 กระบวนการทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	10
2.5 ตัวแปรที่มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	11
2.5.1 อัตราส่วนระหว่างแอลกอฮอล์กับน้ำมัน	11
2.5.2 ชนิดและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา	11
2.5.3 เวลาและอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา	11
2.5.4 เวลาในการทำปฏิกิริยา	11
2.6 ประเภทของเครื่องปฏิกรณ์	11
2.6.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ	11
2.6.2.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง	12
2.6.2.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อต่อเนื่อง	12
2.7 ข้อดีและข้อด้อยระหว่างการใช้ใบกวนกับการใช้ท่อผสมสติด	12
3 การออกแบบท่อผสมสติดแบบต่อเนื่อง	14
3.1 ชุดทดสอบกระบวนการผลิตเอทิลเอสเตอร์	14
3.2 ผลการออกแบบระยะความยาวท่อผสมแบบสติดในระดับห้องปฏิบัติการ	14
4 อุปกรณ์และการดำเนินการวิจัย	17
4.1 เครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสติด	17
4.2 วัตถุประสงค์และสารเคมี	19

สารบัญ

	หน้า
4.3 การวางแผนการทดลอง	21
4.4 ขั้นตอนการทดลอง	22
4.4.1 การทดลองกระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยเอทานอล	22
4.5 การวิเคราะห์ตัวอย่าง	23
4.6 การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง	23
4.7 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง	24
5 ผลการทดลองและการอภิปรายผล	25
5.1 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของปริมาณกรดไขมันอิสระ	25
5.2 สภาวะที่เหมาะสมของการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิต	27
5.2.1 กราฟ contour ของเอทิลเอสเทอร์ ที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$	29
5.2.2 การเปรียบเทียบตัวแปรอิสระด้วยวิธีการทับซ้อนของกราฟ contour ของเอทิลเอสเทอร์	30
5.3 คุณสมบัติของไบโอดีเซลจากกระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมสถิต	33
5.4 การแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล	34
5.5 การแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง และการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ	36
5.5.1 การแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง	36
5.5.2 การล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ	37
6 สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ	40
6.1 สรุปผลการทดลอง	40
6.1.1 สภาวะที่เหมาะสมของการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิต	40
6.1.2 คุณสมบัติของเอทิลเอสเทอร์	40
6.1.3 การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล	41
6.2 ข้อเสนอแนะ	41
บรรณานุกรม	42
ภาคผนวก	44
ก แบบของชุดทดลอง	45
ข ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลอง	56
ค การเผยแพร่ผลงานทางวิชาการ	59
ง ข้อมูลบัณฑิตบัณฑิตนักศึกษา	75
จ เป้าหมาย ผลผลิต ตัวชี้วัด และผลการดำเนินงานโครงการวิจัย	79
ฉ อบรมการถ่ายทอดเทคโนโลยีไบโอดีเซลจากน้ำมันทอดและน้ำมันปาล์มดิบสู่ชุมชน	82

รายการตาราง

ตารางที่		หน้า
1.1	ราคาเฉลี่ยของเอทานอลเมื่อแปลงเป็นเงินบาท	2
1.2	สรุปการตรวจเอกสารของเงื่อนไขที่เหมาะสมในการผลิตเอทิลเอสเตอร์ของที่มีวิจัยต่างๆ	6
2.1	คุณสมบัติทางกายภาพของเอทิลแอลกอฮอล์และเมทิลแอลกอฮอล์	10
2.2	ลักษณะการทำงาน ข้อดี และการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและแบบต่อเนื่อง	12
2.3	ข้อเปรียบเทียบระหว่างการใช้ไบโกลวนและท่อผสมแบบสถิต	13
3.1	การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารผสมตั้งแต่ 1 ถึง 10 เมตร	16
4.1	ชื่ออุปกรณ์ของเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต	19
4.2	องค์ประกอบของกรดไขมันของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์	20
4.3	องค์ประกอบทางกายภาพของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์	20
4.4	แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ	22
4.5	แผนการทดลองที่สภาวะต่างๆ	22
4.6	แสดงขอบเขตเงื่อนไขการทดลองของตัวแปรอิสระ	24
5.1	ผลการทดลองที่สภาวะต่างๆ	26
5.2	ค่าสัมประสิทธิ์และ p-value ของสมการทำนายความสัมพันธ์	26
5.3	การวิเคราะห์ ANOVA สำหรับสมการทำนายความสัมพันธ์	27
5.4	เงื่อนไขที่ถูกเลือกเพื่อผลิตเอทิลเอสเตอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์	28
5.5	องค์ประกอบของเอทิลเอสเตอร์ของเงื่อนไขที่ถูกเลือกในกรณีทดลองจริง	28
5.6	ผลการทดลองเปรียบเทียบกับมาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน พ.ศ. 2549	33
5.7	ผลการทดลองเปรียบเทียบกับมาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์	34
5.8	อัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ กรณี C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$	35

รายการรูปประกอบ

รูปที่		หน้า
2.1	แผนผังการผลิตเมทานอลจากก๊าซธรรมชาติ	9
2.2	ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน	10
3.1	แผนผังกระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต	14
3.2	รูปทรงของแผ่นบิตที่ใช้ติดตั้งภายในท่อสแตนเลสของชุดท่อผสมแบบสถิต	15
4.1	เครื่องผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต พร้อมกับระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบกะ (ด้านหน้า)	17
4.2	เครื่องผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต พร้อมกับระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบกะ (ด้านหลัง)	18
5.1	กราฟ contour ของความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$	
	(ก) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์	30
	(ข) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวของท่อผสมแบบสถิต	30
	(ค) ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวของท่อผสมแบบสถิต	30
	เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$	
	(ง) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์	30
	(จ) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวของท่อผสมแบบสถิต	30
	(ฉ) ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวของท่อผสมแบบสถิต	30
5.2	วิธีการทับซ้อนระหว่างกราฟ contour ของความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ (แสดงด้วยเส้นเต็ม “—”) และ $75^{\circ}C$ (แสดงด้วยเส้นประ “- - -”)	
	(ก) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์	32
	(ข) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวของท่อผสมแบบสถิต	32
	(ค) ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวของท่อผสมแบบสถิต	32
5.3	ลักษณะการแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล กรณี C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ อัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์คือ	
	(ก) 0.9:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ข) 1.7:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ค) 2.6:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ง) 2.8:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(จ) 3.8:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ฉ) 4.3:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ช) 6.5:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ซ) 6.6:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
	(ณ) 7.2:1 vol. %: g.L ⁻¹	36
5.4	ถังแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง	37
5.5	แผนผังชุดกระบวนการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ	39

กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณผู้วิจัยร่วมทุกท่านที่มีส่วนทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดี ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ ที่สนับสนุนสถานที่และเครื่องมือสำหรับการทำวิจัย และขอขอบคุณมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่สนับสนุนทุนวิจัยที่ได้รับทุนอุดหนุนการวิจัยจากมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ สัญญาเลขที่ ENG570123c มา ณ ที่นี้ด้วย

บทคัดย่อ

การศึกษานี้เป็นการศึกษากระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสเถิต เพื่อหาสภาวะเงื่อนไขการผลิตที่เหมาะสมด้วยวิธี response surface methodology (RSM) ใช้การออกแบบการทดลองแบบ central composite design (CCD) มี 3 ตัวแปรอิสระมี 5 ระดับของ code ตัวแปร คือ ปริมาณเอทานอล ($11.4 \leq A \leq 78.6$ vol.%) ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($7 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹) และความยาวท่อผสมแบบสเถิต เท่ากับ ($0 \leq L \leq 10$ m) โดยควบคุมอุณหภูมิของสารละลาย potassium ethoxide (C₂H₅KO) เท่ากับ 30°C และ 75°C เพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมและรูปแบบของสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระที่มีผลต่อค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ พบว่า กรณีการใช้อุณหภูมิของ C₂H₅KO เท่ากับ 30°C คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 12.7 g.L⁻¹ และความยาวท่อผสมแบบสเถิต เท่ากับ 6 เมตร (เวลาทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสเถิตประมาณ 60 วินาที) และกรณีการใช้อุณหภูมิของ C₂H₅KO เท่ากับ 75°C คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 44.8 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 11.4 g.L⁻¹ และความยาวท่อผสมแบบสเถิต เท่ากับ 4 เมตร สามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์ให้มีค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ผ่านตามมาตรฐานคือ 96.5 wt.% และการใช้อุณหภูมิของ C₂H₅KO เท่ากับ 75°C ที่เงื่อนไขดังกล่าว ส่งผลต่อปริมาณการใช้สารเคมีทั้ง เอทานอล และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ลดปริมาณการใช้ลงเล็กน้อย อีกทั้งเป็นการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนเพื่อควบคุมอุณหภูมิของเอทานอลในระหว่างปฏิกิริยา ด้านคุณสมบัติของเอทิลเอสเทอร์ เงื่อนไขที่ถูกเลือก กรณีการใช้ อุณหภูมิของ C₂H₅KO เท่ากับ 30°C โดยนำมาใช้เป็นเงื่อนไขเพื่อผลิตน้ำมันไบโอดีเซลและนำไปวิเคราะห์ ตามกำหนด ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน) พ.ศ. 2549 และตามกำหนด ลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ของกรมไชนัน พ.ศ. 2556 พบว่า ที่เงื่อนไขดังกล่าวสามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ผ่านมาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน พ.ศ. 2549 และมีค่าความบริสุทธิ์ของ ค่าเอสเทอร์สูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์คือ 96.5 wt.% ปัญหาที่ได้พบในการใช้เอทานอลในการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอริฟิเคชันคือการแยกชั้นของกลีเซอรอล ซึ่งบางเงื่อนไขจะไม่แยกชั้น และทำให้ล้างได้ยากทำให้ได้ปริมาณผลได้ (yield) น้อย ซึ่งคาดว่าอัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ มีผลต่อการแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล

ABSTRACT

In this study, the continuous ethyl ester production from refined palm oil (RPO) using static mixer reactor was optimized with response surface methodology (RSM) with 5-level and 3-factor central composite design (CCD). Three parameters: ethanol ($11.4 \leq A \leq 78.6$ vol.%), KOH ($7 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹), length of static mixer ($0 \leq L \leq 10$ m) and 30°C and 75°C of potassium ethoxide (C₂H₅KO) temperature, were optimized to determine the suitable condition and predicted model of relationship between parameters and ethyl ester purity. The results showed that 45.3 vol.% ethanol, 12.7 g.L⁻¹ KOH and 6 m length of static mixer (for 30°C C₂H₅KO), 44.8 vol.% ethanol, 11.4 g.L⁻¹ KOH and 4 m length of static mixer (for 75°C C₂H₅KO), can converted to over 96.5 wt.% of ester purity. In the case of 75°C of C₂H₅KO, the chemical consumptions: ethanol and KOH was slightly decreased when compared with 30°C of C₂H₅KO. Moreover, the energy consumption is formed during reaction to maintain the temperature of ethanol. In the ethyl ester properties, the appropriate condition of 30°C of C₂H₅KO was selected to produce the biodiesel. Its fuel properties meet the standard specification of FAME B100 for agricultural engines (biodiesel for communities), and the purity of ester is more than 96.5 wt.%, which its purity meet the standard specification of biodiesel, FAME B100 (commercial-based biodiesel). The glycerol separation problem was founded when the glycerides in RPO were transesterified with ethanol. The glycerol phase not appear in the bottom of products of some conditions, as the results, the less yield of biodiesel will obtain after purification process. Which is expected that the presupposition of the difficulty of glycerol and crude biodiesel phase separation is the ratios of ethanol to KOH or concentrations of C₂H₅KO.

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำตั้งเรื่อง

ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทางเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากปริมาณเชื้อเพลิงฟอสซิลกำลังลดลงและอาจจะหมดไปในอนาคต ดังนั้นไบโอดีเซลถือเป็นทางเลือกหนึ่งที่จะมาทดแทนน้ำมันดีเซลได้ กระบวนการผลิตไบโอดีเซลคือการนำน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์มาทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันกับแอลกอฮอล์โดยใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เพื่อเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบภายในน้ำมัน เช่น ไตรกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์ และโมโนกลีเซอไรด์เป็นเอสเทอร์ กระบวนการผลิตไบโอดีเซลนั้น สิ่งที่ขาดไม่ได้คือ แอลกอฮอล์ แอลกอฮอล์ที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลทั่วไปเป็นเมทานอล เป็นของเหลวใส ระเหยได้ เป็นผลพลอยได้จากกระบวนการทางกลั่นปิโตรเคมี จึงมีความเป็นพิษต่อร่างกายสูงถึงขั้นเสียชีวิตได้ และแอลกอฮอล์อีกชนิดหนึ่งซึ่งมีคุณสมบัติใกล้เคียงกับเมทานอล คือ เอทานอล เป็นของเหลวใส ระเหยได้ ไวไฟสูง สามารถละลายน้ำได้ ได้จากการหมักพืช เช่น อ้อย มันสำปะหลัง ข้าวโพด เป็นน้ำตาลแล้วเปลี่ยนน้ำตาลให้เป็นแอลกอฮอล์ ดังนั้นเอทานอลสามารถกินได้ เชื้อเพลิงจากเอทานอลเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมและในอนาคตราคาเอทานอลมีแนวโน้มที่จะลดลง

จากความพยายามในการวิจัยค้นคว้าหาเชื้อเพลิงดีเซลทางเลือกใหม่ ซึ่งเป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อม และสามารถสร้างทดแทนใหม่ได้ เพื่อที่จะใช้ในการทดแทนน้ำมันดีเซลในระยะยาว ปัจจัยเหล่านี้จึงเป็นที่มาของน้ำมันดีเซลจากไตรกลีเซอไรด์ที่ได้มาจากน้ำมันพืชหรือน้ำมันจากไขมันสัตว์ ไตรกลีเซอไรด์นั้นสามารถนำมาใช้ในเครื่องยนต์ดีเซลได้ แต่เนื่องจากมีคุณสมบัติบางอย่างที่ไม่เหมาะสำหรับการนำไปใช้โดยตรง ซึ่งอาจส่งผลกระทบต่อเครื่องยนต์ดีเซลในระยะยาวจึงต้องเปลี่ยนโครงสร้างของไตรกลีเซอไรด์โดยใช้ปฏิกิริยาทรานส์-เอสเทอร์ริฟิเคชันซึ่งเป็นการทำปฏิกิริยาระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับแอลกอฮอล์โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาจะได้เอสเทอร์ หรือที่เรียกอีกชื่อหนึ่งว่า ไบโอดีเซล ที่มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล มีงานวิจัยที่เกี่ยวกับเทคโนโลยีในการผลิตไบโอดีเซลที่ใช้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ได้สรุปไว้ว่าการใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีข้อดีคือ ได้ผลิตภัณฑ์เอสเทอร์สูงและเร่งปฏิกิริยาได้เร็วกว่าการใช้กรด แต่น้ำมันที่ใช้ควรมีค่ากรดไขมันอิสระน้อยกว่า 1 wt.% หากน้ำมันมีค่ากรดไขมันอิสระสูงจะทำให้ได้ผลิตภัณฑ์เอสเทอร์น้อยลง และเกิดปฏิกิริยาสะปอนิฟิเคชันทำให้เกิดสบู่มากขึ้นด้วย ซึ่งในงานวิจัยนี้ได้ใช้น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ซึ่งมีค่ากรดไขมันอิสระต่ำมาใช้เป็นวัตถุดิบเพื่อนำไปผลิตเป็นไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน

โดยทั่วไปการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจะใช้ถังปฏิกรณ์ CSTR (continuous stirred tank reactor) ซึ่งมีข้อดีหลายประการเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการแบบต่อเนื่องโดยใช้ท่อผสมดังนั้น วัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้คือ ใช้ท่อผสม (static mixer) เร่งปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันของกระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์แบบต่อเนื่อง ซึ่งท่อผสมประกอบด้วยท่อ (pipe) และไส้ท่อ (element) ไส้ท่อเป็นอุปกรณ์ที่ไม่มีการเคลื่อนที่ จะอยู่ภายในท่อที่มีของเหลวไหลผ่านเพื่อทำให้เกิดการผสม ข้อดีของท่อผสมเมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการผสมด้วยถังกวนคือ ใช้พื้นที่ติดตั้งน้อยกว่าเพราะมีขนาดเล็ก ใช้พลังงานในการทำงานน้อยกว่า ใช้เวลาในการผสมน้อยกว่า และสะดวกในการบำรุงรักษา

งานวิจัยนี้ได้ศึกษาถึงกระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์แบบต่อเนื่องโดยใช้เอทานอล ซึ่งงานวิจัยโดยส่วนใหญ่จะใช้เมทานอลเพราะเมทานอลทำปฏิกิริยาได้เร็วกว่า และมีราคาถูกกว่า แต่ราคาของเมทานอลจะขึ้นอยู่กับราคาของปิโตรเลียมซึ่งมีแนวโน้มว่าจะสูงขึ้นเรื่อยๆ ในขณะที่ประเทศไทยสามารถผลิตเอทานอลจากวัตถุดิบทางการเกษตรที่เพาะปลูกภายในประเทศได้อย่างเพียงพอจนสามารถส่งออกได้ตามรายงานสถานการณ์เอทานอลปี 2558 และแนวโน้มปี 2559 (ธนาคารแห่งประเทศไทย, 2016) ระบุว่า การผลิตเอทานอลไทยเป็นอันดับ 6 ของโลก มีโรงงานเอทานอลที่เปิดดำเนินการแล้ว 21 แห่ง มีกำลังการผลิตรวม 4.4 ล้านลิตรต่อวัน แบ่งเป็นกำลังการผลิตที่ผลิตจากกากน้ำตาล 2.8 ล้านลิตรต่อวัน จากน้ำอ้อย 0.2 ล้านลิตรต่อวัน และจากมันสำปะหลัง 1.4 ล้านลิตรต่อวัน โดยมีโรงงานที่อยู่ระหว่างก่อสร้างเพื่อเตรียมเปิดดำเนินการอีก 2 แห่ง กำลังการผลิตรวม 1.2 ล้านลิตรต่อวัน ซึ่งหากดำเนินการครบทุกแห่งจะทำให้มีกำลังการผลิตรวมทั้งสิ้น 5.6 ล้านลิตรต่อวัน ปี 2558 พบว่าการผลิตเอทานอลของไทยมีปริมาณ 1,173.8 ล้านลิตร หรือเฉลี่ย 3.2 ล้านลิตรต่อวัน คิดเป็น 72.7% ของกำลังการผลิตโดยรวม เพิ่มขึ้นจากปีก่อน 3.2% โดยเป็นเอทานอลที่ผลิตจากกากน้ำตาล 759.2 ล้านลิตร น้ำอ้อย 68.6 ล้านลิตร และมันสำปะหลัง 346.0 ล้านลิตร คิดเป็นสัดส่วน 64.7:5.8:29.5 ตามลำดับ นอกจากนี้ยังมีการขออนุญาตนำน้ำอ้อยมาผลิตเอทานอลอย่างต่อเนื่อง เนื่องจากน้ำตาลมีราคาต่ำ และการใช้เชื้อเพลิงจากเอทานอล ปริมาณการใช้แก๊สโซฮอล์ในปี 2558 พบว่ามีปริมาณอยู่ที่ 9,130.9 ล้านลิตร เพิ่มขึ้นจากปีก่อน 14% เนื่องจากราคาน้ำมันโดยรวมปรับลดลง ทำให้ประชาชนนิยมขับรถไปเที่ยวตามสถานที่ต่างๆมากขึ้น โดยมีการใช้แก๊สโซฮอล์กลุ่ม E10 E20 และ E85 คิดเป็น 82.7% 16.5% และ 0.8% ตามลำดับ เนื่องจากราคาเอทานอลของไทยอยู่ในระดับราคาที่สูง เมื่อเทียบกับประเทศอื่นๆ ดังแสดงในตารางที่ 1.1 สวนทางกับราคาน้ำมันดิบที่อยู่ในระดับต่ำ จึงทำให้ผู้ค้าน้ำมันรายใหญ่ปรับลดสัดส่วนการนำเอทานอลไปผลิตเป็นแก๊สโซฮอล์ ทำให้ปริมาณการใช้เอทานอลเฉลี่ยอยู่ที่ประมาณ 3.2 ล้านลิตรต่อวัน

ตารางที่ 1.1 ราคาเฉลี่ยของเอทานอลเมื่อแปลงเป็นเงินบาท (บาทต่อลิตร)

ประเทศ	พ.ศ. 2555	พ.ศ. 2556	พ.ศ. 2557	พ.ศ. 2558
ไทย	20.80	25.40	27.22	26.50
สหรัฐฯ	20.52	21.51	22.09	16.94
บราซิล	19.61	19.05	19.55	15.34

ดังนั้น งานวิจัยนี้มีสองประเด็นหลักๆที่ต้องการศึกษา คือ (1) ต้องการพัฒนาระบบการผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์แบบต่อเนื่องซึ่งโดยทั่วไปจะใช้เครื่องปฏิกรณ์ถังกวนแบบต่อเนื่อง (continuous stirred tank reactor, CSTR) แต่ในงานวิจัยนี้ได้นำท่อผสมแบบสถิต (static mixer) มาประยุกต์ใช้แทนใบกวน เพื่อต้องการศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตเอทิลเอสเทอร์เมื่อใช้ท่อผสมแบบต่อเนื่อง (2) การใช้เอทานอลซึ่งเป็นแอลกอฮอล์ที่สามารถผลิตได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรที่เพาะปลูกภายในประเทศและเหลือเพียงพอจนสามารถส่งออกได้ ซึ่งจะทำให้ประเทศสามารถสร้างสมดุลและความมั่นคงของพลังงานภายในประเทศ และจะช่วยพัฒนาประเทศไปสู่การพึ่งพาตนเองในด้านพลังงานได้มากยิ่งขึ้น ดังนั้นการใช้เอทานอลจึงเป็นทางเลือกหนึ่งเพื่อทดแทนการใช้เมทานอลในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่นิยมในปัจจุบัน เนื่องจากมีราคาถูกกว่า (Verma and Sharma, 2016)

1.2 การตรวจเอกสาร

สำหรับการวิจัยในการนำเอาน้ำมันพืชและไขมันสัตว์มาใช้ทดแทนน้ำมันดีเซลนั้นได้มีการทำงานวิจัยกันอย่างกว้างขวางทั้งในประเทศและต่างประเทศ ทำให้มีข้อมูลพื้นฐานที่ดีสำหรับการทำการวิจัยในเรื่องนี้ โดยได้แบ่งเอกสารที่เกี่ยวข้องนี้ออกเป็น 4 ส่วนหลักๆ คือ การทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งประเภทเบส การผลิตเอทิลเอสเทอร์ด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาเบส การผลิตไบโอดีเซลด้วยท่อผสม และการหาสถานะที่เหมาะสมของกระบวนการผลิต ดังนี้

การทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งประเภทเบส ซึ่งเป็นปฏิกิริยาโดยทั่วไปที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล มีที่มวิจัยที่ศึกษาเกี่ยวกับการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาดังกล่าวหลายที่มวิจัย เช่น การผลิตเมทิลเอสเทอร์ด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาเบส ไตรกลีเซอไรด์ที่ใช้เป็นวัตถุดิบต้องมีค่าความเป็นกรด (acid value) ต่ำกว่า 1 wt.% หากสูงกว่าอาจแก้ไขโดยการเพิ่มปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาเบสนอกเหนือจากการทำให้เป็นกลาง (neutralize) แต่จะสูญเสียปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ในชั้นกลีเซอรอลสูงขึ้น ซึ่งอาจทำให้เกิดเจลในชั้นของเมทิลเอสเทอร์ซึ่งเกิดจากปฏิกิริยาสปอนิฟิเคชัน (sponification) ทำให้เกิดสบู ซึ่งอาจเกิดจากกรดไขมันอิสระที่ใช้มีปริมาณน้ำผสมอยู่มากกว่า 0.1 wt.% สบูที่เกิดขึ้นจะเป็นสารอิมัลซิฟายเออร์ทำให้กลีเซอรอลแขวนลอยอยู่ในชั้นเมทิลเอสเทอร์มากขึ้น ส่งผลให้การแยกชั้นของกลีเซอรอลด้วยแรงโน้มถ่วงทำได้ยากขึ้น สามารถแก้ไขได้จากการทำปฏิกิริยาเอสเทอร์ริฟิเคชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยากรด เพื่อลดค่าความเป็นกรดของไตรกลีเซอไรด์ให้ต่ำกว่า 1 wt.% แล้วจึงสามารถนำไปเข้ากระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์ด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาเบส เช่นเดิมได้ (Wright *et al.*, 1944; Cvenegroš and Považanec, 1995) ซึ่งที่มวิจัยของ Cvenegroš and Považanec (1995) ทำการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมัน rapeseed โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ได้กำจัดสบูของเกลือโซเดียมโดยใช้กรดฟอสฟอริก ละลายสบูให้เป็นกรดไขมัน และ Saka and Kusdiana (2001) ได้ศึกษาผลของปริมาณน้ำและกรดไขมันอิสระในน้ำมันพืชที่มีผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ในสถานะเมทานอลเหนือวิกฤต เปรียบเทียบกับการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทที่เป็นกรด คือ กรดซัลฟิวริก และตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทที่เป็นเบส คือ โซเดียมไฮดรอกไซด์ พบว่าปริมาณน้ำและกรดไขมันอิสระที่สูงขึ้นมีผลต่อปริมาณเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากกระบวนการตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทเบส แต่ไม่มีผลต่อกระบวนการเมทานอลสถานะเหนือวิกฤต โดยปริมาณน้ำจะมีผลต่อตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทที่เป็นกรดมากกว่าเบส เนื่องจากจะทำให้เกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสของน้ำมันพืชมากขึ้น ส่วนปริมาณกรดไขมันอิสระจะมีผลต่อตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทเบสมากกว่า เนื่องจากกรดไขมันอิสระจะทำปฏิกิริยากับเบสทำให้เกิดปฏิกิริยาสปอนิฟิเคชัน จากงานวิจัยในหัวข้อนี้ประเด็นที่สำคัญคือน้ำมันที่จะนำมาผลิตไบโอดีเซลจะต้องมีค่ากรดไขมันอิสระน้อยกว่า 1 wt.% ถ้าน้ำมันยังมีค่ากรดไขมันอิสระมากขึ้นจะทำให้ได้ปริมาณเมทิลเอสเทอร์น้อยลง

การผลิตเอทิลเอสเทอร์ด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาเบส งานวิจัยส่วนใหญ่จะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเบส คือ โซเดียมไฮดรอกไซด์ และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ข้อจำกัดของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส คือ ปริมาณกรดไขมันอิสระ และปริมาณน้ำ อัตราการเกิดเอทิลเอสเทอร์ขึ้นอยู่กับตัวแปรอิสระคือ อัตราส่วนโดยโมลของเอทานอลต่อน้ำมัน ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส ประเภทของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส อุณหภูมิปฏิกิริยา และความรุนแรงในการผสม ซึ่งได้แสดงสถานะที่เหมาะสมของการผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันชนิดต่าง ๆ ดังแสดงในตารางที่ 1.2 โดยนักวิจัยส่วนใหญ่สรุปผลไปในทิศทางเดียวกันว่า อัตราส่วนโดยโมลของเอทานอลต่อน้ำมัน และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา มีนัยสำคัญต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยาของเอทิลเอสเทอร์ โดยสามารถสังเกตเบื้องต้นหลังจากทำปฏิกิริยาเสร็จสิ้นแล้ว คือ อัตราส่วนโดยโมล ของเอทานอลต่อน้ำมันต่ำและปริมาณ

ตัวเร่งปฏิกิริยาต่ำเช่นกัน สารผสมจะไม่แยกชั้นเป็นไบโอดีเซล ดังนั้นนักวิจัยเชื่อว่า การเพิ่มอัตราส่วนโดยโมลของเอทานอลต่อน้ำมันสูงกว่า 12:1 กลีเซอรอลจะไปแขวนลอยอยู่ในเอสเทอร์ ทำให้ยากต่อการแยกกลีเซอรอลออกจากสารผสม

งานวิจัยที่ศึกษาการใช้ท่อผสม (static mixer) ในการผลิตไบโอดีเซลส่วนมากจะใช้ในการผสมน้ำมันกับสารเคมีก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ (pre-mixing process) การวิจัยที่ใช้เพียงท่อผสมอย่างเดียวมีจำนวนน้อยมาก เช่น ทีมวิจัยของ Thompson and He (2007) ศึกษาความเป็นไปได้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันคาโนลา (canola oil) ด้วยท่อผสมแบบหมุนวน โดยกล่าวถึงตัวแปรที่สำคัญ คือ อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา อัตราการไหลของของไหล เวลาในการทำปฏิกิริยาและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา พบว่า เงื่อนไขที่ทำให้ค่ากลีเซอรไรด์ต่ำสุด คือ อุณหภูมิ 60°C และ 1.5 wt.% of NaOH (25wt.% solution in MeOH) ที่เวลาทำปฏิกิริยา 30 นาที เป็นสภาวะที่เหมาะสม Alamsyah *et al.* (2010) ได้เปรียบเทียบท่อผสมกับการกวนผสมของการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน พบว่า ท่อผสมสามารถผลิตเมทิลเอสเทอร์ได้ 95.5 wt.% ได้เร็วกว่าการกวนผสม ที่เงื่อนไข อุณหภูมิ 65°C อัตราส่วนโดยโมล 1:10.5 (TG:MeOH) และ 1wt.% of KOH ที่เวลา 5 นาที และ Sungwornpransakul *et al.*, (2013) ศึกษาการเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยการเปรียบเทียบวิธีการผลิตจากการกวนด้วยแม่เหล็ก (mechanical mixer) กับแบบท่อผสม (static mixer) โดยใช้ไขมันข้าวโพดกับเมทานอล และใช้ KOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ที่อุณหภูมิ 26-30°C เวลาทำปฏิกิริยา 30 นาที สรุปได้ว่า การใช้ static mixer ช่วยลดเวลาในการผลิตได้ เวลาในกระบวนการผลิตยังขึ้นอยู่กับอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา ที่อุณหภูมิสูงปฏิกิริยาก็จะเกิดได้เร็ว และขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา หมายถึง ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาสูงจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาเร็วขึ้นด้วย

มีงานวิจัยที่ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีการออกแบบทดลองต่างๆ เพื่อต้องการผลของตัวแปรอิสระต่อการผลิตไบโอดีเซล เช่น ทีมวิจัยของ Crabbe *et al.*, (2001) ได้ศึกษาตัวแปรอิสระ 3 ตัวแปร ที่มีผลต่อปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบ ด้วยวิธีทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน คือ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมันปาล์ม ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา และอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา จากการศึกษาพบว่า ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุด คือ อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลกับน้ำมันเท่ากับ 40:1 ใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา 5 vol.% และทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 95°C เป็นเวลา 9 ชั่วโมง จะได้เมทิลเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์เท่ากับ 97% และทีมวิจัยของ Ghadge and Raheman (2005) ได้ศึกษาการหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนจากน้ำมัน mahua โดยใช้วิธี response surface methodology, RSM ขั้นตอนแรกได้หาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1 wt.% มีตัวแปรอิสระคือ เมทานอล กรดซัลฟิวริก และเวลาในการทำปฏิกิริยาพบว่าสภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 32 vol.% กรดซัลฟิวริก 1.24 wt.% และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 1.26 ชั่วโมง ที่อุณหภูมิ 60°C และนำไปผลิตไบโอดีเซลต่อด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุดคือ เมทานอล 25 vol.% โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 0.7 wt.% ได้ไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์ 98% และทีมวิจัยของ Tiwari *et al.*, (2007) ได้ศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันสบู่ดำ โดยวิธี RSM ขั้นตอนแรกได้หาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการลดกรดไขมันอิสระให้มีค่าน้อยกว่า 1 wt.% มีตัวแปรอิสระคือ เมทานอล กรดซัลฟิวริก และเวลาที่ทำปฏิกิริยา พบว่าสภาวะที่เหมาะสมที่สุด คือ เมทานอล 28 vol.% กรดซัลฟิวริก 1.43 vol.% และใช้เวลาทำปฏิกิริยา 88 นาที ที่อุณหภูมิ 60°C และนำไปผลิตไบโอดีเซลต่อด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ภายใต้สภาวะที่เหมาะสมที่สุด คือ เมทานอล 16 vol.% โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (3.5+acid value, wt.% vol.⁻¹) และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 24 นาที ได้ไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์

มากกว่า 99% จากงานวิจัยในหัวข้อนี้ทำให้ทราบถึงวิธีการออกแบบการทดลองเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในกระบวนการผลิตด้วยวิธีพื้นผิวผลตอบสนอง (response surface methodology, RSM) ซึ่งคาดว่าในงานวิจัยนี้จะนำวิธีการดังกล่าวมาออกแบบการทดลอง เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในกระบวนการผลิต แต่จากการสืบค้นฐานข้อมูลต่าง ๆ พบว่า ยังไม่มีผู้วิจัยเกี่ยวกับการผลิตเอทิลเอสเทอร์ด้วยท่อผสมแบบสลิตเพียงอย่างเดียว เพื่อผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ซึ่งท่อผสมมีข้อดีกว่าการผสมด้วยถังกวน คือ ใช้พื้นที่ติดตั้งน้อยกว่าเพราะมีขนาดเล็ก ใช้พลังงานในการทำงานน้อยกว่า ใช้เวลาในการผสมน้อยกว่า และสะดวกในการบำรุงรักษา (Leng *et al.*, 2008)

1.3 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.3.1 เพื่อออกแบบและสร้างระบบผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มชนิดกรดไขมันอิสระต่ำด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง

1.3.2 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มชนิดกรดไขมันอิสระต่ำด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง โดยมีการแปรค่าตัวแปรอิสระคือ ชนิดของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส ปริมาณของเอทานอล ความยาวท่อผสม และอัตราการไหลของน้ำมันปาล์ม

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 คาดว่าจะได้รับการเผยแพร่ผลงานในวารสารระดับนานาชาติ

1.4.2 คาดว่าชุมชน ภาคเอกชน หน่วยงานราชการ องค์กรปกครองส่วนท้องถิ่น สามารถนำไปใช้ได้

1.5 ขอบเขตของงานวิจัย

1.5.1 ออกแบบและสร้างระบบผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มชนิดกรดไขมันอิสระต่ำด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง

1.5.2 ออกแบบเพื่อศึกษาความเป็นไปได้ และทดสอบหาสภาวะที่เหมาะสมระบบผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มชนิดกรดไขมันอิสระต่ำด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง

ตารางที่ 1.2 สรุปการตรวจสอบเอกสารของเงื่อนไขที่เหมาะสมในการผลิตเอสเตอร์ของที่มีวิจัยต่างๆ

Feedstock	Equipment	Vol. reactor (mL)	EtOH : oil (mol.mol ⁻¹)	Catalyst loading (wt.%)	Temp. (°C)	Suitable condition	Yield (%)	Time (min)	Reference
Rapeseed oil	Batch reactor; 10000-20000 rpm stirrer	2000	6:1-7.5:1	0.89-1.33 (KOH)	25-65	25°C; 7.5:1; 1.33%; 10000 min ⁻¹	98.9	90	Stamenkovic <i>et al.</i> , (2011)
Castor oil	Mechanical shaker	-	9.65:1-12.35:1	1.33-2.17 (KOH)	30	11:1; 1.75%	80	90	Stamenkovic <i>et al.</i> , (2011)
Sunflower oil	Erlenmeyer flask	-	6:1	0.5-2.0 (KOH)	50	50°C; 1.0%	98.7	240	Stamenkovic <i>et al.</i> , (2011)
Fish oil	Flask; 35 kHz ultrasound	250	6:1	0.5-1.0 (KOH)	20, 60	60°C; 1% KOH	98	30	Stamenkovic <i>et al.</i> , (2011)
Castor oil	-	-	11:1	1.75 (KOH)	90	11:1	86.3	90	Stamenkovic <i>et al.</i> (2011)
Canola oil	Batch Parr reactor	600	6:1	1 (KOH)	50		95	120	Thompson and He (2007)
Used cooking oil	Batch Parr reactor	600	6:1	1 (KOH)	50		70	120	Thompson and He (2007)
Canola mixed with used cooking oil	Batch Parr reactor	600	6:1	1 (KOH)	50		90	120	Thompson and He (2007)
Used olive mixed with sunflower oil	Batch reactor; mechanical stirrer	1000	6:1-15:1	0.1-1.5 (NaOH;KOH; NaOCH ₃ ;KOCH ₃ /	35-78	60°C; 12:1; 1.0% KOH	72.5	30	Enchar <i>et al.</i> , (2007)
Used frying oil	-	-	12:1	1 (KOH)	60	12:1	72.5	120	Enchar <i>et al.</i> (2007)
Esterified crude palm oil	Flask; 2.45 GHz, 70W microwave	250	4.5:1-10.5:1	0-2 (KOH)	70	8.5:1; 1.5% KOH	85	5	Crabbe <i>et al.</i> , (2001)
Soybean oil	Flask; 600 rpm magnetic stirrer	500	12:1	1 (KOH)	30	12:1	94.6	60	Hem <i>et al.</i> , (2010)
Mixture of castor and soybean oil	Batch reactor; magnetic stirrer	50	5:7:1 and 18.8:1	0.17 ^a (KOH)	78	18.8:1	97	240	Li <i>et al.</i> , (2013)
Karanja oil	Flask; 600 rpm impeller	-	6:1	1 (KOH)	78	6:1	98	90	Bajju <i>et al.</i> (2009)
Brassica carinata oil	-	-	6:1	1.5 (KOH)	35	6:1	98	60	Bouaid <i>et al.</i> (2009)

บทที่ 2

ทฤษฎี

2.1 ปาล์มน้ำมัน

ปาล์มน้ำมัน (oil palm) เป็นพืชตระกูลปาล์มลักษณะลำต้นเดี่ยว ขนาดลำต้นประมาณ 12-20 นิ้ว เมื่ออายุประมาณ 1-3 ปี ลำต้นจะถูกหุ้มด้วยโคนกาบใบ แต่เมื่ออายุมากขึ้นโคนกาบใบจะหลุดร่วงเห็นลำต้นชัดเจน ผิวของลำต้นคล้ายๆ ต้นตาล ลักษณะใบเป็นรูปก้างปลา โคนกาบใบจะมีลักษณะเป็นซี่ คล้ายหนามแต่ไม่คมมาก เมื่อไปถึงกลางใบหนามดังกล่าวจะพัฒนาเป็นใบ การออกดอกเป็นพืชที่แยกเพศ คือต้นที่เป็นเพศผู้จะให้เกสรตัวผู้อย่างเดียว ต้นที่ให้เกสรตัวเมียจึงจะติดผล ลักษณะผลเป็นทะลายผลจะเกาะติดกันแน่นจนไม่สามารถสอดนิ้วมือเข้าไปที่ก้านผลได้ เวลาเก็บผลปาล์มจึงต้องใช้มีดงอเกี่ยวที่โคนทะลายแล้วดึงให้ขาด ก่อนที่จะตัดทะลายปาล์มต้องตัดทางปาล์มก่อนเพราะผลปาล์มจะตั้งอยู่บนทางปาล์ม กระบวนการตัดทาง(ใบ)ปาล์มและตัดเอาทะลายปาล์มลง เรียกรวมๆ ว่า ทางปาล์ม ปาล์มน้ำมันจัดเป็น พืชเศรษฐกิจ มีถิ่นกำเนิดอยู่ในทวีปแอฟริกา เป็นพืชที่ให้ผลผลิต น้ำมันต่อหน่วยพื้นที่สูงกว่าพืชน้ำมันทุกชนิด

สามารถนำมาแปรรูปทำเป็นทั้งในรูปแบบของน้ำมันพืชที่ใช้ในการประกอบอาหาร และใช้เป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมอาหารต่างๆ เช่น ขนมขบเคี้ยว บะหมี่กึ่งสำเร็จรูป นมข้นหวาน ครีมและเนยเทียม เป็นวัตถุดิบในการผลิตพลังงานทดแทน ไบโอดีเซลรวมถึงเป็นส่วนผสมในเพื่อช่วยลดการใช้ไขมันดีเซล เพิ่มความมั่นคงทางด้านพลังงานให้กับประเทศ อีกทั้งยังจะช่วยลดปัญหาผลกระทบทางด้านสิ่งแวดล้อมอีกด้วย และยังสามารถแปรรูปเป็น สบู่ ผงซักฟอก เครื่องสำอาง ผลิตภัณฑ์เคมีภัณฑ์ต่างๆ และอาหารสัตว์ นำใบปาล์มมาบดเป็นอาหารสัตว์ กะลาปาล์มเป็นวัตถุดิบเชื้อเพลิง ทะลายปาล์มใช้เพาะเห็ด และกระถางปลูกลงดินไปแล้วก็ช่วยในการดูดซับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ ในการช่วยลดภาวะโลกร้อนได้อีก (ปาล์มน้ำมัน, 2015)

2.2 การผลิตน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์

การกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม เป็นกระบวนการที่ทำให้น้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันเมล็ดในปาล์มดิบกลายเป็นน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์และน้ำมันเมล็ดในปาล์มบริสุทธิ์พร้อมสำหรับการบริโภค ซึ่งกระบวนการกลั่นสามารถแบ่งได้เป็น 2 วิธีการ คือ

2.2.1 วิธีทางกายภาพ

วิธีทางกายภาพ (physical or steam refining) เป็นกระบวนการกำจัดกรดไขมันอิสระโดยการผ่านไอน้ำเข้าไปในน้ำมันร้อน แล้วกลั่นแยกเอากรดไขมันอิสระและสารที่ให้กลิ่นให้ระเหยออกไป จึงเป็นการกำจัดกลิ่นและทำให้น้ำมันเป็นกลางพร้อมๆ กัน การกลั่นน้ำมันปาล์มโดยวิธีทางกายภาพ ทำได้โดยการเตรียมน้ำมันปาล์มดิบหรือน้ำมันเมล็ดในปาล์มดิบที่ไม่มีฟอสโฟลิปิด ที่ผ่านการกำจัดออกด้วยน้ำ แล้วทำปฏิกิริยาด้วยกรดฟอสฟอริก ความเข้มข้น 80-85% ประมาณ 0.05-0.2% ของน้ำมันปาล์มดิบผสมกับน้ำมันที่อุณหภูมิ 90-100°C ระยะเวลา 15-30 นาที จากนั้นจึงเติมผงฟอกสี (bleaching earth) ประมาณ 0.8-2.0% ของน้ำมันปาล์มดิบและฟอกสีภายใต้สภาวะสุญญากาศที่อุณหภูมิ 95-100°C ระยะเวลา 30-

45 นาที จากนั้นจึงนำน้ำมันปาล์มไปผ่านเข้าเครื่องกรอง ก็จะได้น้ำมันที่ไม่มีฟอสโฟลิปิด และทำการกลั่นโดยใช้ไอน้ำที่อุณหภูมิน้ำมัน 240-270°C ระยะเวลา 1-2 ชั่วโมง ภายใต้สภาพสุญญากาศ จะได้น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ (refined bleached and deodorized palm oil, RBD PO) หรือน้ำมันเมล็ดในปาล์มบริสุทธิ์ (refined bleached and deodorized palm kernel oil, RBD PKO)

2.2.2. วิธีทางเคมี

วิธีทางเคมี (chemical refining) เป็นกระบวนการกำจัดกรดไขมันอิสระโดยการใช้สารเคมี ที่นิยมคือ ใช้สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์หรือโซเดียมคาร์บอเนต ทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระในน้ำมัน ทำให้เกิดเป็นสบู่ จากนั้นแยกสบู่ออกโดยใช้วิธีการหมุนเหวี่ยง สำหรับความเข้มข้นของด่างที่ใช้ปริมาณมากหรือน้อยแปรผันไปตามปริมาณของกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์ม การกลั่นน้ำมันปาล์มด้วยสารละลายด่าง เริ่มต้นด้วยการให้ความร้อนแก่น้ำมันปาล์มดิบที่อุณหภูมิ 80-90°C แล้วเติมกรดฟอสฟอริก ความเข้มข้น 80-85% ในปริมาณ 0.05-0.2% จากนั้นจึงเติมสารละลายด่างซึ่งจะทำให้เกิดสบู่ และแยกสบู่ ออกด้วยเครื่องหมุนเหวี่ยง และล้างไขสบู่ด้วยน้ำ จากนั้นจึงให้ความร้อนแก่น้ำมันเพื่อเป็นการไล่น้ำให้ระเหยออก แล้วจึงนำน้ำมันมาฟอกสี และกำจัดกลิ่นด้วยไอน้ำ ก็จะได้น้ำมันปาล์ม (neutralized bleached and deodorized palm oil) เป็นน้ำมันปาล์มที่ผ่านการทำให้บริสุทธิ์แล้ว โดยจะแยกเป็นสองส่วนคือ ส่วนล่างมีลักษณะเป็นไขและส่วนบนมีลักษณะเป็นน้ำมันมีสีเหลืองอ่อนถึงเหลืองเข้ม เนื่องจากน้ำมันที่ได้มีคุณสมบัติทางเคมีและทางกายภาพบางประการที่ไม่เหมาะสมสำหรับการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์บางชนิด จึงได้มีการศึกษาการดัดแปรคุณสมบัติของน้ำมันปาล์มโดยใช้กระบวนการต่างๆ เพื่อให้สามารถนำไปใช้ในการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ได้หลากหลายชนิดมากขึ้น และมีผลผลิตที่เป็นผลพลอยได้ที่สำคัญ จากการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม คือ กรดไขมันปาล์ม (palm fatty acid distillate, PFAD) ซึ่งนิยมใช้เป็นวัตถุดิบในการทำสบู่ อาหารสัตว์ และใช้เป็นสารตั้งต้นในการสกัดกรดไขมันชนิดต่างๆ หรือการสกัดวิตามินอีในอุตสาหกรรมออร์โกลานิคอล (สำนักงานพัฒนาการวิจัยการเกษตร, 2003)

2.3 แอลกอฮอล์

แอลกอฮอล์ (alcohol) เป็นสารที่ประกอบด้วย carbon (C) hydrogen (H) และ hydroxy group (OH) หากมีคาร์บอน หนึ่งตัว ก็เรียกว่า methyl alcohol (CH₃-OH) คาร์บอนสองตัว ก็เรียกว่า ethyl alcohol (C₂H₅-OH) (มนตรี, 2015)

2.3.1 เอทิลแอลกอฮอล์

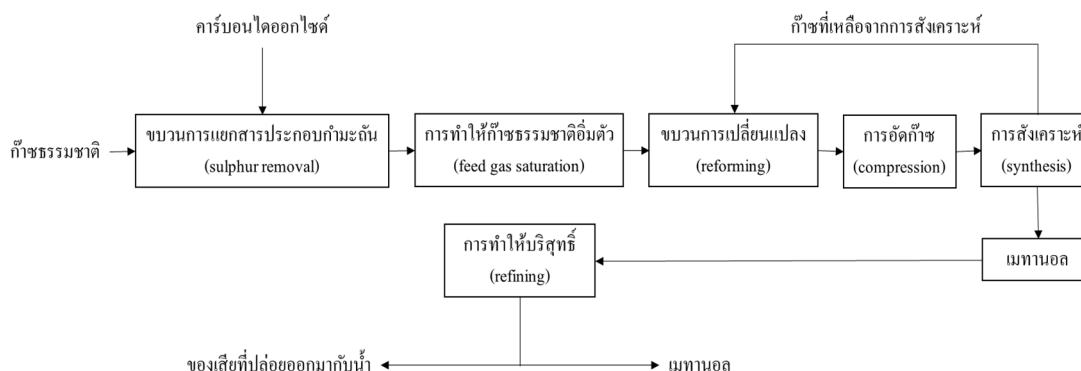
เอทานอล (ethanol) หรือ เอทิลแอลกอฮอล์ (ethyl alcohol) มีสูตรเคมี C₂H₅OH เป็นแอลกอฮอล์ชนิดหนึ่งเป็นของเหลวไม่มีสีจุดไฟติดระเหยง่ายสามารถลอยได้ในน้ำ และสารละลายอินทรีย์อื่นๆ เอทานอลเป็นพลังงานหมุนเวียน (renewable energy) ผลิตได้จากวัตถุดิบทางการเกษตรซึ่งแบ่งได้เป็น 3 ประเภท คือ (1) วัตถุดิบประเภทน้ำตาล ได้แก่ น้ำอ้อย น้ำตาลจากบีท และกากน้ำตาลซึ่งยีสต์สามารถย่อยสลายวัตถุดิบประเภทนี้ได้เลยทันทีโดยไม่ต้องผ่านการย่อยเพื่อเป็นน้ำตาล (2) วัตถุดิบประเภทแป้ง ได้แก่ มันสำปะหลัง ธัญพืชและมันฝรั่งในการผลิตจะต้องย่อยแป้งในวัตถุดิบให้เป็นน้ำตาลกลูโคสซึ่งเป็นน้ำตาลโมเลกุลเดี่ยวเสียก่อนยีสต์จึงจะเปลี่ยนน้ำตาลเป็นเอทานอลได้ (3) วัตถุดิบประเภทที่เป็นผลพลอยได้จากอุตสาหกรรมเกษตร เช่น กากอ้อย ฟางข้าวชังข้าวโพด และของเสียจากอุตสาหกรรม เยื่อกระดาษ เป็นต้น

2.3.2 กระบวนการผลิตเอทานอล

การผลิตเอทานอลประกอบด้วยกระบวนการเตรียมวัตถุดิบสำหรับผลิตเอทานอล กระบวนการหมักและการแยกผลิตภัณฑ์เอทานอลและการทำให้บริสุทธิ์ซึ่งในขั้นตอนการเตรียมวัตถุดิบนั้น ถ้าเป็นประเภทแป้งหรือเซลลูโลส เช่น มันสำปะหลัง และธัญพืชจะต้องนำไปผ่านกระบวนการย่อยแป้งหรือเซลลูโลสให้เป็นน้ำตาลก่อนด้วยการใช้กรดหรือเอนไซม์ ส่วนวัตถุดิบประเภทน้ำตาลเช่นกากน้ำตาลหรือน้ำอ้อย เมื่อปรับความเข้มข้นให้เหมาะสมแล้วสามารถนำไปหมักได้ในกระบวนการหมักจะเปลี่ยนน้ำตาลให้เป็นแอลกอฮอล์โดยใช้เชื้อจุลินทรีย์ ซึ่งส่วนใหญ่จะใช้ยีสต์ การเลือกใช้ชนิดของเชื้อจุลินทรีย์ที่เหมาะสมกับวัตถุดิบที่นำมาหมักจะช่วยเพิ่มประสิทธิภาพในการหมัก ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการหมักคือเอทิลแอลกอฮอล์หรือเอทานอลที่มีความเข้มข้นประมาณ 8-12 vol.% น้ำหมักที่ได้จากกระบวนการหมักจะนำมาแยกเอทานอลออกโดยใช้กระบวนการกลั่นลำดับส่วน ซึ่งสามารถแยกเอทานอลให้ได้ความบริสุทธิ์ประมาณ 95 vol.% จากนั้นจึงเข้าสู่กรรมวิธีในการแยกน้ำโดยการใช้อนุภาคโมเลกุลาร์ซีฟ (molecular sieve separation) เอทานอลที่ความบริสุทธิ์ 95% จะผ่านเข้าไปในหอดูดซับที่บรรจุตัวดูดซับประเภทซีโอไลต์โมเลกุลของเอทานอลจะไหลผ่านช่องว่างของซีโอไลต์ออกไปได้ แต่โมเลกุลของน้ำจะถูกดูดซับไว้ ทำให้เอทานอลที่ไหลออกไปมีความบริสุทธิ์ 99.5% ส่วนซีโอไลต์ที่ดูดซับน้ำไว้จะถูกรีเจนเนอเรตโดยการไล่น้ำออก เอทานอลความบริสุทธิ์ 99.5% สามารถนำไปผสมกับน้ำมันเบนซินเพื่อใช้ในรถยนต์เครื่องยนต์เบนซินได้ (สมาคมการค้าผู้ผลิตเอทานอลไทย, 2013)

2.3.3 เมทิลแอลกอฮอล์

เมทานอล (methanol) หรือ เมทิลแอลกอฮอล์ (methyl alcohol) มีสูตรโครงสร้างแบบย่อ CH_3OH เป็นของเหลวใส ระเหยง่าย เป็นพิษ นิยมใช้เป็นตัวทำละลาย และใช้เป็นเชื้อเพลิง ในธรรมชาติ เมทานอลเป็นผลิตภัณฑ์จากการสลายสารอาหารแบบไม่ใช้ออกซิเจนของแบคทีเรียหลายชนิด ซึ่งเมทานอลจะระเหยออกสู่อากาศภายนอก แล้วสลายตัวได้คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ขั้นตอนโดยสังเขปในการผลิตเมทานอลจากก๊าซธรรมชาติมีดังแสดงในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 แผนผังการผลิตเมทานอลจากก๊าซธรรมชาติ
ที่มา การผลิตเมทานอลจากก๊าซธรรมชาติ (2015)

2.3.4 คุณสมบัติทางกายภาพของเอทิลแอลกอฮอล์และเมทิลแอลกอฮอล์

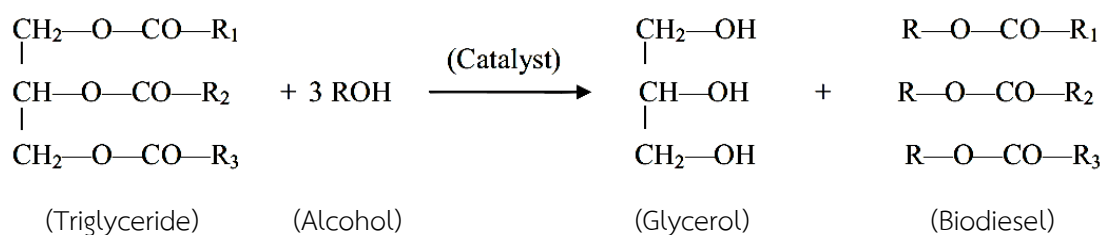
คุณสมบัติทางกายภาพของเอทิลแอลกอฮอล์และเมทิลแอลกอฮอล์นั้นจะมีคุณสมบัติที่ใกล้เคียงกันมาก ถึงแม้ว่าที่มาของแอลกอฮอล์ทั้งสองชนิดจะแตกต่างกันอย่างสิ้นเชิง ซึ่งจะแสดงคุณสมบัติทางกายภาพดังตารางที่ 2.1 (กรมควบคุมมลพิษ, 2015)

ตารางที่ 2.1 คุณสมบัติทางกายภาพของเอทิลแอลกอฮอล์และเมทิลแอลกอฮอล์

คุณสมบัติ	เอทิลแอลกอฮอล์	เมทิลแอลกอฮอล์
สูตรโครงสร้าง	C ₂ H ₅ OH	CH ₃ OH
สถานะ	ของเหลว	ของเหลว
สี	ใส ไม่มีสี	ใส ไม่มีสี
กลิ่น	เฉพาะตัว	เฉพาะตัว
น้ำหนักโมเลกุล	46.07	32
จุดเดือด (°C)	78	64.6
จุดหลอมเหลว (°C)	-114	-97.8
ความถ่วงจำเพาะ (g/cm ³)	0.789	0.790
ความหนืด ที่ 20°C (mPa.sec)	0.59	1.2
ความดันไอ (mmHg)	43	96
จุดวาบไฟ (°C)	13	12.2
จุดลุกติดไฟได้เอง (°C)	363	464

2.4 กระบวนการทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน

เป็นกระบวนการเคลื่อนย้ายหมู่เอสเทอร์ หรือแอลกอฮอล์ไลซิส เป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังแสดงในรูปที่ 2.2 โดยไตรกลีเซอไรด์จะทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ เกิดเป็นเอสเทอร์และกลีเซอรอล กระบวนการนี้เป็นที่นิยมใช้เพื่อปรับปรุงคุณภาพเชื้อเพลิงโดยเฉพาะการลดค่าความหนืดของน้ำมันพืช หรือไขมันสัตว์เพื่อผลิตเป็นไบโอดีเซล โดยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันสามารถทำปฏิกิริยาที่ความดันบรรยากาศปกติ และอุณหภูมิในปฏิกิริยาไม่ควรสูงเกินกว่าจุดเดือดของแอลกอฮอล์ที่ใช้ แต่ปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นช้า ดังนั้นตัวเร่งปฏิกิริยาจะช่วยให้อัตราเร็วของปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้าได้เร็วขึ้น และควรเพิ่มปริมาณของแอลกอฮอล์ตั้งต้นให้เกินพอจากทฤษฎีเพื่อให้สมดุลของปฏิกิริยาเลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์มากขึ้น



รูปที่ 2.2 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน

2.5 ตัวแปรที่มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน

2.5.1 อัตราส่วนระหว่างแอลกอฮอล์กับน้ำมัน

อัตราส่วนระหว่างแอลกอฮอล์กับน้ำมันในกระบวนการทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน เมื่อมองจากสมการเคมีจะเห็นได้ชัดว่าเกิดขึ้นจากการทำปฏิกิริยาระหว่างไตรกลีเซอไรด์ 3 โมล กับแอลกอฮอล์ 1 โมล จึงจะได้ผลลัพธ์ที่ต้องการเป็นไบโอดีเซลและกลีเซอรอล ดังนั้นในการผลิตไบโอดีเซลจึงต้องใช้อัตราส่วนของแอลกอฮอล์ที่เหมาะสมเพื่อให้ได้ปริมาณน้ำมันไบโอดีเซลและเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลที่สูง

2.5.2 ชนิดและความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา

ตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันจะเป็นตัวช่วยให้เกิดปฏิกิริยาเคมีและเกิดผลิตภัณฑ์ได้ดีขึ้น โดยตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้กันทั่วไปมีอยู่ 3 ชนิด คือ เบส กรด และเอนไซม์ โดยในกระบวนการทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันจะใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเบสมากกว่าการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยากรด เนื่องจากตัวเร่งปฏิกิริยาเบสใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาน้อยกว่าและส่งผลการกัดกร่อนอุปกรณ์ที่ใช้้น้อยกว่าตัวเร่งปฏิกิริยากรด ส่วนข้อจำกัดของตัวเร่งปฏิกิริยาเบสคือ น้ำและปริมาณกรดไขมันอิสระของน้ำมันเริ่มต้น ถ้ามีปริมาณมากจะทำให้เกิดสบู่ขึ้นแทนที่จะได้น้ำมันไบโอดีเซลเป็นผลิตภัณฑ์

2.5.3 เวลาและอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา

เวลาที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลจะแปรผันตรงกับอัตราการเกิดไบโอดีเซล นั่นคือถ้าเวลาในการทำปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นอัตราการเกิดไบโอดีเซลก็จะเพิ่มขึ้นจนถึงจุดที่คงที่ ซึ่งก็จะขึ้นอยู่กับตัวแปรอื่นๆด้วย เช่น อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา โดยอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาก็เป็นปัจจัยที่มีผลต่ออัตราการเกิดกระบวนการทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ซึ่งอุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั่วไปจะควบคุมอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาให้ใกล้เคียงกับจุดเดือดของแอลกอฮอล์เพื่อป้องกันการระเหยของแอลกอฮอล์ขณะทำปฏิกิริยา

2.5.4 เวลาในการทำปฏิกิริยา

การกวนผสมถือเป็นอีกปัจจัยหนึ่งที่สำคัญ เนื่องจากการที่จะทำให้ไตรกลีเซอไรด์และแอลกอฮอล์นั้นทำปฏิกิริยากันอย่างสมบูรณ์ ต้องมีเทคนิคในการผสมเพื่อเพิ่มพื้นที่ผิวสัมผัสระหว่างกันให้มากที่สุด ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันจึงจะเกิดขึ้นอย่างมีประสิทธิภาพ ทำให้ได้ไบโอดีเซลโดยที่ใช้ระยะเวลาสั้นลงอีกด้วย

2.6 ประเภทของเครื่องปฏิกรณ์

2.6.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ

เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ (batch reactor) มีหลักการทำงานคือ นำสารทำปฏิกิริยาทั้งหมดป้อนเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ทิ้งไว้ก่อนแล้วจึงเริ่มปฏิกิริยา เมื่อเสร็จสิ้นปฏิกิริยาตามเวลาที่กำหนด จึงนำของผสม(สารทำปฏิกิริยาที่ยังเหลืออยู่ และผลิตภัณฑ์) ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ โดยทั่วไปจะใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน โดยมีใบกวนช่วยกวนสารทำปฏิกิริยาให้มีอุณหภูมิและความเข้มข้นเท่ากันตลอด การถ่ายเทความร้อนทำได้โดยการติดตั้งอุปกรณ์หล่อเย็นหรือร้อน (cooling/heating water jacket) บริเวณรอบถังหรือ

ใช้คอยล์ติดตั้งภายในถังใช้ได้ ในปฏิกิริยาแบบเอกพันธ์วัฏภาคของเหลวและปฏิกิริยาวิวิธพันธ์วัฏภาคก๊าซ-ของเหลว วัฏภาคก๊าซ-ของเหลว-ของแข็งที่เป็นคตะลิสต์ และวัฏภาคของเหลว-ของเหลว

2.6.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

2.6.2.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง

เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง (continuous stirred tank reactor, CSTR) สารทำปฏิกิริยาทั้งหมดจะถูกป้อนเข้าที่ทางเข้าของเครื่องปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่อง โดยมีใบกวนช่วยกวนสารทำปฏิกิริยาให้มีอุณหภูมิและความเข้มข้นเท่ากันตลอด ใบกวนมีหน้าที่นอกจากทำให้สารทำปฏิกิริยามีเนื้อเดียวกันแล้ว ยังช่วยเพิ่มการถ่ายเทมวลและความร้อน

2.6.2.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อต่อเนื่อง

เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อต่อเนื่อง (continuous tube reactor) สารทำปฏิกิริยาป้อนเข้าที่ทางเข้าเครื่องปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่อง ผลิตภัณฑ์ที่ได้ไหลออกมาที่ทางออก ซึ่งแบ่งย่อยเป็นท่อกลวง (tubular tube) และท่อผสมแบบสถิต (static mixer) เป็นต้น โดยได้จำแนกลักษณะการทำงาน ข้อดี และการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและแบบท่อต่อเนื่อง ดังแสดงในตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 ลักษณะการทำงาน ข้อดี และการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมของเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและแบบท่อต่อเนื่อง

กระบวนการ	ลักษณะการทำงาน	ข้อดีและการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรม
แบบกะ	สารตั้งต้นทั้งหมดถูกป้อนเข้าไปในถังปฏิกรณ์ แล้วจึงเริ่มทำปฏิกิริยา เมื่อเสร็จสิ้นปฏิกิริยาตามเวลาที่กำหนด จึงนำของผสม (สารตั้งต้นที่เหลืออยู่และผลิตภัณฑ์) ออกจากถังปฏิกรณ์	- มีโครงสร้างไม่ซับซ้อน - กำลังการผลิตต่ำ - เหมาะกับอุตสาหกรรมขนาดเล็ก
แบบต่อเนื่อง	สารทำปฏิกิริยาป้อนเข้าที่ทางเข้าเครื่องปฏิกรณ์อย่างต่อเนื่อง และผลิตภัณฑ์ที่ได้ไหลออกมาที่ทางออก	- ได้ผลผลิตอย่างต่อเนื่อง กำลังการผลิตสูง - เหมาะกับอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ เช่น การผลิตพลาสติก

2.7 ข้อดีและข้อด้อยระหว่างการใช้ใบกวนกับการใช้ท่อผสมสถิต

เครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมสถิต (static mixer) เป็นอุปกรณ์ที่ถูกพัฒนาขึ้นมาเพื่อทำหน้าที่ผสมสารต่างชนิดเข้าด้วยกันเช่นเดียวกับการใช้ใบกวน (stirrer) โดยท่อผสมสถิตจะไม่ใช้พลังงานใดๆ เนื่องจากไม่มีส่วนใดเคลื่อนไหว และการผสมจะเกิดขึ้นเมื่อสารที่ต้องการผสมไหลผ่านชุดท่อผสมสถิตทำให้เกิดการปั่นป่วนโดยเร็ว และเมื่อเปรียบเทียบกับการกวนผสมด้วยใบกวนทำให้เห็นข้อแตกต่าง ดังแสดงในตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 ข้อเปรียบเทียบระหว่างการใช้ใบกวนและท่อผสมแบบสถิต

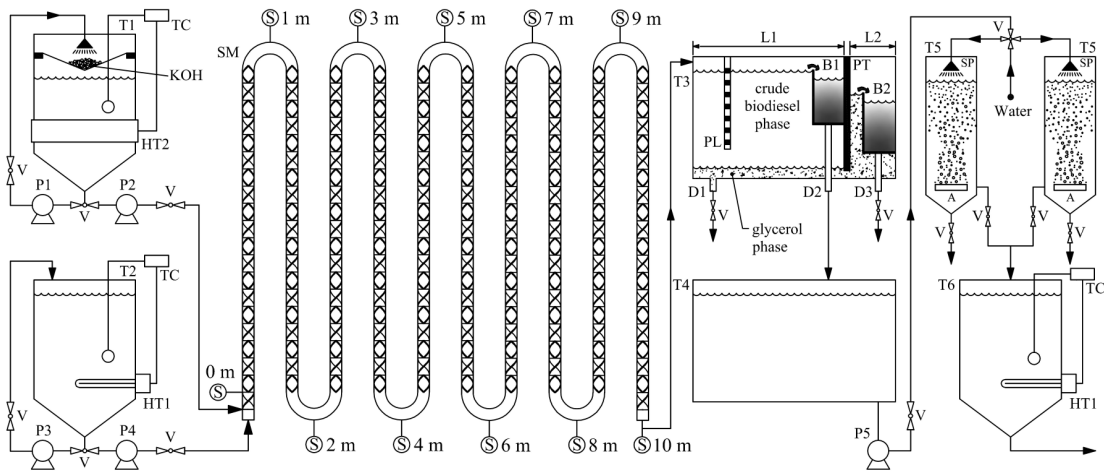
ข้อเปรียบเทียบ	ท่อผสมสถิต	ใบกวน
พื้นที่ติดตั้ง	เล็กกว่า	ใหญ่กว่า
ค่าอุปกรณ์การผลิต	ต่ำกว่า	สูงกว่า
การสิ้นเปลืองพลังงานในการใช้งาน	น้อยกว่า	มากกว่า
ระยะเวลาการผสม	เร็วกว่า	ช้ากว่า
การถอดเพื่อ ซ่อมแซม ทำความสะอาด	ง่ายกว่า	ยากกว่า

บทที่ 3

การออกแบบท่อผสมสเถิตแบบต่อเนื่อง

3.1 ชุดทดสอบกระบวนการผลิตเอทิลเอสเตอร์

การออกแบบและสร้างชุดทดสอบกระบวนการผลิตเมทิลเอสเตอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสเถิตขนาดความยาวท่อ 10 เมตร ส่วนประกอบต่างๆ แสดงดังในรูปที่ 3.1 คือ แผนผังกระบวนการผลิตเอทิลเอสเตอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสเถิต

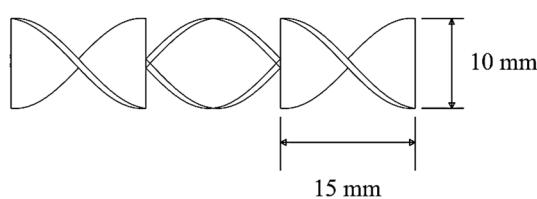


รูปที่ 3.1 แผนผังกระบวนการผลิตเอทิลเอสเตอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสเถิต (T1: RPO tank, T2: alcohol tank, T3: separator tank, T4: crude biodiesel tank, T5: washing tank, T6: purified biodiesel tank, SM: static mixer, P1: alcohol circulating pump, P2: alcohol continuous pump, P3: RPO circulating pump, P4: RPO continuous pump, P5: crude biodiesel pump, HT1: submerged heater, HT2: band heater, TC: temperature control, S: sampling port, V: valve, D1: mixtures drain valve, D2: crude biodiesel drain valve, D3: glycerol drain valve, PL: baffle-plate, PT: partition, A: air bubble, B1: storage box of crude biodiesel, B2: storage box of glycerol, L1: separation zone of crude biodiesel, and L2: separation zone of glycerol zone).

3.2 ผลการออกแบบระยะความยาวท่อผสมแบบสเถิตในระดับห้องปฏิบัติการ

การออกแบบท่อผสมแบบสเถิตในระดับห้องปฏิบัติการเพื่อเป็นข้อมูลพื้นฐานสำหรับนำไปออกแบบและสร้างชุดปฏิบัติการผลิตเอทิลเอสเตอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสเถิต เช่น ความยาวของท่อผสมแบบสเถิตที่ใช้ อนุกรมมีในการทำปฏิกิริยา เป็นต้น โดยใช้ท่อสเถิตขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 10 มิลลิเมตร เพื่อทำการติดตั้งแผ่นบิดภายในที่สร้างขึ้นจากสแตนเลส 304L ความหนา 1 มิลลิเมตร แต่ละอิลิเมนต์มีอัตราส่วน ความกว้างต่อความยาวเท่ากับ 1.5 บิดให้เป็นเกลียวทำ

มุ่ม 180 องศา เชื่อมกันต่อโดยทำมุม 90 องศา อิลิเมนต์ชนิดนี้เรียกว่า twisted-ribbon มีความยาว 15 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 10 มิลลิเมตร ดังแสดงในรูปที่ 3.2 นอกจากความยาวท่อผสมสเถิตจะเป็นตัวแปรที่สำคัญแล้ว อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาก็ถือว่าเป็นตัวแปรสำคัญต่อการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องโดยใช้ท่อผสมสเถิตเช่นกัน จึงได้ทำการทดลองเบื้องต้นเพื่อศึกษาของความยาวท่อซึ่งได้หุ้มฉนวนด้วย Aeroflex insulation (model: Celflex no. M09010, 9 mm wall x 10 mm ID) ทำหน้าที่ป้องกันการนำความร้อนของสารออกจากท่อผสมแบบสเถิต โดยไม่ต้องการให้อุณหภูมิลดลงมากนักเพราะจะทำให้การเปลี่ยนแปลงปฏิกิริยาได้ช้าลงหน้าลดลงได้ โดยวัดอุณหภูมิของสารผสมที่จุดตำแหน่งจุดเก็บตัวอย่างตั้งแต่ 1-10 เมตร โดยควบคุมผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ ที่เจือไนซ์ น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ 75°C เอทานอล 60 vol.% ผสมโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 14 gKOH.L⁻¹ ทำการแปรค่าอุณหภูมิของสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ 30, 50 และ 70°C จึงได้ผลของอุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ดังแสดงตารางที่ 3.1 แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาจะลดลงตามความยาวท่อผสมสเถิตที่เพิ่มมากขึ้น แต่อุณหภูมิจะลดลงไม่เกิน 2.9% เมื่อเปรียบเทียบกับอุณหภูมิของสารผสมที่ความยาวท่อผสมแบบสเถิต 1 เมตร ในทุกๆ เจือไนซ์ จากผลการทดลองทำให้ทราบว่าระบบท่อผสมความยาว 10 เมตร ซึ่งหุ้มฉนวนกันความร้อนออกจากท่อได้ สามารถควบคุมให้อุณหภูมิขณะสารทำปฏิกิริยาลดลงไม่เกิน 2.9% หรือไม่เกิน 1.8°C เมื่อเปรียบเทียบกับอุณหภูมิของสารผสมที่ความยาวท่อผสมแบบสเถิต 1 เมตร แต่ในการทดลองได้ควบคุมให้อุณหภูมิของสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ 70°C เนื่องจากการใช้อุณหภูมิสูงแต่ไม่เกินจุดเดือดของเอทานอลจะทำให้ปฏิกิริยาดำเนินไปข้างหน้าได้เร็วด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน ดังนั้นเพื่อให้ครอบคลุมตัวแปรที่ส่งผลการเกิดปฏิกิริยาด้วยการออกแบบการทดลองด้วยวิธี RSM จึงได้ออกแบบและสร้างเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสเถิตขนาดความยาวท่อผสม 10 เมตร เพื่อศึกษาว่าปริมาณเอทานอล ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ และความยาวท่อผสม มีผลต่อการเกิดเอทิลเอสเทอร์อย่างไร ซึ่งได้อธิบายขั้นตอนการออกแบบการทดลอง ลักษณะของเครื่องผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสเถิต ระบบแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง พร้อมกับระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบกะ ในบทที่ 4



รูปที่ 3.2 รูปทรงของแผ่นบิดที่ใช้ติดตั้งภายในท่อสแตนเลสของชุดท่อผสมแบบสเถิต

ตารางที่ 3.1 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารผสมตั้งแต่ 1 ถึง 10 เมตร

Length of static mixer (meter)	Temperature of C_2H_5KO		
	30°C	50°C	70°C
1	54.4	58.8	63.6
2	54.3	58.6	63.4
3	54.2	58.2	63.3
4	54.0	57.8	63.1
5	53.9	57.5	63.0
6	53.7	57.4	62.8
7	53.6	57.3	62.6
8	53.3	57.3	62.2
9	53.2	57.2	61.8
10	52.8	57.1	61.8

Note: เงื่อนไขที่ใช้ทดสอบน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ 75°C เอทานอล 60 vol.% ผสมโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 14 gKOH.L⁻¹; C_2H_5KO คือ สารละลาย potassium ethoxide (เอทานอลผสมกับโพแทสเซียมไฮ-ดรอกไซด์)

บทที่ 4

อุปกรณ์และการดำเนินการวิจัย

4.1 เครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต

ได้แสดงรูปเครื่องผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต พร้อมกับระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบกะ ตามรูปที่ 4.1 (ด้านหน้า) และรูปที่ 4.2 (ด้านบนเฉียง) โดยได้แสดงรายการอุปกรณ์และแบบเขียน (drawing) ของเครื่องดังกล่าว ในภาคผนวก ก และตารางที่ 4.1 ได้แสดงรายการอุปกรณ์ของเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต



รูปที่ 4.1 เครื่องผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต พร้อมกับระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบกะ (ด้านหน้า)



รูปที่ 4.2 เครื่องผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสลิต พร้อมกับระบบทำความสะอาดไบโอดีเซลแบบกะ (ด้านบนเฉียง)

ตารางที่ 4.1 ชื่ออุปกรณ์ของเครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต

สัญลักษณ์	ชื่ออุปกรณ์
T1	ถังน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ (RPO tank)
T2	ถังเอทานอล (ethanol tank)
T3	ถังแยกไบโอดีเซลและกลีเซอรอล (separator tank)
T4	ถังเก็บไบโอดีเซลดิบ (crude biodiesel tank)
T5	ถังล้างไบโอดีเซล (washing tank)
T6	ถังเก็บไบโอดีเซล (biodiesel tank)
P1	ปั๊มต่อเนื่อง RPO (RPO continuous pump, model: Grundfos, DME 48-3)
P2	ปั๊มต่อเนื่อง C ₂ H ₅ KO (C ₂ H ₅ KO continuous pump, model: Grundfos, DDA 30-4)
P3	ปั๊มไบโอดีเซลดิบ (crude biodiesel pump, model: super pump, ACH-375S)
P4	ปั๊มหมุนวนสารเคมี (chemical circulating pump, model: Sanso, PMD-211)
P5	ปั๊มหมุนวน RPO (RPO circulating pump, model: super pump, ACH-375S)
S	วาล์วเก็บตัวอย่าง (sampling port)
SM	ท่อผสมแบบสถิต ขนาดความยาว 10 เมตร (10 m in length of static mixer)
B	ตู้ควบคุม (control box)
BM	ฐานโครงสร้างเครื่อง (base-machine)
HT2	ฮีตเตอร์รััดถัง (band heater)

4.2 วัตถุดิบและสารเคมี

- 4.2.1 น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ (refined palm oil)
- 4.2.2 เอทานอล (99.9 vol.% commercial grade of anhydrous ethanol)
- 4.2.3 โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (98% commercial grade of potassium hydroxide)
- 4.2.4 ฟีนอล์ฟทาลีนอินดิเคเตอร์ (phenolphthalein, pH indicator)
- 4.2.5 ไอโซโพรพานอล (isopropanol)
- 4.2.6 เฮกเซน (hexane)
- 4.2.7 กรดฟอร์มิก (formic acid)
- 4.2.8 เบนซีน (benzene)
- 4.2.9 ไดเอทิลอีเทอร์ (dimethyl ether)

ซึ่งได้แสดงองค์ประกอบของกรดไขมันของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ และองค์ประกอบทางกายภาพของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ ในตารางที่ 4.2 และตารางที่ 4.3 ตามลำดับ

ตารางที่ 4.2 องค์ประกอบของกรดไขมันของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์

Common name	Fatty acid profile	Content (wt.%)
Caprylic acid	C8:0	0.00984
Pelargonic acid	C9:0	0.00000
Capric acid	C10:0	0.01427
Undecylic acid	C11:0	0.00000
Lauric acid	C12:0	0.17390
Tridecylic acid	C13:0	0.00000
Myristic acid	C14:0	0.81146
Pentadecanoic acid	C15:0	0.04374
Palmitic acid	C16:0	36.38052
Palmitoleic acid	C16:1	0.21932
Heptadecanoic acid	C17:0	0.09529
Stearic acid	C18:0	4.07519
Oleic acid	C18:1	45.74954
Linoleic acid	C18:2	10.73253
Alpha linolenic acid	C18:3	0.20685
Arachidic acid	C20:0	0.37026
Paullinic acid	C20:1	0.19941
Behenic acid	C22:0	0.07600
Erucic acid	C22:1	0.00000
Lignoceric acid	C24:0	0.07353
Nervonic acid	C24:1	0.00000

ตารางที่ 4.3 องค์ประกอบทางกายภาพของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์

Property and composition	RPO
Mean molecular weight (g.mol^{-1})	783.4
Free fatty acid (wt.%)	0.268
Triglyceride (wt.%)	97.097
Diglyceride (wt.%)	2.288
Monoglyceride (wt.%)	0.347
Ester (wt.%)	0.000
Density at 30/60/75 °C (kg.L^{-1})	0.900 / 0.883 / 0.874

4.3 การวางแผนการทดลอง

เพื่อหาเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิตที่อุณหภูมิของสารละลาย potassium ethoxide ที่อุณหภูมิ 30°C และที่อุณหภูมิ 75°C โดยการใช้เทคนิค response surface methodology, RSM ออกแบบการทดลองแบบ central composite design, CCD เพื่อนำไปวิเคราะห์หาเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุด และรูปแบบของสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระ คือ ปริมาณแอลกอฮอล์ และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ที่มีผลต่อเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ ซึ่งอยู่ในรูปความสัมพันธ์ ดังแสดงในสมการที่ 4.1 การออกแบบการทดลองแบบ central composite design, CCD เป็นเทคนิคหนึ่งในการวิเคราะห์หาพื้นผิวตอบสนอง การวางแผนการทดลองแบบ CCD ประกอบด้วย 2^k factorial ในแนวแกนหรือในแนวรูปดาว กรณีที่ออกแบบการทดลองโดยมีตัวแปรอิสระ 3 ตัวแปร 2^k factorial จะประกอบด้วย (-1,-1), (+1,-1), (-1,+1), (+1,+1) แต่ ในแนวแกนหรือในแนวรูปดาวจะประกอบด้วย $(-\alpha, 0)$, $(+\alpha, 0)$, $(0, -\alpha)$, $(0, +\alpha)$ และที่จุดศูนย์กลางของการทดลองที่ออกแบบจะมีการกระทำซ้ำ 4-6 การทดลอง ในงานวิจัยครั้งนี้มีตัวแปรอิสระ 3 ตัวแปร ดังนั้นจะประกอบด้วย 5 ระดับของแต่ละตัวแปร คือ (-1.682, -1, 0, +1, +1.682) หรือสามารถหาจุดแกนของระดับในแต่ละตัวแปรอิสระของการทดลองได้จากสมการที่ 4.2

$$Ester = f(A, K, L) \quad (4.1)$$

$$\alpha = \sqrt[4]{2^k} \quad (4.2)$$

โดยที่ *Ester* คือ เปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ *A* คือ ปริมาณเอทานอล *K* คือ ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ *L* คือ ความยาวท่อผสมแบบสถิต α คือจุดแกน และ *k* คือ จำนวนตัวแปรอิสระ

การออกแบบการทดลองแบบ central composite design (CCD) มี 3 ตัวแปรอิสระมี 5 ระดับของ code ตัวแปร จากการใช้โปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 ต้องทำการทดลองทั้งหมด 18 การทดลอง เพื่อทำการวิเคราะห์หาเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดของการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต และรูปแบบของสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระที่สนใจ คือ ปริมาณแอลกอฮอล์ และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ที่มีผลต่อการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต ดังแสดงในตารางที่ 4.4 และได้แสดงแผนการทดลองที่เงื่อนไขต่างๆ ตามช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ ซึ่งมีการทดลองทั้งหมด 18 การทดลอง ดังแสดงในตารางที่ 4.5 และได้แสดงรูปและขั้นตอนการออกแบบการทดลองด้วยโปรแกรมใน ภาคผนวก ข

ตารางที่ 4.4 แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

ตัวแปรอิสระ	หน่วย	ระดับของตัวแปรอิสระ				
		-1.682	-1	0	+1	+1.682
เอทานอล (A)	vol. %	11.4	25	45	65	78.6
โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K)	g.L ⁻¹	7	9	12	15	17
ความยาวท่อผสมแบบสถิต (L)	m	0	2	5	8	10

ตารางที่ 4.5 แผนการทดลองที่สภาวะต่างๆ

Run	Ethanol, A (vol. %)	KOH, K (g.L ⁻¹)	Length of static mixer, L (m)	Ethyl ester, E (wt. %)	
				30°C ^(a)	75°C ^(b)
1	45.0	12.0	5		
2	45.0	12.0	5		
3	45.0	12.0	5		
4	45.0	12.0	5		
5	45.0	12.0	10		
6	45.0	12.0	0		
7	45.0	7.0	5		
8	45.0	17.0	5		
9	25.0	15.0	8		
10	25.0	15.0	2		
11	25.0	9.0	8		
12	25.0	9.0	2		
13	65.0	9.0	8		
14	65.0	9.0	2		
15	65.0	15.0	8		
16	65.0	15.0	2		
17	78.6	12.0	5		
18	11.4	12.0	5		

Note: ^(a)อุณหภูมิของสารละลาย C₂H₅KO เท่ากับ 30°C, ^(b)อุณหภูมิของสารละลาย C₂H₅KO เท่ากับ 75°C

4.4 ขั้นตอนการทดลอง

4.4.1 การทดลองกระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยเอทานอล

ทำการอุ่นน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์เพื่อลดความหนืดโดยการให้ความร้อนด้วยฮีตเตอร์ (2000W, immersion heater) แล้วเปิดปั๊มหมุนวนน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ (centrifugal pump, model: Super pump, ACH-375S) เพื่อทำให้อุณหภูมิของน้ำมันปาล์มสม่ำเสมอทั่วทั้งถังเก็บน้ำมัน ควบคุมน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ให้มีอุณหภูมิ 75°C ในขั้นตอนการเตรียมสารละลาย potassium ethoxide (C₂H₅KO) ทำการผสมเอทานอลกับตัวเร่งปฏิกิริยา KOH ตามเงื่อนไขที่กำหนด โดยใช้ปั๊มหมุนวน (magnetic driven pump,

model: SANSO, PMD-211) ป้อนเอทานอลให้ไหลผ่านตะแกรงซึ่งวางตัวเร่งปฏิกิริยา KOH ไว้ด้านบน ตะแกรง เอทานอลจะไหลหมุนวนเพื่อผสม KOH จนละลาย จะได้สารละลาย C_2H_5KO โดยในการทดลอง สารละลายถูกควบคุมภายใต้อุณหภูมิ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ ก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง ในขั้นตอนการทดลองแบบต่อเนื่อง ปรับอัตราการไหลของป้อนน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ที่ 20 ลิตรต่อชั่วโมง และปรับอัตราการไหลป้อนเอทานอลผสมตัวเร่งปฏิกิริยา KOH ตามเงื่อนไขการทดลอง น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์และเอทานอลผสมตัวเร่งปฏิกิริยา KOH จะถูกป้อนเข้าสู่ท่อผสมแบบสถิตความยาว 10 เมตร เก็บตัวอย่างสารผสมที่ทุกๆความยาว 1 เมตร ในขั้นตอนการเก็บตัวอย่างทุกครั้งต้องหยุดการทำปฏิกิริยาทันที ด้วยการแช่ขวดที่เก็บตัวอย่างแล้วในน้ำเย็นที่มีอุณหภูมิประมาณ $0^{\circ}C$ ในขั้นตอนการทำความสะอาดตัวอย่าง นำไปล้างด้วยน้ำเพื่อกำจัด กลีเซอรอล ตัวเร่งปฏิกิริยา และเอทานอล เมื่อล้างจนน้ำล้างมีค่ากรด-ด่าง (pH) เท่ากับ 7 แล้วจึงนำไปโอดีเซลไปอุ่นไล่ น้ำซึ่งปนมากับกระบวนการล้างไปโอดีเซล แล้วจึงนำไปโอดีเซล ดังกล่าวไปวิเคราะห์ตามหัวข้อถัดไป

4.5 การวิเคราะห์ตัวอย่าง

การวิเคราะห์หองค์ประกอบต่างๆในน้ำมันด้วยเทคนิค thin layer chromatography/flame ionization detection (TLC/FID) น้ำมันที่จะทำการการวิเคราะห์องค์ประกอบด้วยเทคนิค TLC/FID นั้น จะต้องผ่านการล้างด้วยน้ำก่อน เพื่อกำจัดสิ่งที่เป็นพิษมาจากกระบวนการผลิต เช่น แอลกอฮอล์ ตัวเร่งปฏิกิริยาเบส กลีเซอรอล เป็นต้น ซึ่งสิ่งดังกล่าวจะส่งผลกระทบต่อการทำงานของสารที่ไม่เท่ากัน ทำให้ผลการวิเคราะห์ผิดพลาดไปจากผลการทดลองจริง เทคนิค TLC/FID ที่ใช้วิเคราะห์ด้วยเครื่อง Iatronscan MK-6S และ chromarod type S-III quartz rod (Mitsubishi Kagaku Iatron Inc., Japan) มีขั้นตอนการวิเคราะห์ ดังนี้ (1) หยดตัวอย่างน้ำมันที่จะทดสอบ 1 หยด ผสมกับสารละลายเฮกเซน เขย่าให้เข้ากัน แล้วทำการหยดลงบน chromarod (2) นำ chromarod ที่หยดตัวอย่างแล้ว ไปแช่ในสารละลายที่ 1 ประกอบด้วย เฮกเซน:ไดเอทิลอีเทอร์:กรดฟอร์มิก (50:20:0.3 โดยปริมาตร) รองนสารเคลื่อนที่ถึง 8 เซนติเมตร (3) นำ chromarod จากสารละลายที่ 1 ไปแช่ในสารละลายที่ 2 ประกอบด้วย เฮกเซน:เบนซีน (1:1 โดยปริมาตร) รองนสารเคลื่อนที่ถึง 10 เซนติเมตร (4) นำ chromarod จากสารละลายที่ 2 ไปอบด้วยเครื่อง rod dryer TK-8 ที่อุณหภูมิ $105^{\circ}C$ ประมาณ 10 นาที และ (5) นำ chromarod เข้าเครื่องวิเคราะห์ IATRONSCAN MK-65 เพื่อวิเคราะห์องค์ประกอบของไปโอดีเซล โดยแยกชนิดขององค์ประกอบจากการเคลื่อนที่ของสารที่ไม่เท่ากัน

4.6 การหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของกระบวนการผลิตไปโอดีเซลแบบต่อเนื่อง

เทคนิค response surface methodology (RSM) เป็นเทคนิคที่เหมาะสมสำหรับใช้ในการออกแบบเงื่อนไขการทดลองที่มีตัวแปรอิสระหลายตัว ซึ่งจะทำให้การออกแบบการทดลองตามขอบเขตเงื่อนไขการทดลองที่ผู้ใช้ต้องการ โดยจะครอบคลุมขอบเขตการทดลองและช่วยลดจำนวนของการทดลองลงด้วย เทคนิคนี้สามารถหาสมการความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนองของตัวแปรอิสระ โดยใช้วิธี multiple regression ทำการวิเคราะห์หารูปแบบ second-order-model ดังแสดงในสมการที่ 4.3 (Ghadge และคณะ, 2006) ผลการทดลองที่ได้จากเงื่อนไขการทดลองทั้งหมดเมื่อนำมาวิเคราะห์ด้วยวิธี multiple regression ที่ระดับความเชื่อมั่น 95% จะทำให้ได้สมการความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนองของตัวแปรอิสระที่ยังไม่ได้ทำการตัดพจน์ที่ไม่มีนัยสำคัญต่อผลตอบสนอง (y) ออก โดยทำการพิจารณาแต่ละพจน์จาก

ค่า p -value พจน์ที่มีค่า p -value สูงกว่า 0.05 ถือเป็นพจน์ที่ไม่มีความสำคัญต่อสมการความสัมพันธ์ จึงสามารถตัดพจน์ดังกล่าวออกได้ หรือ $F_0 > F_{\alpha, i, n-1-i}$ โดยที่ α เท่ากับ 0.05 (ระดับความเชื่อมั่นเท่ากับ 95%), i คือ จำนวนพจน์ทั้งหมดของสมการความสัมพันธ์ และ n คือ จำนวนการทดลอง

$$y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i < j=1}^k \beta_{ij} x_i x_j \quad (4.3)$$

โดยที่ y คือ ค่าของผลตอบสนอง, k คือ จำนวนของตัวแปรอิสระ, x_i, x_j คือ ตัวแปรอิสระที่เป็นรหัสตัวเลข $\beta_0, \beta_i, \beta_{ij}, \beta_{ii}$ คือ ค่าคงที่, ค่าสัมประสิทธิ์ของพจน์ตัวแปรกำลังหนึ่ง, ค่าสัมประสิทธิ์ของพจน์ตัวแปรกำลังสอง และ ค่าสัมประสิทธิ์ของพจน์ตัวแปรรวม ตามลำดับ

4.7 สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง

สภาวะที่เหมาะสมที่สุดของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิตจะเป็นไปตามสมการแสดงความสัมพันธ์ที่ได้ภายใต้เงื่อนไขของตัวแปรอิสระ ดังแสดงในตารางที่ 4.5 และทำการแก้สมการโดยใช้ add-in tool Excel solver ใน MS Excel เพื่อหาเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลที่สูงที่สุดภายใต้เงื่อนไขขอบเขตที่กำหนดขึ้น

ตารางที่ 4.6 แสดงขอบเขตเงื่อนไขการทดลองของตัวแปรอิสระ

ตัวแปรอิสระ	ขอบเขตของตัวแปรอิสระ	หน่วย
เอทานอล (A)	$11.4 \leq A \leq 78.6$	vol.%
โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K)	$7 \leq K \leq 17$	g.L ⁻¹
ความยาวท่อผสมแบบสถิต (L)	$0 \leq L \leq 10$	m

บทที่ 5

ผลการทดลองและการอภิปรายผล

5.1 ผลการศึกษาหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ของปริมาณกรดไขมันอิสระ

ผลจากการวิเคราะห์ค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ด้วยเทคนิค TLC/FID ตามแผนการทดลอง ได้แสดงผลการทดลองในตารางที่ 5.1 ที่สภาวะต่างๆ ของการควบคุมอุณหภูมิของสารละลาย potassium ethoxide (C_2H_5KO) ที่อุณหภูมิเท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ ก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง โดยได้นำผลของการเพิ่มขึ้นของเอทิลเอสเทอร์ของแต่ละเงื่อนไขไปวิเคราะห์ด้วยวิธี RSM เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมที่สุดของการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสเถิต และหารูปแบบสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างผลตอบสนอง (ความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์) ที่ส่งผลกระทบต่อแปรอิสระที่ทำการศึกษา (ปริมาณเอทานอล ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา และความยาวท่อผสมแบบสเถิต) ภายหลังกระบวนการวิเคราะห์ด้วย RSM สามารถสร้างสมการทำนายความสัมพันธ์ได้สมการรูปแบบ quadratic polynomial โดยใช้วิธี multiple regression เมื่อพิจารณานัยสำคัญของแต่ละพจน์ โดยตัดพจน์ที่ไม่มีนัยสำคัญออก ซึ่งสังเกตได้จากค่า p -value ถ้า p -value มีค่ามากกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวไม่มีนัยสำคัญต่อสมการ ให้เหลือเพียงพจน์ที่มีค่า p -value น้อยกว่า 0.05 แสดงว่าพจน์ดังกล่าวมีนัยสำคัญต่อสมการทำนายความสัมพันธ์ หลังจากพิจารณาค่า p -value จึงได้สมการความสัมพันธ์ดังแสดงในสมการที่ 5.1 และสมการที่ 5.2 ที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ ตามลำดับ โดยสมการทำนายค่ากรดไขมันอิสระมีค่า coefficient of multiple determination, $R^2 = 0.837$ และมีค่า $R^2_{adjusted} = 0.770$ ในกรณีที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ (สมการที่ 5.1) และ $R^2 = 0.818$ และมีค่า $R^2_{adjusted} = 0.719$ ในกรณีที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ (สมการที่ 5.2) สำหรับค่าสัมประสิทธิ์ในแต่ละพจน์ (β_0 ถึง β_6) และ p -value ของแต่ละค่าสัมประสิทธิ์ในแต่ละพจน์ ได้แสดงในตารางที่ 5.2 และค่าวิเคราะห์ความแปรปรวน analysis of variance (ANOVA) ดังแสดงในตารางที่ 5.3 และได้นำสมการที่ 5.1 และสมการที่ 5.2 ไปหาค่าสภาวะที่เหมาะสมเพื่อทำนายค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ในหัวข้อถัดไป

$$E = \beta_0 + \beta_1A + \beta_2K + \beta_3L + \beta_4A^2 + \beta_5L^2 \quad (5.1)$$

$$E = \beta_0 + \beta_1A + \beta_2K + \beta_3L + \beta_4A^2 + \beta_5AK + \beta_6L^2 \quad (5.2)$$

โดยที่ E คือ เปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ (ester, wt.%) A คือ ปริมาณเอทานอล (ethanol, vol.%) K คือ ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (KOH , $g.L^{-1}$) L คือ ความยาวท่อผสมแบบสเถิต (length of static mixer, m) และ β คือ ค่าสัมประสิทธิ์สมการทำนายความสัมพันธ์

ตารางที่ 5.1 ผลการทดลองที่สภาวะต่างๆ

Run	Ethanol, A (vol.%)	KOH, K (g.L ⁻¹)	Length of static mixer, L (m)	Ethyl ester, E (wt.%)	
				30°C ^(a)	75°C ^(b)
1	45.0	12.0	5	95.553	99.129
2	45.0	12.0	5	96.167	99.115
3	45.0	12.0	5	95.554	99.150
4	45.0	12.0	5	96.058	99.187
5	45.0	12.0	10	90.136	95.787
6	45.0	12.0	0	37.875	41.987
7	45.0	7.0	5	82.387	95.564
8	45.0	17.0	5	93.940	99.226
9	25.0	9.0	8	52.208	60.067
10	25.0	9.0	2	45.185	49.604
11	25.0	15.0	8	72.789	93.289
12	25.0	15.0	2	77.554	95.505
13	65.0	9.0	8	92.487	97.375
14	65.0	9.0	2	94.116	98.808
15	65.0	15.0	8	96.235	97.752
16	65.0	15.0	2	98.077	98.498
17	78.6	12.0	5	98.580	98.744
18	11.4	12.0	5	38.023	44.431

Note: ^(a)อุณหภูมิของสารละลาย C₂H₅KO = 30°C, ^(b)อุณหภูมิของสารละลาย C₂H₅KO = 75°C

ตารางที่ 5.2 ค่าสัมประสิทธิ์และ *p*-value ของสมการทำนายความสัมพันธ์

Coefficient	30°C ^(a) of Eq. (5.1)		75°C ^(b) of Eq. (5.2)	
	value	<i>p</i> -value	value	<i>p</i> -value
β_0	-46.07	0.04276	-123.15	0.01314
β_1	2.674	0.00171	4.499	0.00141
β_2	1.955	0.06177	9.494	0.01153
β_3	12.76	0.00249	12.52	0.00488
β_4	-0.02015	0.01641	-0.02049	0.02211
β_5	-1.064	0.00619	-0.165	0.02976
β_6	-	-	-1.017	0.01270
R^2	0.837		0.818	
R^2_{adjusted}	0.770		0.719	

Note: ^(a)อุณหภูมิของสารละลาย C₂H₅KO = 30°C, ^(b)อุณหภูมิของสารละลาย C₂H₅KO = 75°C

ตารางที่ 5.3 การวิเคราะห์ ANOVA สำหรับสมการทำนายความสัมพันธ์

Source	SS	MS	F_0	F_{signif}	DOF
30°C ^(a) of Eq. (5.1)					
Regression	6838.3	1367.7	12.36	0.000217	5
Residual	1328.0	110.67			12
LOF Error	1327.7	147.52	1390.0753	0.0000288	9
Pure Error	0.318	0.106			3
Total	8166.3				17
75°C ^(b) of Eq. (5.2)					
Regression	6216.3	1036.0	8.257	0.00147	6
Residual	1380.2	125.47			11
LOF Error	1380.2	172.53	175762.0961	0.00000002	8
Pure Error	0.00294	0.000982			3
Total	7596.5				17

Note: ^(a)อุณหภูมิของสารละลาย $C_2H_5KO = 30^\circ C$, ^(b)อุณหภูมิของสารละลาย $C_2H_5KO = 75^\circ C$

5.2 สภาวะที่เหมาะสมของการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิต

ได้สรุปสภาวะที่เหมาะสมของการผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ (RPO) ให้มีค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ เท่ากับ 96.5 wt.% ด้วยอัตราการไหลของ RPO เข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ เท่ากับ 20 ลิตร/ชั่วโมง สำหรับกระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบต่อเนื่อง โดยตั้งเงื่อนไขอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^\circ C$ และ $75^\circ C$ ได้แสดงสมการทำนายความสัมพันธ์ ในรูปแบบสมการเป็นแบบ quadratic polynomial และเมื่อนำสมการไปสร้างกราฟ contour พบว่าที่เงื่อนไขการทำนายค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ เท่ากับ 96.5 wt.% คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 12.7 g.L^{-1} และความยาวท่อผสมแบบสถิต เท่ากับ 6 เมตร (ประมาณ 60 วินาที เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสถิต) เมื่อใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^\circ C$ (อุณหภูมิห้อง $30^\circ C$) ก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ สามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์ได้ปริมาณผลได้ เท่ากับ 81.6 vol.% และที่เงื่อนไขเมื่อใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^\circ C$ คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 44.8 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 11.4 g.L^{-1} และความยาวท่อผสมแบบสถิต เท่ากับ 4 เมตร (ประมาณ 40 วินาที เวลาในการทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสถิต) สามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์ได้ปริมาณผลได้ เท่ากับ 82.8 vol.% ซึ่งได้สรุปเงื่อนไขและปริมาณผลได้ของแต่ละกรณี ในตารางที่ 5.4 ซึ่งสภาวะดังกล่าวได้จากการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์ ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตของตัวแปรอิสระ คือ ปริมาณเอทานอล ($11.4 \leq A \leq 78.6 \text{ vol.}\%$) ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($7 \leq K \leq 17 \text{ g.L}^{-1}$) และความยาวท่อผสมแบบสถิต เท่ากับ ($0 \leq L \leq 10 \text{ m}$) โดยใช้โปรแกรม excel solver โปรแกรมจะทำการแก้สมการทำนายความสัมพันธ์ เพื่อหาค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ที่ต้องการ ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตที่กำหนด โดยใช้เงื่อนไขจากสมการทำนายความสัมพันธ์ของแต่ละกรณี มาทำการทดสอบจริงอีกครั้ง เพื่อยืนยันผลการทำนาย พบว่า การใช้ท่อผสมแบบสถิตในการกระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องสามารถเปลี่ยนโครงสร้างของกลีเซอไรด์ใน RPO ให้เป็นเอทิลเอสเทอร์ได้ เท่ากับ 98.005 wt.% และ 98.060 wt.% เมื่อใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^\circ C$ และ $75^\circ C$ ตามลำดับ ซึ่งได้

แสดงผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์และเอทิลเอสเทอร์ด้วยวิธี TLC/FID ทั้ง 2 กรณี ดังแสดงในตารางที่ 5.5

การหาปริมาณผลได้จากการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมสติดที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุด ดังแสดงในตารางที่ 5.5 เช่นกัน โดยทำการเก็บตัวอย่างน้ำมันจากเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องประมาณ 500 มิลลิลิตร ทิ้งไว้ประมาณ 1 วัน เพื่อให้แน่ใจว่ากลีเซอรอลที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันได้แยกชั้นอย่างสมบูรณ์ หลังจากนั้นทำการแยกกลีเซอรอลออกไปเพื่อทำการวัดปริมาตรของ ปริมาณน้ำมันไบโอดีเซลดิบ ปริมาณของกลีเซอรอล และปริมาณผลได้ของไบโอดีเซลบริสุทธิ์ เพื่อนำมาคำนวณปริมาณผลได้ของไบโอดีเซลจากน้ำมัน RPO จากข้อมูลดังกล่าวสามารถนำมาคำนวณหา กำลังการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมสติด เมื่อป้อนน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ที่กำลังการผลิต 20 L.hr^{-1} (RPO) ได้ผลได้ประมาณ 82.7 และ 82.8 vol.% หรือได้เอทิลเอสเทอร์ได้ประมาณ 16.54 L.hr^{-1} และ 16.56 L.hr^{-1} ที่เงื่อนไขสภาวะที่เหมาะสมในกรณีอุณหภูมิของ $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$ เท่ากับ 30°C และ 75°C ตามลำดับ

$$Y = (B/RPO) \times 100 \quad (5.3)$$

เมื่อ Y คือ ร้อยละผลได้ (yield, vol.%) B คือ ปริมาณน้ำมันไบโอดีเซล (purified biodiesel, vol.%) และ RPO คือ ปริมาณน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์เริ่มต้น (refined palm oil, vol.%)

ตารางที่ 5.4 เงื่อนไขที่ถูกเลือกเพื่อผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์

Appropriate condition at 96.5 wt.% of ester	30°C of $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$	75°C of $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$	%Diff
Ethanol (vol.%)	45.3	44.8	1.10
KOH (g.L^{-1})	12.7	11.4	10.24
Length of static mixer (m)	6	4	33.33
Reaction time in the pipeline (sec)	≈ 60	≈ 40	
Settling time (min)	30	30	

ตารางที่ 5.5 องค์ประกอบของเอทิลเอสเทอร์ของเงื่อนไขที่ถูกเลือกในกรณีทดลองจริง

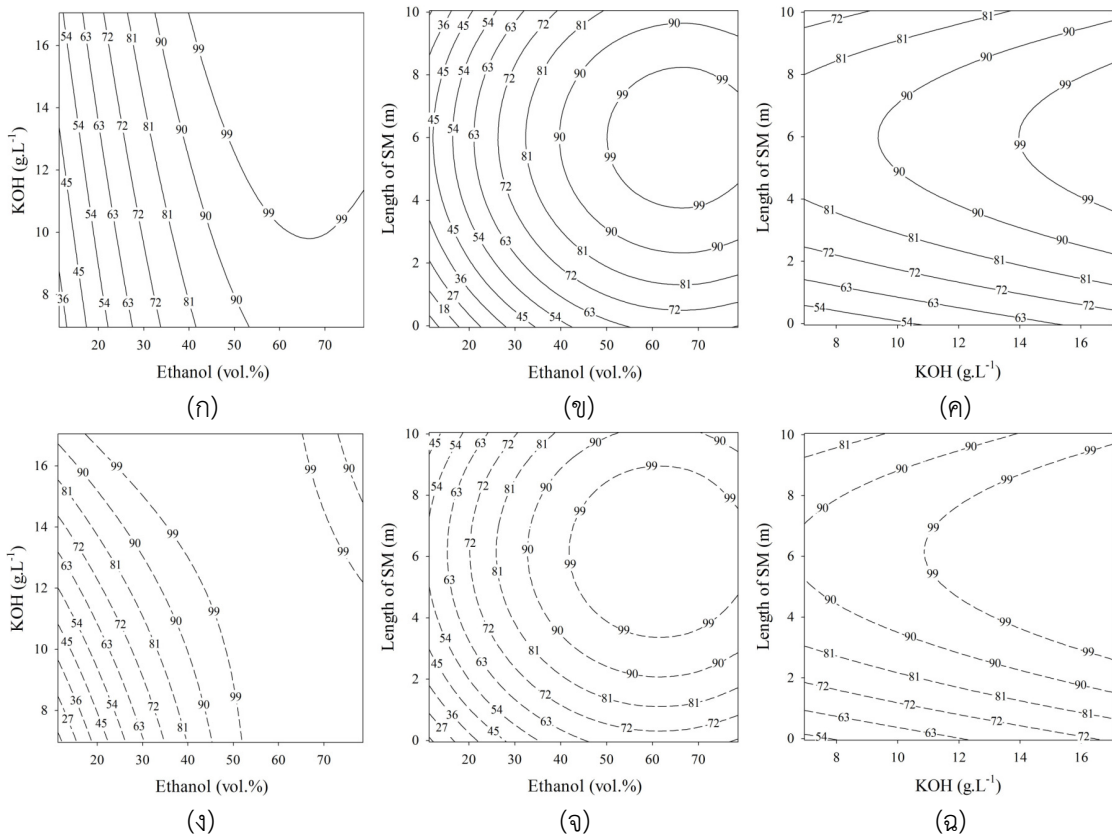
Property and composition	30°C of $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$	75°C of $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$
Ester (wt.%)	98.005	98.060
Triglyceride (wt.%)	0.000	0.000
Diglyceride (wt.%)	0.000	0.000
Monoglyceride (wt.%)	1.995	1.940
Free fatty acid (wt.%)	0.000	0.000
Yield of purified biodiesel ^(a) (wt.%)	82.7 (16.54 L.hr^{-1}) ^(b)	82.8 (16.56 L.hr^{-1}) ^(b)

Note: ^(a)Percentage of purified biodiesel yield was calculated based on 100 wt.% of RPO,

^(b)Flow rate of purified biodiesel was calculated based on 20 L.hr^{-1} of RPO.

5.2.1 กราฟ contour ของเอทิลเอสเทอร์ ที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$

จากผลการทดลองดังแสดงในตารางที่ 5.1 และสมการทำนายความสัมพันธ์ ในสมการที่ 5.1 และสมการที่ 5.2 สามารถนำมาสร้างกราฟ contour ของความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ ดังแสดงในรูปที่ 5.1 โดยแปรค่าตัวแปรอิสระคือ ปริมาณเอทานอล ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ และความยาวของท่อผสมแบบสถิต จากกราฟ contour พบว่า ผลการทดลองของทั้ง 2 อุณหภูมิ สามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์ได้ความบริสุทธิ์สูงตามที่ต้องการ และอยู่ภายใต้เงื่อนไขขอบเขตของตัวแปรอิสระ คือ ปริมาณเอทานอล ($11.4 \leq A \leq 78.6$ vol.%) ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($7 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹) และความยาวท่อผสมแบบสถิต ($0 \leq L \leq 10$ m) โดยจะสังเกตช่วงของแต่ละตัวแปรอิสระของแต่ละกราฟ contour ที่ครอบคลุมพื้นที่ของค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ประมาณ 99 wt.% ซึ่งช่วงของตัวแปรนั้นๆจะส่งผลต่อค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ที่สูง จากการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยเอทานอล และได้แสดงวิธีการทับซ้อนของกราฟ contour ของเอทิลเอสเทอร์ที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ เพื่อเปรียบเทียบผลของอุณหภูมิต่อค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ซึ่งได้กล่าวในหัวข้อถัดไป



รูปที่ 5.1 กราฟ contour ของความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ (ก) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (ข) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวของท่อผสมแบบสล็อต (ค) ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวของท่อผสมแบบสล็อต; เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ (ง) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (จ) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวของท่อผสมแบบสล็อต (ฉ) ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวของท่อผสมแบบสล็อต

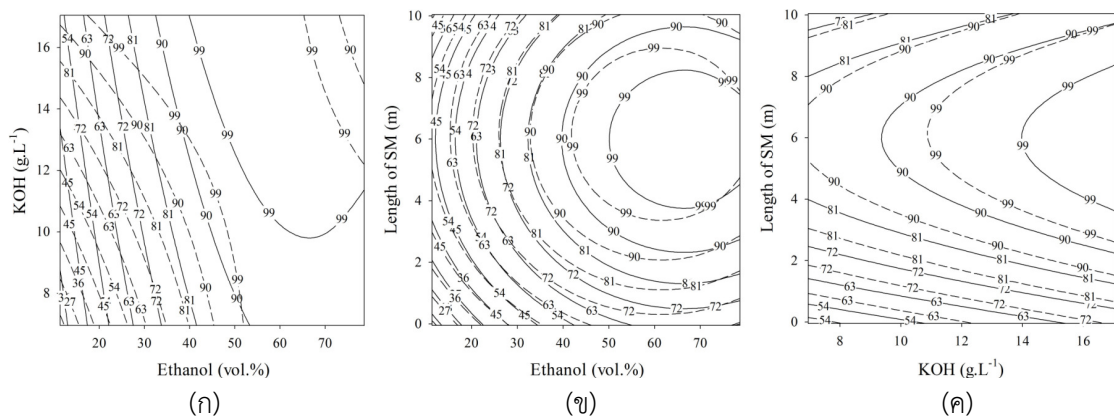
5.2.2 การเปรียบเทียบตัวแปรอิสระด้วยวิธีการทับซ้อนของกราฟ contour ของเอทิลเอสเทอร์

สรุปว่า ในกรณีสังเกตจากค่าความบริสุทธิ์ที่ผ่านมาตรฐานไปโอดีเซลเชิงพาณิชย์คือ ค่าเอสเทอร์ของไปโอดีเซลจะต้องมีค่ามากกว่า 96.5 wt.% แต่เมื่อเปรียบเทียบทั้งกรณีการใช้ C_2H_5KO ที่อุณหภูมิ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ พบว่า ปริมาณสารเคมีที่ใช้แตกต่างกันไม่มากโดยปริมาณการใช้สารเคมีจะลดลงคือ ปริมาณเมทานอลลดลง 1.10% และปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ลดลง 10.24% เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO ก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ เท่ากับ $75^{\circ}C$ โดยตัวแปรที่มีนัยสำคัญต่อการเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO คือ ความยาวท่อผสมแบบสล็อตจะลดความลงจาก 6 เมตร เป็น 4 เมตร หรือ ลดลงประมาณ 33.33% แต่ความยาวที่ห่างกันระยะทาง 2 เมตร สามารถคำนวณหาระยะเวลาการทำปฏิกิริยาตามความยาวท่อผสม โดยใช้เวลาผสมในท่อประมาณ 20 วินาที ถ้าใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ ซึ่งมีผลต่อต้นทุนการผลิตไปโอดีเซลน้อยมาก ดังแสดงในตารางที่ 5.4

แต่หากพิจารณาในด้านการเปลี่ยนแปลงกลีเซอรอลด์ของ RPO ให้เหลือน้อยที่สุด หรือให้ได้ค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ที่มีค่ามากที่สุด สามารถสังเกตได้จากรูปที่ 5.2 ได้แสดงวิธีการทับซ้อน

(superposition method) ระหว่างกราฟ contour ของความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ เพื่อเปรียบเทียบผลของตัวแปรอิสระที่สภาวะที่เหมาะสมที่สุด ตามรูปที่ 5.2(ก) แสดงกราฟ contour ของค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ต่างๆกัน พบว่า พื้นที่ของกราฟ contour ได้แสดงค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์มากที่สุด อยู่ในช่วงของการแปรค่า คือ ปริมาณเอทานอล ($11.4 \leq A \leq 52.5$ vol.%) และปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($7 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹) เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ และอยู่ในช่วงของการแปรค่า คือ ปริมาณเอทานอล ($41 \leq A \leq 78.6$ vol.%) และปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($11 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹) เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ ดังนั้น ในกรณีที่ใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ จะต้องใช้เอทานอล มากกว่า 41 vol.% และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ มากกว่า 11 g.L⁻¹ จึงจะมีโอกาสทำให้ได้ค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์มากที่สุด ซึ่งจะต้องใช้สารเคมีในปริมาณที่มากกว่าเมื่อเปรียบเทียบกับเงื่อนไขที่ได้จากอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ และจากรูปที่ 5.2(ข) แสดงกราฟ contour ของค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวท่อผสมแบบสถิต ต่างๆกัน พบว่า พื้นที่ของกราฟ contour ได้แสดงค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์มากที่สุด อยู่ในช่วงของการแปรค่า คือ ปริมาณเอทานอล ($42 \leq A \leq 78.6$ vol.%) และความยาวท่อผสมแบบสถิต ($3.5 \leq L \leq 9$ m) เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ และอยู่ในช่วงของการแปรค่า คือ ปริมาณเอทานอล ($50 \leq A \leq 78.6$ vol.%) และความยาวท่อผสมแบบสถิต ($3.8 \leq L \leq 8.2$ m) เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ ดังนั้น เมื่อสังเกตที่เงื่อนไขขอบเขตต่ำสุดของทั้ง 2 ตัวแปร คือ ปริมาณเอทานอล และความยาวท่อผสมแบบสถิต ในกรณีเมื่อใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ จะใช้ปริมาณเอทานอลมากกว่า และความยาวท่อผสมแบบสถิตที่ยาวกว่า และเมื่อพิจารณาจากพื้นที่ของกราฟ contour ที่ค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์เท่ากับ 99 wt.% จะเห็นว่า พื้นที่ของกราฟ contour กรณีอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ ครอบคลุมพื้นที่ของช่วงตัวแปรอิสระ (ปริมาณเอทานอล และความยาวท่อผสมแบบสถิต) น้อยกว่ากรณีอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ ดังนั้น เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO ก็จะทำให้ปริมาณเอทานอลลดลง และความยาวของท่อผสมแบบสถิตสั้นลง หรือเวลาในการทำปฏิกิริยาลดลง เมื่อพิจารณาจากค่าที่เหมาะสมที่สุด (optimal condition) ของค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ จากรูปที่ 5.2(ค) แสดงกราฟ contour ของค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวท่อผสมแบบสถิต ต่างๆกัน พบว่า พื้นที่ของกราฟ contour ได้แสดงค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์มากที่สุด อยู่ในช่วงของการแปรค่า คือ ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($11 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹) และความยาวท่อผสมแบบสถิต ($2.5 \leq L \leq 9.7$ m) เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ และอยู่ในช่วงของการแปรค่า คือ ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ($14 \leq K \leq 17$ g.L⁻¹) และความยาวท่อผสมแบบสถิต ($3.5 \leq L \leq 8.5$ m) เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ ดังนั้น เมื่อสังเกตที่เงื่อนไขขอบเขตต่ำสุดของทั้ง 2 ตัวแปร คือ ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ และความยาวท่อผสมแบบสถิต ในกรณีเมื่อใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ จะใช้ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์มากกว่า และความยาวท่อผสมแบบสถิตที่ยาวกว่า และเมื่อพิจารณาจากพื้นที่ของกราฟ contour ที่ค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์เท่ากับ 99 wt.% จะเห็นว่า พื้นที่ของกราฟ contour กรณีอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ ครอบคลุมพื้นที่ของช่วงตัวแปรอิสระ (ปริมาณเอทานอล และความยาวท่อผสมแบบสถิต) น้อยกว่ากรณีอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ เช่นเดียวกับช่วงของตัวแปรอิสระของกราฟ contour อื่นๆ ดังนั้น เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO ก็จะทำให้ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ลดลง และความยาวของท่อผสมแบบสถิตสั้นลงหรือเวลาในการทำปฏิกิริยาลดลง เมื่อพิจารณาจากค่าที่เหมาะสมที่สุด (optimal condition) ของค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ เช่นกัน

อย่างไรก็ตาม ผู้วิจัยขอเสนอแนะว่า ในการทดลองหรือการนำไปประยุกต์ใช้งานจริง ไม่จำเป็นต้องใช้เงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดเพื่อให้ได้ค่าความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์มากที่สุด โดยควรใช้เงื่อนไขที่สามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์ให้มีค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ผ่านตามมาตรฐานคือ 96.5 wt.% ก็เพียงพอแล้ว โดยเมื่อนำค่าความบริสุทธิ์เอสเทอร์คือ 96.5 wt.% แทนค่าในสมการทำนายความสัมพันธ์สมการที่ 5.1 และสมการที่ 5.2 ก็จะได้เงื่อนไขตามตารางที่ 5.4 คือ กรณีการใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ $12.7 g.L^{-1}$ และความยาวท่อผสมแบบสเถิต เท่ากับ 6 เมตร และกรณีการใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 44.8 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ $11.4 g.L^{-1}$ และความยาวท่อผสมแบบสเถิต เท่ากับ 4 เมตร เมื่อใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ ตามลำดับดังนั้น การใช้สารเคมีทั้ง เอทานอล และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ จะลดปริมาณการใช้ลงเล็กน้อย เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ อีกทั้งเป็นการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนเพื่ออุ่นและควบคุมอุณหภูมิของเอทานอลให้ได้เท่ากับ $75^{\circ}C$ ก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ดังนั้น จึงแนะนำว่าไม่จำเป็นต้องอุ่นเอทานอลให้ใกล้เคียงกับจุดเดือด เมื่อต้องการผลิตเอทิลเอสเทอร์ให้ได้ตามมาตรฐานของเอสเทอร์ เท่ากับ 96.5 wt.% ในส่วนข้อดีของการเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO คือ ปฏิกริยาจะสมบูรณ์เร็วกว่า เมื่อเปรียบเทียบกับที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ แต่ปริมาณสารเคมีซึ่งเป็นต้นทุนหลักในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลลดลงน้อยมาก และปัญหาที่ได้พบในการใช้เอทานอลในการทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันคือการแยกชั้น เพราะการแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอลจะมีความยากมากกว่าการทำปฏิกิริยาด้วยเมทานอล ซึ่งบางเงื่อนไขจะไม่แยกชั้น และทำให้ล้างได้ยากทำให้ได้ปริมาณผลได้ (yield) น้อย ซึ่งจะได้กล่าวในหัวข้อ การแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล



รูปที่ 5.2 วิธีการทับซ้อนระหว่างกราฟ contour ของความบริสุทธิ์ของเอทิลเอสเทอร์ เมื่ออุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ (แสดงด้วยเส้นเต็ม “—”) และ $75^{\circ}C$ (แสดงด้วยเส้นประ “- - -”) (ก) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (ข) ที่ค่าของปริมาณเอทานอลและความยาวของท่อผสมแบบสเถิต (ค) ที่ค่าของปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์และความยาวของท่อผสมแบบสเถิต

5.3 คุณสมบัติของไบโอดีเซลจากกระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมสเถิต

จากเงื่อนไขที่ถูกเลือกคือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 12.7 g.L^{-1} และความยาวท่อผสมแบบสเถิต เท่ากับ 6 เมตร (เวลาทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสเถิตประมาณ 60 วินาที) ใช้อุณหภูมิของ $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$ เท่ากับ 30°C (อุณหภูมิห้อง) โดยนำมาใช้เป็นเงื่อนไขเพื่อผลิตน้ำมันไบโอดีเซลและนำไปวิเคราะห์ ตามกำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน) พ.ศ. 2549 และตามกำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน พ.ศ. 2556 ดังแสดงในตารางที่ 5.6 และตารางที่ 5.7 ตามลำดับ จากผลการทดสอบ พบว่า ที่เงื่อนไขดังกล่าวสามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ผ่านมาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน พ.ศ. 2549 และมีค่าความบริสุทธิ์ของค่าเอสเทอร์สูงกว่ามาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์คือ 96.5 wt.% และผ่านมาตรฐานตัวอื่นๆ ยกเว้นปริมาณของโมโนกลีเซอไรด์ และไดกลีเซอไรด์ สูงกว่ามาตรฐานเล็กน้อย แต่ก็เพียงพอในการบรรลุวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ แต่ในความเห็นของทีมนักวิจัย การเปรียบเทียบปริมาณต่างๆของคุณสมบัติของมาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์ของประเทศไทยมีเพียงการใช้เมทานอลในการทำปฏิกิริยา ดังนั้นผู้วิจัยอ้างอิงเชิงเปรียบเทียบ โดยนำเอาไบโอดีเซลที่ทำปฏิกิริยาด้วยเอทานอล (เอทิลเอสเทอร์) มาเปรียบเทียบกับมาตรฐานของไบโอดีเซลที่ผลิตด้วยเมทานอล (เมทิลเอสเทอร์) เนื่องจากกระบวนการหรือมาตรฐานของคุณย่เครื่องมื่อวิทยาศาสตร์ต่างๆ ก็ได้ใช้มาตรฐานตามประกาศของกรมธุรกิจพลังงาน ซึ่งตามจริงแล้วองค์ประกอบหรือคุณสมบัติบางตัวระหว่างเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์อาจจะแตกต่างกัน หรือมีความยากง่ายด้านการเปลี่ยนโครงสร้างของน้ำมันพืชให้เป็นไบโอดีเซลที่คุณสมบัติด้านเชื้อเพลิงเหลวให้ได้ค่ามาตรฐานต่างกัน จึงเห็นว่า ในอนาคตถ้าหากเอทานอลมีราคาต้นทุนถูกลงกว่าปัจจุบันหรือเมทานอลมีความไม่เสถียรภาพทางด้านราคา และมีการส่งเสริมการใช้เอทานอลทดแทนเมทานอล ก็ควรมีมาตรฐานของเอทิลเอสเทอร์เชิงพาณิชย์ของประเทศไทย

ตารางที่ 5.6 ผลการทดลองเปรียบเทียบกับมาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน พ.ศ. 2549

Property	Result	Methyl ester standard
	30°C of $\text{C}_2\text{H}_5\text{KO}$	THA
Density at 15°C (kg.m^{-3})	865	860-900
Viscosity at 40°C (cSt)	4.82	1.9-8.0
Flash point (°C)	167	> 120
Sulphur (wt.%)	< 0.0002	< 0.0015
Sulfated ash (wt.%)	< 0.005	< 0.02
Water and sediment (vol.%)	0.05	< 0.2
Copper strip corrosion	No.1a	< No.3
Acid number (mg KOH.g^{-1})	0.24	< 0.8
Free glycerin (wt.%)	ไม่พบ	< 0.02
Total glycerin (wt.%)	0.246	<1.5

ตารางที่ 5.7 ผลการทดลองเปรียบเทียบกับมาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์

Property	Result	Methyl ester standard		
	30°C of C ₂ H ₅ KO	THA	U.S.	EU
Methyl ester (wt.%)	98.11	> 96.5 ^(a)	-	> 96.5
Linolenic acid methyl ester (wt.%)	0.00	< 12.0 ^(a)	-	< 12.0
Density at 15 °C (kg.m ⁻³)	865	860-900 ^(c)	-	860-900
Viscosity at 40 °C (cSt)	4.82	3.5-5.0	1.9-6.0	3.5-5.0
Flash point (°C)	167	> 120	> 93	> 101
Carbon residue (wt.%)	< 0.0002	< 0.3	< 0.05	-
Sulfated ash (wt.%)	< 0.005	< 0.02	< 0.02	< 0.02
Water (mg.kg ⁻¹)	-	< 500	< 500	< 500
Total contamination (mg.kg ⁻¹)	< 0.05	< 24	-	< 24
Copper strip corrosion	No.1a	< No.1	< No.3	< No.1
Acid value (mgKOH.g ⁻¹)	0.24	< 0.50	< 0.50	< 0.50
Iodine value (g Iodine.100 g ⁻¹)	56.27	64.22	-	< 120
Methanol (wt.%)	< 0.01	<0.2	< 0.2	< 0.2
Monoglyceride (wt.%)	0.819	< 0.7 ^(b)	-	< 0.8
Diglyceride (wt.%)	0.215	< 0.2 ^(b)	-	< 0.2
Triglyceride (wt.%)	0.034	< 0.2 ^(b)	-	< 0.2
Free glycerin (wt.%)	0	< 0.02 ^(b)	< 0.02	< 0.02
Total glycerin (wt.%)	0.246	< 0.25 ^(b)	< 0.24	< 0.25

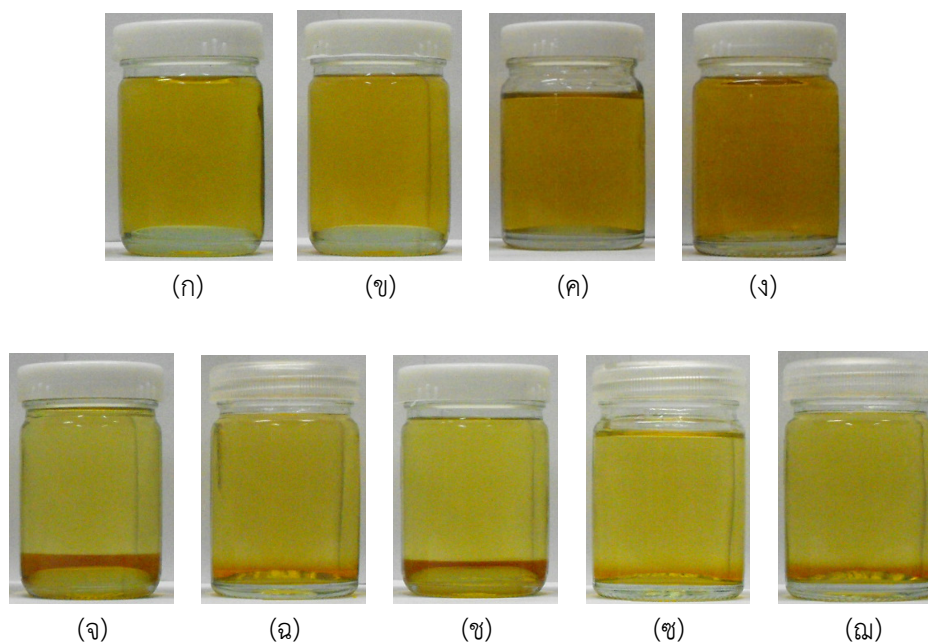
Note: Test methods: ^(a)EN 14103, ^(b)EN 14105, ^(c)ASTM D 1298

5.4 การแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล

ในการทดลองเพื่อวิเคราะห์หาองค์ประกอบต่างๆในน้ำมันด้วยเทคนิค TLC/FID คือ เอสเทอร์ ไตรกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์ โมโนกลีเซอไรด์ และกรดไขมันอิสระ จะต้องผ่านการล้างด้วยน้ำก่อน เพื่อกำจัดสิ่งปนเปื้อนมาจากกระบวนการผลิต เช่น แอลกอฮอล์ ตัวเร่งปฏิกิริยาเบส กลีเซอรอล เป็นต้น หลังจากกระบวนการล้างด้วยน้ำก็จะได้ไบโอดีเซลบริสุทธิ์ เพื่อนำไปวิเคราะห์ต่อไป แต่จากการทดลองได้สังเกตเห็นว่าบางเงื่อนไขสามารถล้างได้ไบโอดีเซลบริสุทธิ์ปริมาณมากหรือน้อยแตกต่างกัน จึงได้ทดลองเก็บตัวอย่างของแต่ละเงื่อนไขทั้ง 18 การทดลอง แล้วหยุดปฏิกิริยาด้วยน้ำเย็น ทำเช่นเดียวกับการนำตัวอย่างไปวิเคราะห์ จนอุณหภูมิของตัวอย่างลดลงอย่างรวดเร็ว แล้วจึงรอประมาณ 30 นาที เพื่อบันทึกภาพด้วยกล้องถ่ายภาพ โดยที่มวิจักษณ์ว่าอัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ มีผลต่อการแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล และสามารถสังเกตเห็นได้ว่าตัวอย่างไบโอดีเซลที่ไม่แยกชั้นจะมีสีเหลืองเข้มเนื่องจากมีกลีเซอรอลแขวนลอยอยู่ในไบโอดีเซล ดังแสดงในรูปที่ 5.3 แต่ความยาวของท่อผสม 0-10 เมตร หรือระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสถิตไม่เกิน 100 วินาที จะไม่ส่งผลต่อการแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล ซึ่งได้เรียงอัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (vol.% to g.L⁻¹) จากอัตราส่วนน้อยไปมาก ดังแสดงในตารางที่ 5.8 ซึ่งก็ยังคงเป็นเพียงการตั้งข้อสังเกตจากการทดลอง

ตารางที่ 5.8 อัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ กรณี C_2H_5KO เท่ากับ $30^\circ C$

Ethanol, A (vol.%)	KOH, K (g.L ⁻¹)	Length of SM, L (m)	Ratio of A to K (vol.%, g.L ⁻¹)	ลักษณะการแยกชั้น	Run
11.4	12.0	5	0.9:1	รูปที่ 5.3(ก) ไม่แยกชั้น	18
25.0	15.0	8	1.7:1	รูปที่ 5.3(ข) ไม่แยกชั้น	11
25.0	15.0	2	1.7:1	รูปที่ 5.3(ข) ไม่แยกชั้น	12
45.0	17.0	5	2.6:1	รูปที่ 5.3(ค) ไม่แยกชั้น	8
25.0	9.0	8	2.8:1	รูปที่ 5.3(ง) ไม่แยกชั้น	9
25.0	9.0	2	2.8:1	รูปที่ 5.3(ง) ไม่แยกชั้น	10
45.0	12.0	5	3.8:1	รูปที่ 5.3(จ) แยกชั้น	1
45.0	12.0	5	3.8:1	รูปที่ 5.3(จ) แยกชั้น	2
45.0	12.0	5	3.8:1	รูปที่ 5.3(จ) แยกชั้น	3
45.0	12.0	5	3.8:1	รูปที่ 5.3(จ) แยกชั้น	4
45.0	12.0	10	3.8:1	รูปที่ 5.3(จ) แยกชั้น	5
45.0	12.0	0	3.8:1	รูปที่ 5.3(จ) แยกชั้น	6
65.0	15.0	8	4.3:1	รูปที่ 5.3(ฉ) แยกชั้น	15
65.0	15.0	2	4.3:1	รูปที่ 5.3(ฉ) แยกชั้น	16
45.0	7.0	5	6.5:1	รูปที่ 5.3(ช) แยกชั้น	7
78.6	12.0	5	6.6:1	รูปที่ 5.3(ช) แยกชั้น	17
65.0	9.0	8	7.2:1	รูปที่ 5.3(ฌ) แยกชั้น	13
65.0	9.0	2	7.2:1	รูปที่ 5.3(ฌ) แยกชั้น	14



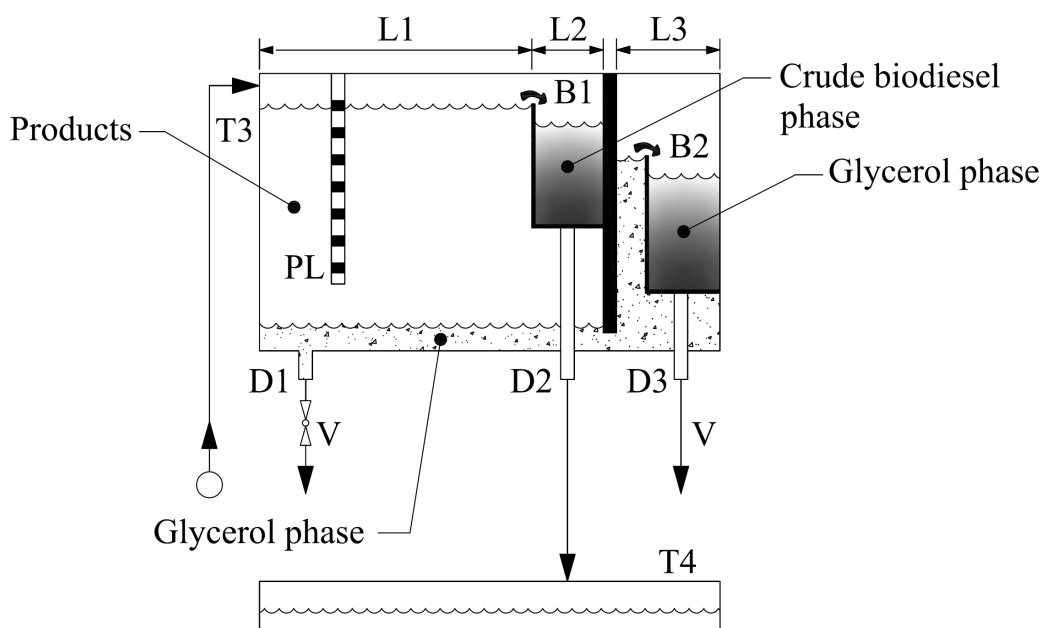
รูปที่ 5.3 ลักษณะการแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล กรณี C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ อัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์คือ (ก) 0.9:1 vol.%, (ข) 1.7:1 vol.%, (ค) 2.6:1 vol.%, (ง) 2.8:1 vol.%, (จ) 3.8:1 vol.%, (ฉ) 4.3:1 vol.%, (ช) 6.5:1 vol.%, (ซ) 6.6:1 vol.%, (ณ) 7.2:1 vol.%, $g.L^{-1}$

5.5 การแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง และการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ

5.5.1 การแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง

จากแผนผังกระบวนการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสตีต ตามรูปที่ 3.1 ได้นำเงื่อนไขที่ถูกเลือกคือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ $12.7 g.L^{-1}$ และความยาวท่อผสมแบบสตีต เท่ากับ 6 เมตร (เวลาทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสตีตประมาณ 60 วินาที) ใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ (อุณหภูมิห้อง) ผลิตภัณฑ์จะไหลผ่านชุดท่อผสมแบบต่อเนื่อง แล้วผลิตภัณฑ์หรือไบโอดีเซลที่มีกลีเซอรอลแขวนลอยอยู่จะไหลไปสู่ถังแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง ดังแสดงในรูปที่ 5.4 โดยถังแยกกลีเซอรอลมีหลักการทำงาน ดังนี้ (1) ผลิตภัณฑ์จะไหลเข้าถังแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง (ถัง T3) ทางด้านบนตามทิศทางของหัวลูกศร (2) ผลิตภัณฑ์จะไหลลงจากด้านบนลงไปที่ด้านล่างของถัง (3) ผลิตภัณฑ์ซึ่งไหลเข้ามาด้วยอัตราการไหลประมาณ $29.06 L.hr^{-1}$ คือ อัตราการไหลของ RPO เท่ากับ $20 L.hr^{-1}$ รวมกับอัตราการไหลของเอทานอล เท่ากับ $9.06 L.hr^{-1}$ (45.3 vol.%) จะถูกชะลอลดด้วยแผ่นตะแกรง (baffle-plate, PL) เพื่อไม่ให้ความรุนแรงจากการไหลของผลิตภัณฑ์ไปทำให้กลีเซอรอลซึ่งอยู่ด้านล่างถึงฟุ้งขึ้นมาผสมกับผลิตภัณฑ์ (4) กลีเซอรอลและไบโอดีเซลดิบจะเริ่มแยกชั้นในโซนของ L1 คือ separation zone ซึ่งรูปร่างของถังแยกเป็นทรงกระบอกมีปริมาตรประมาณ 50 L (ปริมาตรวัดถึงระดับผิวน้ำ) ของโซนที่ L1 ซึ่งปริมาตรดังกล่าวได้มาจากการคำนวณอัตราการไหลรวมคือ $29.06 L.hr^{-1}$ แต่เนื่องจากเพื่อต้องการแยกกลีเซอรอลโดยใช้เวลาประมาณ 30 นาที (ผลจากห้องปฏิบัติการ) ดังนั้นในกระบวนการแยกแบบต่อเนื่องของอัตราการไหลรวมคือ $29.06 L.hr^{-1}$ (RPO กับ

potassium ethoxide) จำเป็นต้องใช้ปริมาตรของโซนแยกชั้น L1 มากกว่า 14.5 L แต่เพื่อให้แน่ใจในการแยกชั้น และบางครั้งการออกแบบระบบแบบต่อเนื่องต้องคำนึงถึงการไหลล้นของของไหลภายในถัง ในกรณีที่มีผลิตภัณฑ์เต็มถังแยก หลังจากระบบดำเนินการไประยะเวลาหนึ่ง (ช่วงเริ่มต้นการผลิตถังแยกยังว่างไม่มีผลิตภัณฑ์) จึงได้ออกแบบโซนแยกชั้นให้มีปริมาตรประมาณ 50 L ดังนั้น ผลิตภัณฑ์จะอยู่ในโซนนี้นี้ประมาณ 1.7 hr ที่อัตราการไหลรวมของ RPO กับ เอทานอล เท่ากับ $29.06 \text{ L}\cdot\text{hr}^{-1}$ ดังนั้นจึงจะมีเฉพาะไบโอดีเซลดิบที่แยกชั้นสมบูรณ์แล้วไหลล้นไปที่กล่องเก็บไบโอดีเซลดิบ B1 (storage box of crude biodiesel) หรือในโซน L2 คือ โซนไบโอดีเซลดิบ (crude biodiesel zone) (5) ไบโอดีเซลดิบจะไหลลงไปตามท่อ D2 และไหลไปยังถังเก็บไบโอดีเซล เพื่อนำไปล้างทำความสะอาดไบโอดีเซลในขั้นตอนถัดไป (6) กลีเซอรอลซึ่งแยกชั้นอยู่ด้านล่างของถังแยกจะไหลลงตามท่อ D3 เข้าไปในโซนของ L3 คือ โซนของกลีเซอรอล (glycerol zone) ซึ่งกลีเซอรอลจะไหลล้นเข้าไปในกล่องเก็บกลีเซอรอล B2 (storage box of glycerol) และไหลลงไปตามท่อ D3 แล้วนำกลีเซอรอลไปไว้ในถังเก็บเพื่อรอนำไปกำจัด (7) ถ้าต้องการล้างทำความสะอาดถังหรือบำรุงรักษาสามารถเปิดวาล์วที่ตำแหน่ง D1 ของเหลวทั้งหมดที่อยู่ในถังแยก T3 ก็จะถูกถ่ายออกไป



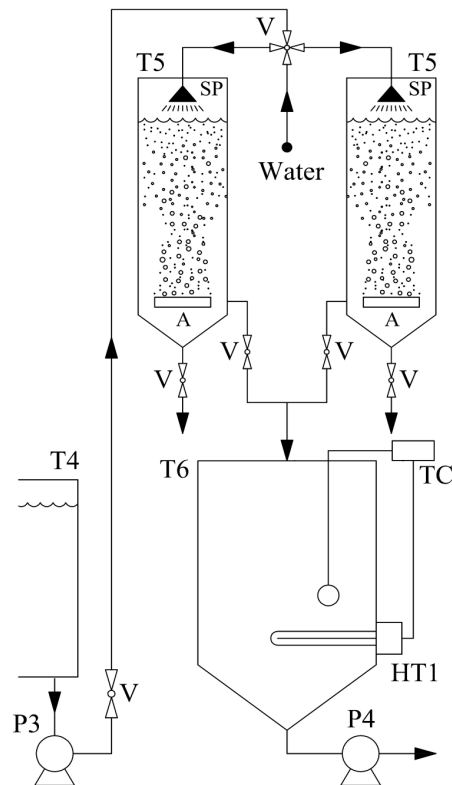
รูปที่ 5.4 ถังแยกกลีเซอรอลแบบต่อเนื่อง

(T3: separator tank, T4: crude biodiesel tank, V: valve, D1: drain valve of mixtures, D2: drain valve of crude biodiesel, D3: drain valve of glycerol, PL: baffle-plate, A: air bubble, B1: storage box of crude biodiesel, B2: storage box of glycerol, L1: separation zone, L2: crude biodiesel zone, and L3: glycerol zone.

5.5.2 การล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ

แผนผังกระบวนการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ ดังแสดงในรูปที่ 5.5 ที่มิวิจัยได้ออกแบบระบบการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะเนื่องจากมีความสะดวกในการใช้งาน และได้ออกแบบไว้ 2 ชุด เนื่องจากกระบวนการล้างไบโอดีเซลจะต้องใช้เวลานานกว่ากระบวนการผลิตไบโอดีเซล และ

กระบวนการแยกชั้นของเอทิลเอสเทอร์และกลีเซอรอล โดยการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะมีหลักการทำงานดังนี้ (1) ไบโอดีเซลดิบจากถังเก็บไบโอดีเซลดิบ (crude biodiesel tank, T4) จะถูกปั๊มด้วยปั๊ม P3 ควบไบโอดีเซลดิบไปยังถังล้าง (washing tank, T5) ผ่านหัวสเปรย์ (SP) ถ้าต้องการจ่ายไบโอดีเซลดิบไปถึงไหนก็เปิดวาล์วถังนั้น (2) หลังจากนั้นเติมน้ำลงไปในถังล้างผ่านหัวสเปรย์ (SP) เช่นเดียวกัน เติมน้ำให้ได้อัตราส่วนต่อไบโอดีเซลดิบ ประมาณ 50:50 (crude biodiesel to water) ชั้นตอนนี้เป็นชั้นตอนที่สำคัญ เนื่องจากการเติมน้ำผ่านหัวสเปรย์ลงบนผิวของไบโอดีเซลดิบจะช่วยชะล้างตัวเร่งปฏิกิริยา (KOH) ที่แขวนลอยอยู่ในไบโอดีเซลดิบตกลงลงมาด้านล่างของถังล้าง หลังจากนั้นให้ถ่ายน้ำล้างซึ่งจะมีลักษณะสีขาวหรือน้ำสบู่ออกจากถังล้าง (3) เติมน้ำลงไปในถังล้างผ่านหัวสเปรย์ (SP) เติมน้ำให้ได้อัตราส่วนต่อไบโอดีเซลดิบ ประมาณ 50:50 (crude biodiesel to water) อีกครั้ง (4) เปิดปั๊มลมเพื่อผลิตฟองอากาศช่วยผสมในถังล้าง โดยฟองอากาศจะช่วยทำให้ไบโอดีเซลดิบกับน้ำล้างเป็นฟองอากาศ ทำให้ฟองอากาศระหว่างสารซึ่งมีความหนาแน่นแตกต่างกันสัมผัสกันมากยิ่งขึ้น ส่งผลให้เอทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งแขวนลอยอยู่ในไบโอดีเซลดิบ ละลายมาอยู่ในน้ำได้มากขึ้น โดยเปิดฟองอากาศในครั้งที่ 1 ประมาณ 15 นาที แล้วปิดปั๊มลม รอจนน้ำและไบโอดีเซลแยกชั้น แล้วจึงถ่ายน้ำล้างซึ่งมีสีขาว ลงทางด้านล่างของถังล้าง (5) ชั้นตอนถัดไปคือ ทำซ้ำเหมือนกับชั้นตอนที่ (3) และชั้นตอนที่ (4) โดยเปิดปั๊มลมประมาณ 30 นาที แล้วปิดปั๊มลม รอจนน้ำและไบโอดีเซลแยกชั้น แล้วจึงถ่ายน้ำล้างซึ่งมีสีขาว ลงทางด้านล่างของถังล้าง (6) ทำซ้ำเหมือนกับชั้นตอนที่ (3) และชั้นตอนที่ (4) โดยเปิดปั๊มลมประมาณ 60 นาที แล้วปิดปั๊มลม รอจนน้ำและไบโอดีเซลแยกชั้น แล้วจึงถ่ายน้ำล้างซึ่งมีสีขาวใสกว่าครั้งก่อนหน้า (7) ทำซ้ำเหมือนกับชั้นตอนที่ (3) และชั้นตอนที่ (4) โดยเปิดปั๊มลมประมาณ 12 ชั่วโมง แล้วปิดปั๊มลม รอจนน้ำและไบโอดีเซลแยกชั้น แล้วจึงถ่ายน้ำล้างซึ่งมีสีขาวใสกว่าครั้งก่อนหน้า ทดลองตรวจสอบค่า pH ของน้ำล้าง ต้องได้ค่าเท่ากับน้ำเริ่มต้น หรือประมาณ pH เท่ากับ 7 แสดงว่าล้างตัวเร่งปฏิกิริยาออกหมดแล้ว ในกรณีถ้าตรวจสอบแล้วยังค่าสูงกว่านี้ ก็ให้ทำซ้ำเหมือนกับชั้นตอนที่ (3) และชั้นตอนที่ (4) โดยเปิดปั๊มลมประมาณ 60 นาที น้ำล้างก็จะมีค่า pH ผ่านตามที่กำหนด เนื่องจากการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำกับฟองอากาศเป็นเวลา 12 ชั่วโมง ซึ่งเป็นระยะเวลาที่นาน จะทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาละลายออกมามากกว่าการใช้เวลาล้างที่ระยะเวลาน้อยกว่า ดังนั้นน้ำล้างที่เปิดฟองอากาศเป็นเวลา 12 ชั่วโมง อาจจะมีสีขาวขุ่นมาก แต่เมื่อทำซ้ำเหมือนกับชั้นตอนที่ (3) และชั้นตอนที่ (4) โดยเปิดปั๊มลมประมาณ 60 นาที ตามที่ได้กล่าวไว้ข้างต้น น้ำล้างก็จะมีค่า pH เท่ากับน้ำเริ่มต้นที่เติมมาเพื่อล้างไบโอดีเซลดิบ (8) ไบโอดีเซลที่ล้างเสร็จแล้วจะไหลลงสู่ถังไบโอดีเซล (biodiesel tank, T6) เพื่ออุ่นไอน้ำซึ่งแขวนลอยมาจากกระบวนการล้างไบโอดีเซล โดยควบคุมอุณหภูมิของไบโอดีเซลที่ประมาณ 80°C น้ำที่แขวนลอยส่วนน้อยจะระเหยออกไป แต่โดยส่วนใหญ่ น้ำจะแยกชั้นกับน้ำมันไบโอดีเซล น้ำจะตกลงสู่ด้านล่างของถัง เนื่องจากมีความหนาแน่นมากกว่าไบโอดีเซล (9) ใช้ปั๊มไบโอดีเซล (biodiesel pump, P4) จ่ายไบโอดีเซลไปใช้งานหรือไปไว้ในถังเก็บไบโอดีเซล



รูปที่ 5.5 แผนผังชุดกระบวนการล้างไบโอดีเซลด้วยน้ำแบบกะ

(T4: crude biodiesel tank, T5: washing tank, T6: biodiesel tank, P3: crude biodiesel pump, P4: biodiesel pump, HT1: submerged heater, TC: temperature control, V: valve, A: air bubble.

บทที่ 6

สรุปผลการทดลองและข้อเสนอแนะ

6.1 สรุปผลการทดลอง

การผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง สามารถสรุปผลการทดลองได้ดังนี้

6.1.1 สภาวะที่เหมาะสมของการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิต

จากการออกแบบการทดลองแบบ central composite design (CCD) มี 3 ตัวแปรอิสระ มี 5 ระดับของ code ตัวแปร จากการใช้โปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 ทำการทดลองทั้งหมด 18 การทดลอง เพื่อทำการวิเคราะห์หาเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต และรูปแบบของสมการทำนายความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรอิสระที่สนใจ คือ ปริมาณแอลกอฮอล์ และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ที่มีผลต่อการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต โดยควบคุมอุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ และ $75^{\circ}C$ พบว่า กรณีการใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 12.7 g.L^{-1} และความยาวท่อผสมแบบสถิต เท่ากับ 6 เมตร และกรณีการใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ คือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 44.8 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 11.4 g.L^{-1} และความยาวท่อผสมแบบสถิต เท่ากับ 4 เมตร สามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์ให้มีค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ ผ่านตามมาตรฐานคือ 96.5 wt.% และการใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $75^{\circ}C$ ที่เงื่อนไขดังกล่าว ส่งผลต่อปริมาณการใช้สารเคมีทั้ง เอทานอล และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ซึ่งลดปริมาณการใช้ลงเล็กน้อย อีกทั้งเป็นการสิ้นเปลืองพลังงานความร้อนเพื่ออุ่นและควบคุมอุณหภูมิของเอทานอลให้ได้เท่ากับ $75^{\circ}C$ ก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ดังนั้น จึงแนะนำว่าไม่จำเป็นต้องอุ่นเอทานอลให้ใกล้เคียงกับจุดเดือด เมื่อต้องการผลิตเอทิลเอสเทอร์ให้ได้ตามมาตรฐานของเอสเทอร์ เท่ากับ 96.5 wt.% ในส่วนข้อดีของการเพิ่มอุณหภูมิของ C_2H_5KO คือ ปฏิกิริยาจะสมบูรณ์เร็วกว่า เมื่อเปรียบเทียบกับที่อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ แต่ปริมาณสารเคมีซึ่งเป็นต้นทุนหลักในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลลดลงน้อยมาก ที่ค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์จากสมการเท่ากับ 96.5 wt.%

6.1.2 คุณสมบัติของเอทิลเอสเทอร์

จากเงื่อนไขที่ถูกเลือกคือ ปริมาณเอทานอล เท่ากับ 45.3 vol.% ปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เท่ากับ 12.7 g.L^{-1} และความยาวท่อผสมแบบสถิต เท่ากับ 6 เมตร (เวลาทำปฏิกิริยาภายในท่อผสมแบบสถิตประมาณ 60 วินาที) ใช้อุณหภูมิของ C_2H_5KO เท่ากับ $30^{\circ}C$ (อุณหภูมิห้อง) โดยนำมาใช้เป็นเงื่อนไขเพื่อผลิตน้ำมันไบโอดีเซลและนำไปวิเคราะห์ ตามกำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลสำหรับเครื่องยนต์การเกษตร (ไบโอดีเซลชุมชน) พ.ศ. 2549 และตามกำหนดลักษณะและคุณภาพของไบโอดีเซลประเภทเมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน พ.ศ. 2556 พบว่า ที่เงื่อนไขดังกล่าวสามารถผลิตเอทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ผ่านมาตรฐานไบโอดีเซลชุมชน พ.ศ. 2549 และมีค่าความบริสุทธิ์ของค่าเอสเทอร์สูง

กว่ามาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์คือ 96.5 wt.% และผ่านมาตรฐานตัวอื่นๆ ยกเว้นปริมาณของ โมโนกลีเซอไรด์ และไดกลีเซอไรด์ สูงกว่ามาตรฐานเล็กน้อย ซึ่งก็บรรลุเป้าหมายของงานวิจัยนี้ แต่ในความเห็นของ ทีมวิจัย การเปรียบเทียบปริมาณต่างๆของคุณสมบัติของมาตรฐานไบโอดีเซลเชิงพาณิชย์ของประเทศไทยมีเพียงการใช้เมทานอลในการทำปฏิกิริยา ดังนั้นผู้วิจัยอ้างอิงเชิงเปรียบเทียบ โดยนำเอาไบโอดีเซลที่ทำปฏิกิริยาด้วยเอทานอล (เอทิลเอสเทอร์) มาเปรียบเทียบกับมาตรฐานของไบโอดีเซลที่ผลิตด้วยเมทานอล (เมทิลเอสเทอร์) เนื่องจากกระบวนการหรือมาตรฐานของคุณยี่ห้อเครื่องมือวิทยาศาสตร์ต่างๆ ก็ได้ใช้มาตรฐานตามประกาศของกรมธุรกิจพลังงาน ซึ่งตามจริงแล้วองค์ประกอบหรือคุณสมบัติบางตัวระหว่างเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์อาจจะแตกต่างกัน หรือมีความยากง่ายด้านการเปลี่ยนโครงสร้างของน้ำมันพืชให้เป็นไบโอดีเซลที่คุณสมบัติด้านเชื้อเพลิงเหลวผ่านตามมาตรฐาน จึงเห็นว่า ในอนาคตถ้าหากเอทานอลมีราคาต้นทุนถูกลงกว่าปัจจุบันหรือเมทานอลมีความไม่เสถียรภาพทางด้านราคา และมีการส่งเสริมการใช้เอทานอลทดแทนเมทานอล ก็ควรจะมีความมาตรฐานของเอทิลเอสเทอร์เชิงพาณิชย์

6.1.3 การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล

ปัญหาที่ได้พบในการใช้เอทานอลในการทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันคือการแยกชั้น เพราะการแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอลจะมีความยากมากกว่าการทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันด้วยเมทานอล ซึ่งบางเงื่อนไขจะไม่แยกชั้น และทำให้ล้างตัวเร่งปฏิกิริยาในไบโอดีเซลดิบออกได้ยากทำให้ได้ปริมาณผลได้ (yield) น้อย ซึ่งคาดว่าอัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ มีผลต่อการแยกชั้นระหว่างเอทิลเอสเทอร์กับกลีเซอรอล และสามารถสังเกตได้ว่าตัวอย่างไบโอดีเซลที่ไม่แยกชั้นจะมีสีเหลืองเข้มเนื่องจากมีกลีเซอรอลแขวนลอยอยู่ในไบโอดีเซล โดยอัตราส่วนระหว่างเอทานอลกับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ต้องระวังคือ มากกว่า 2.8:1 (A to K, vol. %:g.L⁻¹) จะทำให้ไบโอดีเซลดิบแยกชั้นกับกลีเซอรอลได้ยาก หรือไม่แยกชั้น ทำให้กลีเซอรอลแขวนลอยในผลิตภัณฑ์ ส่งผลต่อปริมาณผลได้ (yield) ของไบโอดีเซลลดลง

โดยข้อมูล ผลการทดลอง และองค์ความรู้ จากงานวิจัยนี้ จะช่วยทำให้ต่อยอดเพื่อประยุกต์ใช้กับน้ำมันชนิดอื่นๆ หรือการใช้ท่อผสมแบบสถิตซึ่งเป็นอุปกรณ์ขนาดเล็ก บำรุงรักษาง่าย สามารถใช้แทนถังกวนผสมแบบต่อเนื่อง ซึ่งถังกวนผสมต้องใช้ ไบกวน เพลก มอเตอร์ ถังกวน และ ถังหล่อน้ำร้อนรอบถังกวน (water jacket) แต่ท่อผสมแบบสถิตไม่ต้องติดตั้งอุปกรณ์ดังกล่าว ทำให้ลดต้นทุนการสร้างเครื่องผลิตไบโอดีเซล และใส่ท่อ (mixing element) ด้านในท่อ (tube) ซึ่งมีลักษณะเป็นเกลียว ก็สามารถผลิตไบโอดีเซลด้วยเอทานอลได้อย่างรวดเร็วที่เวลาประมาณ 60 วินาที หรือที่ความยาวท่อผสม 6 เมตร

6.2 ข้อเสนอแนะ

ระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิตของงานวิจัยนี้ เหมาะสำหรับการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระต่ำ คือ กรดไขมันอิสระน้อยกว่า 1 wt.% โดยสามารถใช้วัตถุดิบอื่นที่ไม่ใช่น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์แทนได้ แต่เงื่อนไขสภาวะที่เหมาะสมอาจจะเปลี่ยนแปลงไปบ้าง ต้องศึกษาเพิ่มเติม เนื่องจากประเภทของกรดไขมันต่างกัน และมวลโมเลกุล ของน้ำมันแต่ละชนิด มีความแตกต่างกัน โดยน้ำมันกลั่นบริสุทธิ์ของงานวิจัยนี้ส่วนใหญ่จะเป็นกรดโอเลอิก ดังนั้น ถ้าต้องการผลิตไบโอดีเซลด้วยท่อผสมแบบสถิตจากน้ำมันชนิดอื่น ซึ่งมีองค์ประกอบของน้ำมันต่างกัน จำเป็นต้องทดสอบสภาวะที่เหมาะสมอีกครั้ง

บรรณานุกรม

- Alamsyah R., Tambunan AH., Purwanto YA. and Kusdiana D. (2010). Comparison of static-mixer and blade agitator reactor in biodiesel production, *Agricultural Engineering International:CIGR Journal*. 12, pp. 99–106.
- Bajju B, Naik MK. and Das LM (2009). A comparative evaluation of compression ignition engine characteristics using methyl and ethyl esters of Karanja oil, *Renewable Energy*. 34, pp. 1616–1621.
- 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.
- Crabbe E, Nolasco-Hipolito C, Kobayashi G, Sonomoto K, Ishizaki A. (2001). Biodiesel production from crude palm oil and evaluation of butanol extraction and fuel properties. *Process Biochem*. 37, pp. 65–71.
- Encinar JM., González JF. and Rodríguez-Reinares A. (2007). Ethanolysis of used frying oil. Biodiesel preparation and characterization. *Fuel Process Technol*. 88, pp. 513–522.
- Ghadge SV. and Raheman H. (2005). Process optimization for biodiesel production from mahua (*Madhuca indica*) oil using response surface methodology. *Bioresour Technol*. 97, pp. 379-384.
- Hem J., Moserb BR., Tolerc J. and Walkera T. (2010). Preparation and fuel properties of mixtures of soybean oil methyl and ethyl esters. *Biomass and Bioenergy*. 34, pp. 14–20.
- Leng DE., Katti SS. and Atiemo-Obeng V. (2008). Industrial mixing technology, pp. 615-707. In J.J. Albright, L.F. (ed). *Albright's chemical engineering handbook*. CRC Press / Taylor and Francis Group. New York
- Li Q, Xu J, Du W, Li Y. and Liu D. (2013). Ethanol as the acyl acceptor for biodiesel production. *Renew Sust Energ Rev*. 25, pp. 742–748.
- Saka S. and Kusdiana D. (2001). Biodiesel fuel from rapeseed oil as prepared in supercritical methanol. *Fuel*. 80, pp. 225-231.
- Stamenkovic OS., Velickovic AV. and Veljkovic VB. (2011). The production of biodiesel from vegetable oils by ethanolysis: Current state and perspectives. *Fuel*. 90, pp. 3141–3155.
- Sungwornpatansakul P, Hiroi J, Nigahara Y, Jayasinghe TK, Yoshikawa K. (2013). Enhancement of biodiesel production reaction employing the static mixing. *Fuel Process Technol*. 116, pp. 1–8.
- Thompson JC. and He BB. (2007). Biodiesel production using static mixers, *Trans. ASABE*. 50, pp. 161–165.

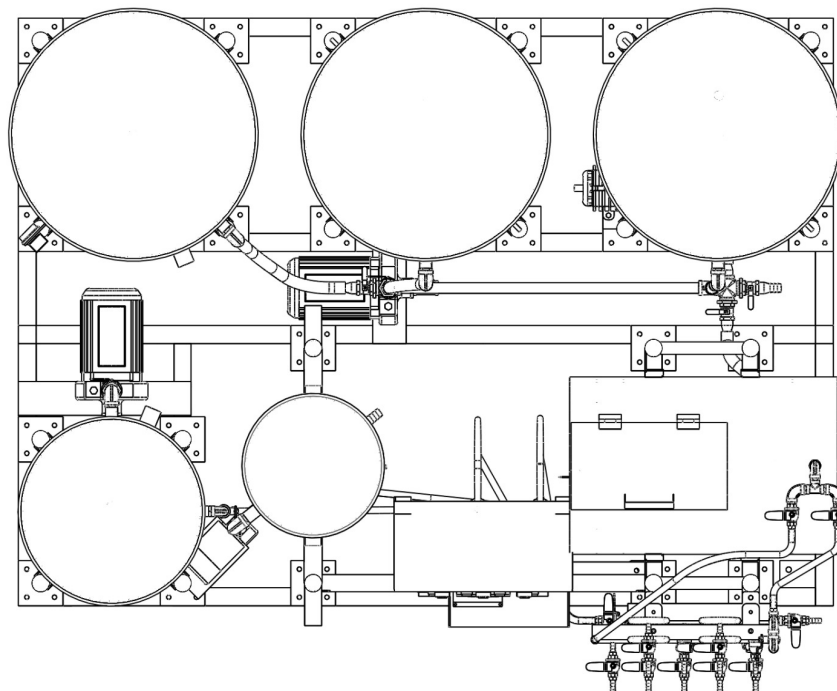
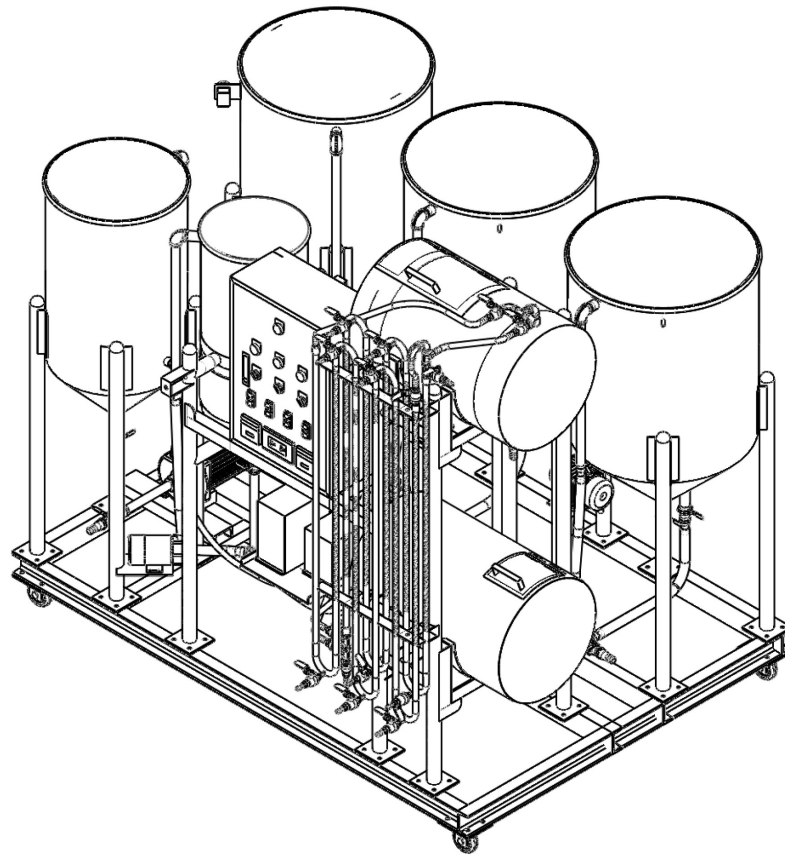
- Tiwari AK., Kumar A. and Raheman H. (2007). Biodiesel production from jatropha oil (*Jatropha curcas*) with high free fatty acids: An optimized process. *Biomass Bioenergy*. 31, pp. 569–575.
- Verma P. and Sharma MP. (2016). Comparative analysis of effect of methanol and ethanol on Karanja biodiesel production and its optimization, *Fuel*. 180, pp. 164–174.
- 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.
- กรมควบคุมมลพิษ. 2015. ข้อมูลความปลอดภัยเคมีภัณฑ์ (ออนไลน์).
สืบค้นจาก : <http://msds.pcd.go.th/index.asp> [21 เมษายน 2558]
- การผลิตเมทานอลจากก๊าซธรรมชาติ. 2015.
สืบค้นจาก : http://lib3.dss.go.th/fulltext/dss_j/2527_105_16.pdf. [18 กันยายน 2558]
- ธนาคารแห่งประเทศไทย. 2016. รายงานสถานการณ์เอทานอลปี 2558 และแนวโน้มปี 2559 (ออนไลน์).
สืบค้นจาก :
http://www.bot.or.th/Thai/EconomicConditions/Thai/Northeast/commodities/Doclib_CommodityYearly/Ethanol%20Report_2555%20-last.pdf. [20 กรกฎาคม 2559]
- ปาล์มน้ำมัน. 2015. สมาคมการค้าผู้ผลิตเอทานอลไทย. 2556. กระบวนการผลิตเอทานอล (ออนไลน์).
สืบค้นจาก : <http://www.thaiethanol.com/> [21 เมษายน 2558]
- มนตรี โคตรคันทา. 2015. แอลกอฮอล์ (ออนไลน์).
สืบค้นจาก : http://www.krumontree.com/science/alcohol_00.html [21 เมษายน 2558]
- สมาคมการค้าผู้ผลิตเอทานอลไทย. 2015. กระบวนการผลิตเอทานอล (ออนไลน์).
สืบค้นจาก : <http://www.thaiethanol.com/> [21 เมษายน 2558]
- สำนักงานพัฒนาการวิจัยการเกษตร. 2015. การแปรรูปปาล์มน้ำมัน (ออนไลน์).
สืบค้นจาก : <http://www.arda.or.th/kasetinfo/south/palm/used/01-02.php> [21 เมษายน 2558]

ภาคผนวก

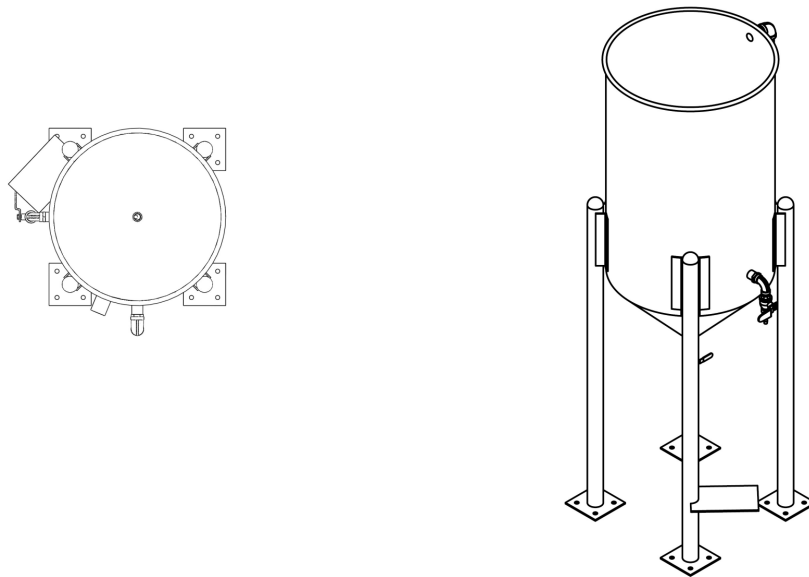
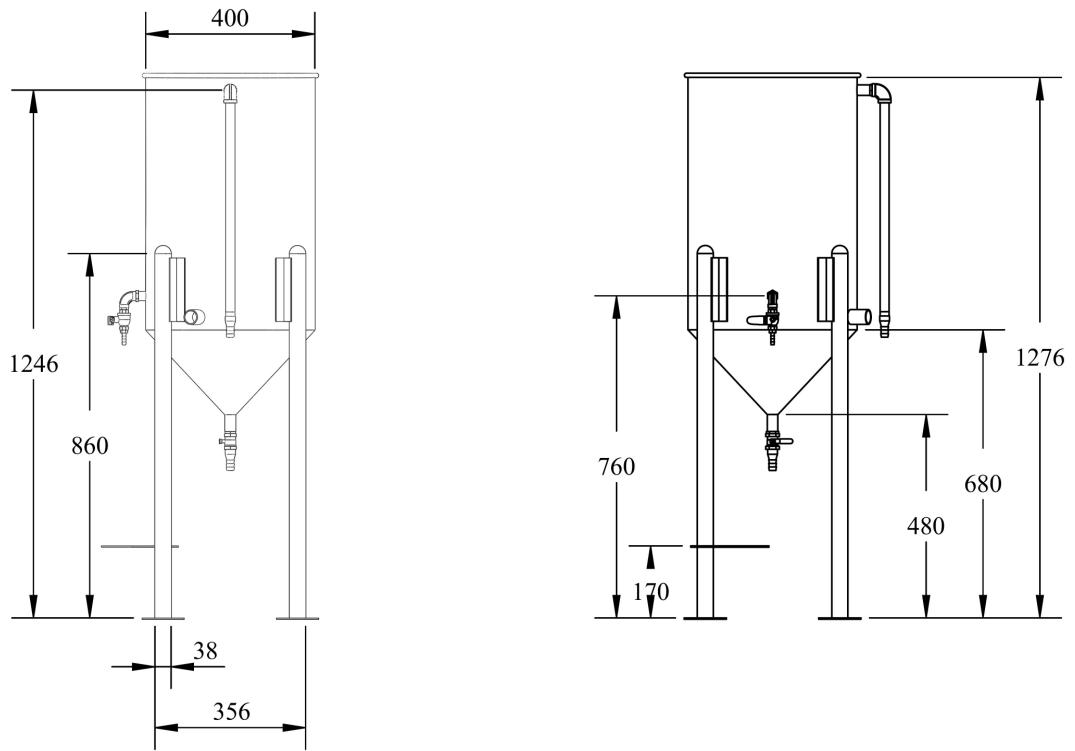
ภาคผนวก ก
(แบบของชุดทดลอง)

ตารางที่ ข.1 รายการชิ้นส่วนอุปกรณ์ของชุดทดลองการผลิตเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบ
สถิต

ลำดับที่	ชื่อ	จำนวน	หน่วย	ขนาด	หมายเหตุ
1	เครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง	1	เครื่อง	ตามแบบ	รูปที่ ข.1
	- ถังน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.2
	- ถังแอลกอฮอล์ผสมตัวเร่งปฏิกิริยา KOH	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.3
	- ถังแยกไบโอดีเซลดิบ	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.4
	- ถังพักไบโอดีเซลดิบ	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.5
	- ถังล้างไบโอดีเซล	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.6
	- ถังเก็บไบโอดีเซลบริสุทธิ์	1	ถัง	ตามแบบ	รูปที่ ข.7
2	ชุดท่อผสมแบบสถิต	1	ชุด	ตามแบบ	รูปที่ ข.8
3	ชุดประกอบฐานรองเครื่อง	1	ชุด	ตามแบบ	รูปที่ ข.9
4	ตู้ควบคุมระบบไฟฟ้า	1	ชุด	-	-
5	Digital dosing pump: GRUNDFOS	1	ตัว	DME 48-3	-
6	Digital dosing pump: GRUNDFOS	1	ตัว	DDA 30-4	-
7	Magnetic driven pump: SAN SO	1	ตัว	PMD-211	-
8	Centrifugal pump	2	ตัว	WCH-3755	-
9	Immersion heater	1	อัน	2000W	-
10	Immersion heater	1	อัน	2000W	-
11	Band heater	1	อัน	2000W	-

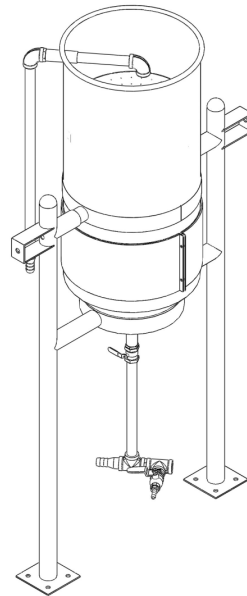
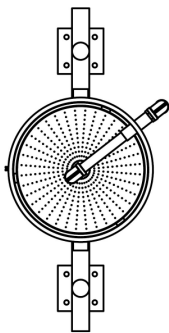
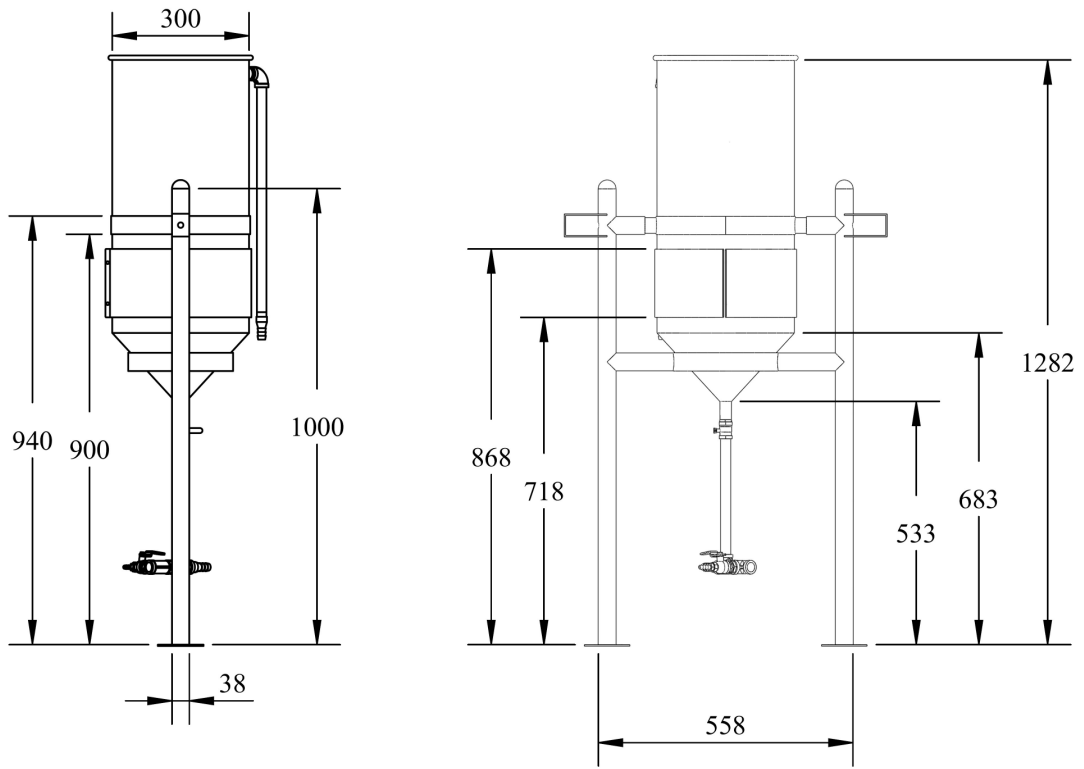


รูปที่ ข.1 แบบของ เครื่องผลิตไฮโดรเจนแบบต่อเนื่อง



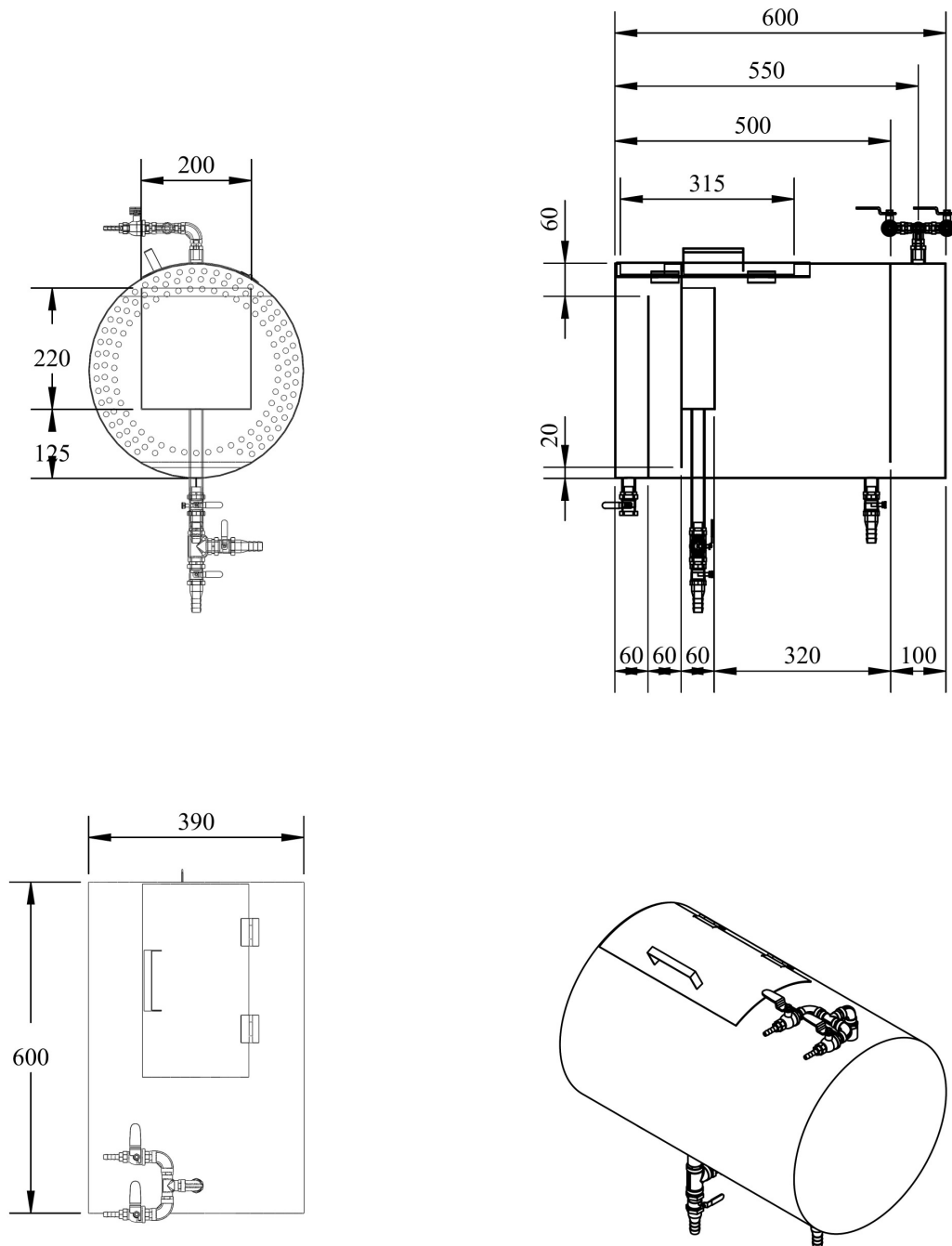
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.2 แบบของ ถังน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์



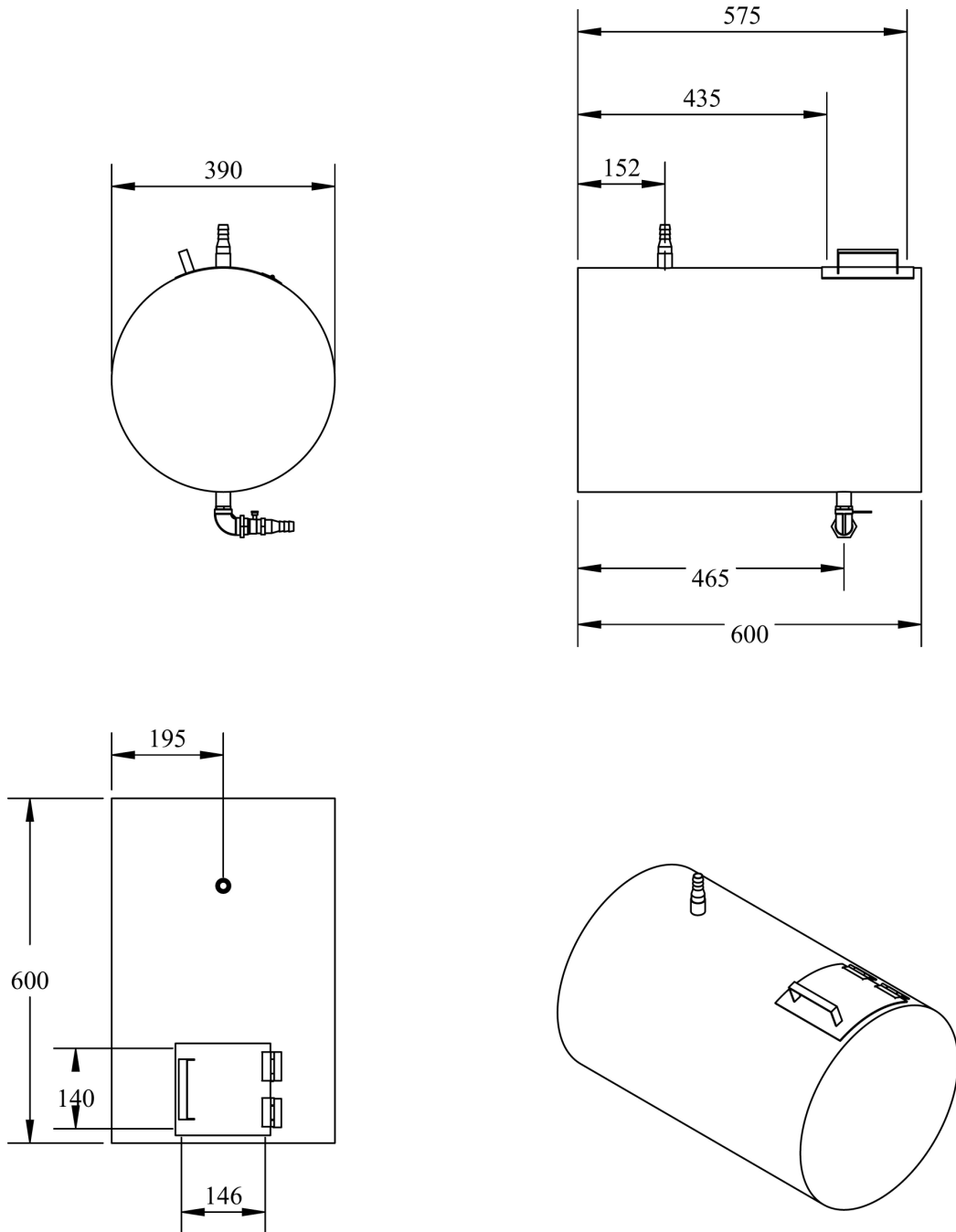
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.3 แบบของ ถังแอลกอฮอล์ผสมตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์



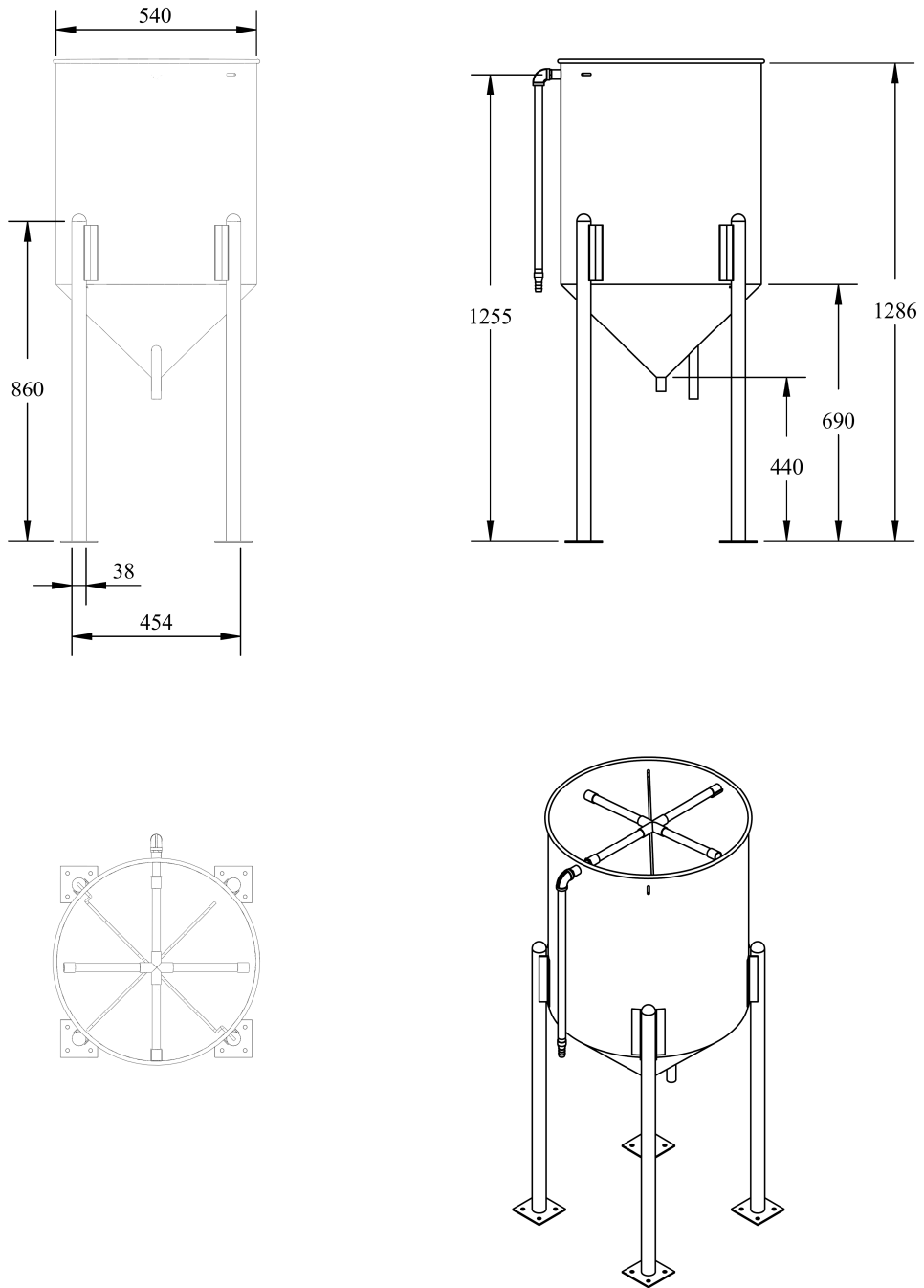
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.4 แบบของ ถังแยกไปโอดีเซลดืบ



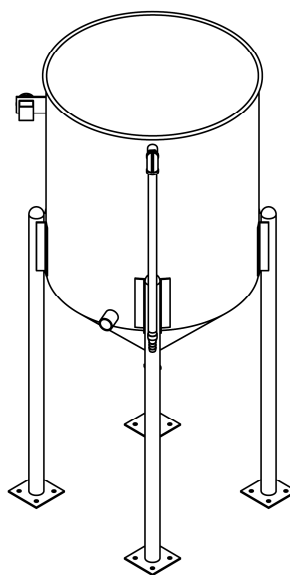
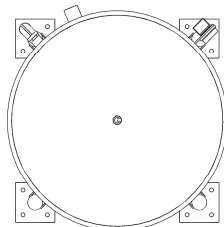
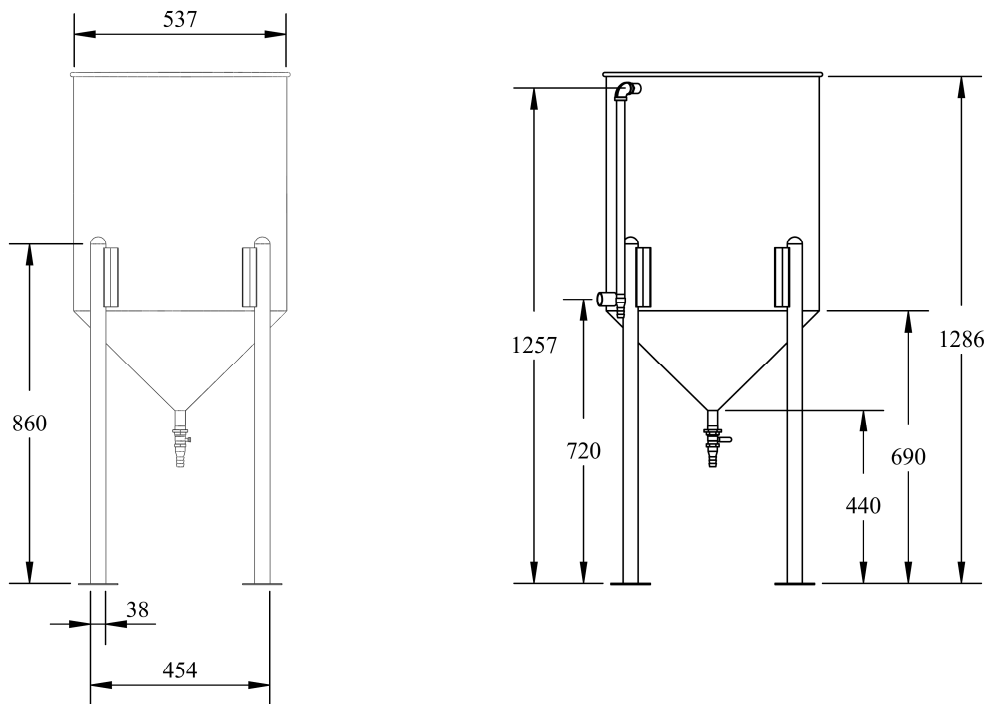
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.5 แบบของ ถังพักไบโอดีเซลดิบ



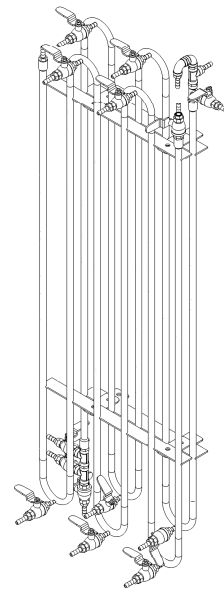
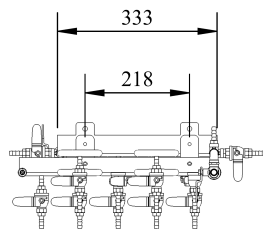
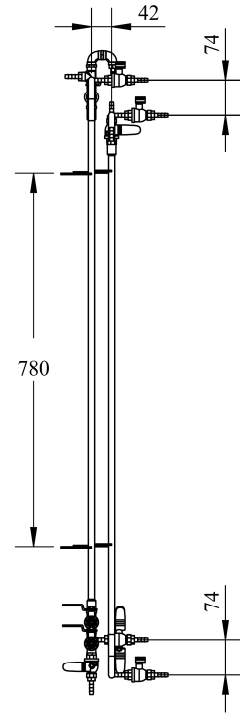
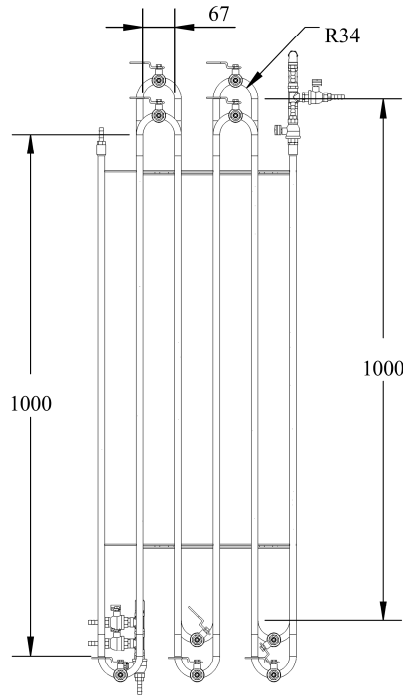
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.6 แบบของ ถังล้างไปโอดีเซลติบ



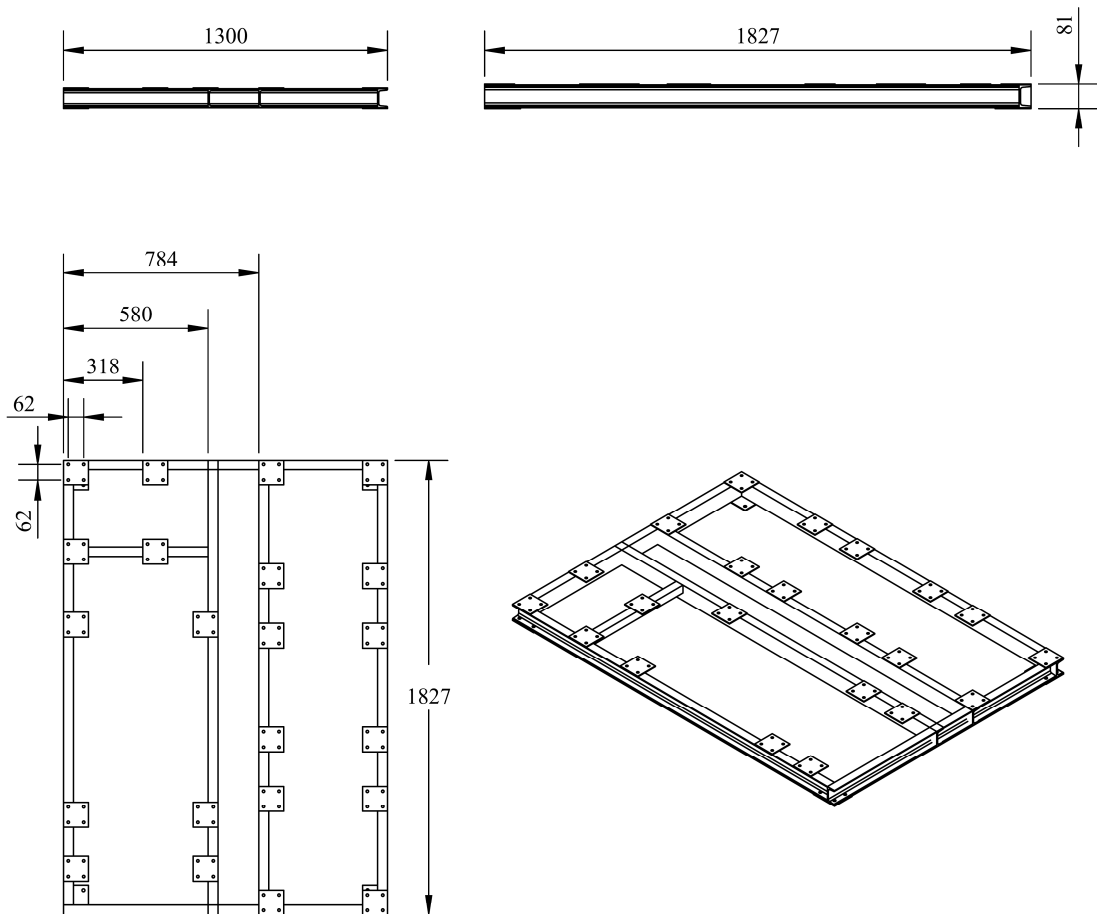
(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.7 แบบของ ถังเก็บไปโอดีเซลบริสุทธ์



(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.8 แบบของ ชุดท่อผสมแบบสถิต



(หน่วย: มิลลิเมตร)

รูปที่ ข.9 ชุดประกอบฐานรองเครื่อง

ภาคผนวก ข
(ขั้นตอนการออกแบบแผนการตลาด)

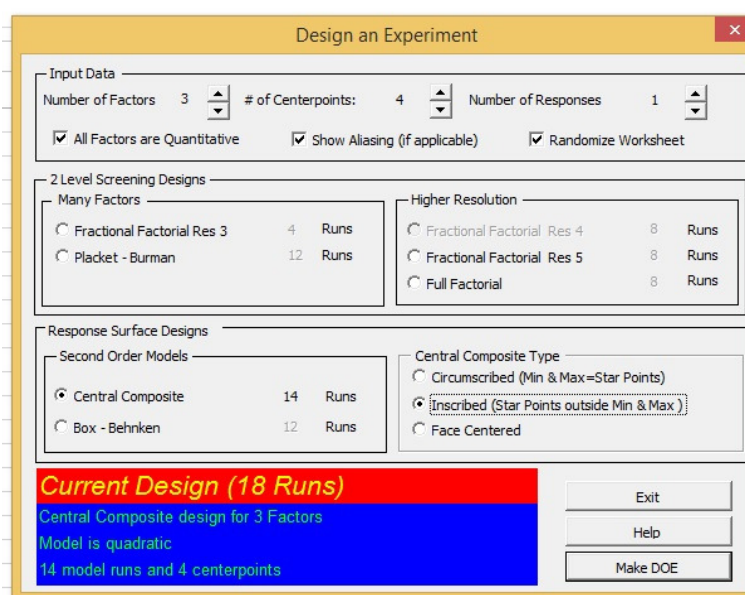
ขั้นตอนการออกแบบแผนการทดลองด้วยวิธีพื้นที่ผิวตอบสนอง

1. การกำหนดตัวแปรอิสระ

ตัวแปรที่จะทำการศึกษามี 3 ตัวแปร คือ ปริมาณเอทานอล (A) และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K) และความยาวของท่อผสมแบบสถิต (L) เพื่อวิเคราะห์หาเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดที่มีอิทธิพลต่อผลตอบสนอง (เปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซล, Ester)

2. การเลือกวิธีวิเคราะห์การวางแผนการทดลอง

ออกแบบเงื่อนไขการทดลองด้วยวิธี central composite design (CCD) โดยมี 3 ตัวแปรอิสระ ที่ 5 ระดับของ code ตัวแปรอิสระ และมีตัวแปรผลตอบสนอง 1 ตัว ดังแสดงในรูปที่ ค.1



รูปที่ ค.1 วิธีวิเคราะห์การวางแผนการทดลอง

3. การกำหนดช่วงของตัวแปรอิสระ

การกำหนดช่วงของตัวแปรอิสระนั้นมีความสำคัญต่อเงื่อนไขที่เหมาะสมที่สุดของผลตอบ-สนองที่จะทำการศึกษามาก ซึ่งช่วงของตัวแปรอิสระไม่ควรกว้างเกินไป เพราะจะทำให้ความแม่นยำในการหาเงื่อนไขการทดลองที่เหมาะสมลดลง จึงกำหนดช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระในโปรแกรม essential experimental design and essential regression version 2.209 ดังแสดงในรูปที่ ค.2 และได้แสดงผลของช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ ในตารางที่ ค.1

Factor Definition

Factor Name	Units	Low Value	High Value
Ethanol	vol. %	25	65
KOH	g/L	9	15
Length of SM	m	2	8

Length of SM | m | 2 | 8

< Back < OK

รูปที่ ค.2 ช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

ตารางที่ ค.1 แสดงช่วงการแปรค่าของตัวแปรอิสระ

ตัวแปรอิสระ	หน่วย	ระดับของตัวแปรอิสระ				
		-1.682	-1	0	+1	+1.682
เอทานอล (A)	vol. %	11.4	25	45	65	78.6
โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (K)	g.L ⁻¹	7	9	12	15	17
ความยาวท่อผสมแบบสถิต (L)	m	0	2	5	8	10

ภาคผนวก ค
(การเผยแพร่ผลงานทางวิชาการ)

เอกสารเผยแพร่ผลงานทางวิชาการที่ 1
ประเภทบทความ

Wijitsopa, K., Somnuk, K., Theppaya, T. and Prateepchaikul, G. 2015. Continuous transesterification for ethyl ester production from refined palm oil through static mixer, Applied Mechanics and Materials. 705 : 64-68.



**Applied Mechanics and
Materials**

 TRANS TECH PUBLICATIONS

Continuous Transesterification for Ethyl Ester Production from Refined Palm Oil through Static Mixer

Kichaphum Wijitsopa^{1,a}, Krit Somnuk^{1,b}, Thanansak Theppaya^{1,c}
 and Gumpon Prateepchaikul^{1,d}

¹Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering, Prince of Songkla University, Hat Yai, Songkhla, Thailand, 90112

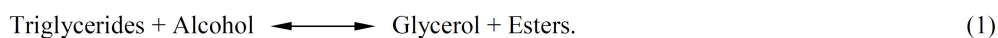
^akichakae@gmail.com, ^bsomnuk_7@hotmail.com, ^cthanansak.t@psu.ac.th, ^dgumpon.p@psu.ac.th

Keywords: ethyl ester; static mixer; ethanol; continuous; transesterification.

Abstract. In this study, the commercial grade of ethanol was used to produce the biodiesel from refined palm oil (RPO) through the continuous static mixer system. The ethanol, an alternative alcohol to adopt in the ethyl ester production, can be used instead of methanol, and this alcohol is more eco-friendly than methanol. The 6-meter in length of SUS304 static mixer reactor is an essential part of mixing the RPO and solution of ethanol and potassium hydroxide to accelerate the base-catalyzed transesterification. The ethanol were varied at the volumetric flow rate of 30, 40, 50, 60 vol.%, KOH as base-catalyst was varied with the weight to volume of oil of 10,12,14 gKOH.L⁻¹, to investigate the suitable condition which can converted the glycerides to the maximum purity of ethyl ester. The results showed that all varied conditions, the ethyl ester conversion was rapidly increased from 0 to over 95 wt.% when the flowing mixtures flowed through the 1 meter of static mixer. Furthermore, the highest purity of ethyl ester from RPO was succeeded when the condition: the 60 vol.% ethanol, the 14 gKOH.L⁻¹ of catalyst, 5-meter of static mixer, and 75 °C temperature of RPO, was used in the continuous static mixer.

Introduction

Generally, the methanol is mostly used to produce biodiesel in many countries. But, methanol which can be produced through the synthetic processes such as the natural gas, coal, and biomass crops or from natural gas, is a toxic chemical [1,2]. While, the commercial ethanol was produced by fermentation from the renewable agricultural resources, therefore, the ethanol is more eco-friendly than methanol [1,2,3]. The tri-, di-, mono-glyceride in oils are directly converted to ester via the base-catalyzed transesterification reaction with ethanol. In addition, the final products are the fatty acid ethyl ester (FAEE or biodiesel) and glycerol, as shown in Eq. 1 [4].



In the literature reviews for the continuous and circulation transesterification processes for biodiesel production from low free fatty acid (FFA) oils, Peterson et al. [5] studied the continuous flow transesterification reaction which the horizontal PVC pipes were used as the continuous reactor, to reduce time, and cost of biodiesel production. The 380 mL.min⁻¹ of vegetable oil and 111 mL.min⁻¹ of alcohol/catalyst were fed through the series of static mixers at the inlet. Subsequently, the mixtures will flow through the continuous reactor until the products flowed out of the static mixers at the outlet of reactor. The results showed that both 0.016% of free glycerol and 0.236% of total glycerol have met the ASTM PS121-99 specification for biodiesel. Sungwornpatansakul et al. [6] studied the comparison of two mixing technologies, the mechanical mixer and the static mixer. The experiments were carried out for biodiesel production from the corn oil. The mixtures (oil, MeOH, and KOH) flowed through the static mixer and were compared with the mixtures of mechanical stirring method by using the images of methanol droplet in order to investigate the potential mixing of two-technology. The results showed that the droplets of methanol can be rapidly generated with

the corn oil at the beginning of mixing when the static mixer was used. Therefore, the static mixer has the high potential mixing for the immiscible liquid, such as the blending oils with alcohol. Niseng et al, [7] studied the optimal condition of base-catalyzed transesterification in the biodiesel production from the RPO via circulation process through static mixer reactor. The result indicated that the KOH as base-catalyst is more significantly effective than methanol in methyl ester production, when the predicted model was obtained to predict the response surface models. According to predicted model, the suitable conditions: 23.81 vol.% MeOH and 11.8 wt.% KOH under 60 °C temperature, and 60 min reaction time, were conducted in the circulation process through static mixer. Somnuk et al, [4] studied the two-stage continuous process of methyl ester from high FFA of mixed crude palm oil (MCPO) using the continuous static mixer coupled with high-intensity of ultrasound, and Somnuk et al, [8] studied the use of circulation process through static mixer reactor for producing the biodiesel from MCPO. Both continuous and circulation processes can be expeditiously used to produce methyl ester via the static mixers of two-step process. Consequently, there are many advantages for using static mixer in biodiesel production, instead of the conventional mechanical stirrer such as; shorter reaction time, lower operating cost, lower maintenance cost, etc [9]. However, very few researchers study the use of the static mixer as a continuous reactor to produce the esters with the commercial grade of ethanol. Thus, the objective of this research was to study the conversion of ethyl ester, triglyceride (TG), diglyceride (DG), monoglyceride (MG), and free fatty acid (FFA) of the biodiesel production process from refined palm oil (RPO) with the 99% commercial grade of ethanol (30, 40, 50, and 60 vol.%), and KOH as a base-catalyst (10, 12, and 14 gKOH.L⁻¹), when these mixtures flowed through the 6-meter of static mixer reactor.

Materials and Methods

Materials. In Thailand, the refinery capacity of refined palm oil (RPO) is approximately 846,421 tonnes in 2013 [10]. Therefore, the RPO was purchased from local market to use as the raw materials for the continuous transesterification process with base-catalyst. The compositions of RPO compose of 0.268 wt.% of FFA, 97.097 wt.% of TG, 2.288 wt.% of DG, 0.347 wt.% of MG, and 0.875 kg.L⁻¹ of density at 75°C. Two commercial grades of chemical reactants which were used in these experiments: the 95% potassium hydroxide (KOH) and 99% ethanol (EtOH). The KOH will be dissolved in ethanol, An analytical instruments of purified biodiesel, a thin layer chromatograph with flame ionization detection (TLC/FID, model: IATROSCAN MK-65; Mishubishi Kagaku Iatron Inc., Tokyo, Japan), was used to analyze the percentages of ethyl ester, TG, DG, MG, and FFA in the biodiesel.

Methods.

Apparatus. The schematic diagram of the experiment setup was shown in Fig. 1. The 6-m in length of SUS304 static mixer reactor is an essential part of mixing the RPO and solution of ethanol and potassium hydroxide to accelerate the base-catalyzed transesterification. The dimensions of mixing elements were: 10 mm width, 15 mm length, and 1 mm thickness. The elements of static mixer were 180° twisted and were 90° connected with the next elements of mixing. The 6-m of static mixer was installed in the 10 mm SUS304 stainless steel tube, which was insulated by the rubber foam insulation tube to prevent the heat loss from the inside of static mixer reactor. Because, the exothermic reaction occurs when the temperature of a system increases due to the transition period of glycerides in RPO was changed to the ester by transesterification with base-catalyst.

Procedures. The RPO was heated to the temperature of 75 °C with the 500W electric immersion heater. The 20 L.hr⁻¹ RPO and the required flow rate of potassium hydroxide and ethanol solution, were continuously fed into the 10-meter of static mixer reactor by the two digital dosing pumps (Grundfos allidos, models: DME 48-3 and DMS 12-3, respectively). The two-parameters: ethanol and potassium hydroxide were varied to investigate the conversion of ester, TG, DG, MG, FFA. The ethanol were varied at the volumetric flow rate of 30, 40, 50, 60 vol.%, the KOH as base-

catalyst was varied with the weight to volume of oil of 10,12,14 gKOH.L^{-1} , as well. In the startup continuous process, after completing installation of the two pumps flow rate, both substances were added into the continuous reactor at the feeding ports. The approximately 20 mL samples were collected at the 6-locations (at the 1 to 6 meters) of the sampling ports, as shown in Fig. 1. All samples were rapidly cooled by cold water to stop the rate of reaction. Then, the samples were washed by warm water to remove the residual ethanol and glycerol, to contribute the analysis by using TLC/FID for determining the composition of ester, TG, DG, MG, and FFA in the purified biodiesel.

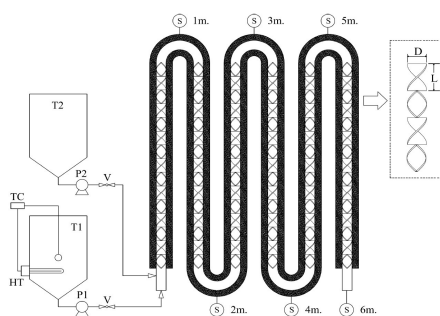


Fig. 1. Schematic diagram of the experiment setup (L: length of element, D: diameter of element, T1: RPO tank, T2: ethanol mixed with potassium tank, P1: oil pump, P2: chemical pump, HT: heater, V: valve, S: sampling port, and TC: temperature control).

Results and Discussions

Effect of base-catalyst and ethanol. The purity of ethyl ester from the base-catalyzed transesterification with varied volume of ethanol (30, 40, 50, and 60 vol.%) by using the 6-meter of continuous static mixer reactor under the weight percent of base-catalysts of 10, 12, and 14 gKOH.L^{-1} , were shown in Fig. 2(a), 2(b), and 2(c), respectively. As shown in Fig.2(a), the 10 gKOH.L^{-1} which was the lowest base-catalyst of this study, and was dissolved in the 30, 40, 50, and 60 vol.% ethanol. The results clearly showed that all trend lines of ethyl ester conversions sharply increased from 0 wt.% to over 95 wt.%, when the mixtures flowed through the 1 meter of static mixer. However, for the lowest values of both 30 vol.% ethanol with 10 gKOH.L^{-1} catalyst, cannot convert the glycerides to over 96 wt.% of ester, although the mixtures were fed through the maximum length of static mixer (at 6 meter). Moreover, the increasing volume of ethanol has significant with the increasing of the purity of ethyl ester. Because, when the 10 vol.% of increased volume of ethanol was added from 30 to 40, 50, and 60 vol.% EtOH in process, the levels of ethyl esters were significantly increased, which the maximal ethyl ester of 97.178, 97.393, and 97.859 wt.% were manifested for the 40, 50, and 60 vol.% EtOH, respectively. In addition the maximum purities of ethyl esters surprisingly indicated that the glycerides were almost converted to ester after flowing through the 5 meters of static mixer. While all trend lines of the ethyl ester conversions slowly lowered after 5 meters. Consequently, the excess length of static mixer may causes the reversible reaction during the transesterification by base-catalyst. As shown in Fig.2(b), the 12 gKOH.L^{-1} was dissolved in the 30, 40, 50, and 60 vol.% ethanol. Certainly, these concentrations of alkaline ethanol solution are stronger than the 10 gKOH.L^{-1} alkaline concentrations as mentioned above. The results of 12 gKOH.L^{-1} catalyst showed that the highest ethyl esters of 98.577 wt.% (for 40 vol.% EtOH), 98.755 (for 50 vol.% EtOH), and 98.799 wt.% (for 60 vol.% EtOH), were succeeded when the mixtures were fed through the 6-meter of static mixer. Moreover, these results conclusively showed that the lowest ethanol of 30 vol.% with 12 gKOH.L^{-1} cannot convert the glycerides in RPO to over 96 wt.% of ester from 0 to 6 meters in the continuous reactor. However, the glycerides of these conditions (12 gKOH.L^{-1} catalyst) were almost converted to ethyl esters,

which had the percentage of ester more than the ethyl ester production with 10 gKOH.L^{-1} catalyst. Subsequently, the results of the highest catalyst, the alkaline solution: 14 gKOH.L^{-1} catalyst was dissolved in the 30, 40, 50, and 60 vol.% ethanol, as shown in Fig.2(c). In all cases of the 30 vol.% EtOH at 10, 12, and 14 gKOH.L^{-1} , cannot produced the purity of ethyl ester greater than 96 wt.%. For the 40, 50, and 60 vol.% of EtOH with 14 gKOH.L^{-1} , the purities of ethyl esters are quite high and close the maximum level of ester content, when the mixtures flowed through the 3 meters of static mixer. However, when the flowing mixtures of the condition: 40 and 50 vol.% of EtOH with 14 gKOH.L^{-1} , flowed through 4 meters of static mixer, the two trend lines (40 and 50 vol.% EtOH) of ethyl esters slowly fell and appeared prominently after flowed through the 5 and 6 meters. The highest ethyl esters of 98.506 wt.% (for 40 vol.% EtOH), 98.643 (for 50 vol.% EtOH), and 99.044 wt.% (for 60 vol.% EtOH), were achieved when the mixtures were fed through the 5-meters of static mixer. As shown in Figs.2(a)-2(c), the volume of ethanol has a high significance level to increase the purity of ethyl ester, such that the ethanol should be added more than 30 vol.% in the biodiesel production from RPO by using the continuous static mixer. Moreover, the increasing concentrations of alkaline ethanol solution extremely affected with the increasing purities of esters.

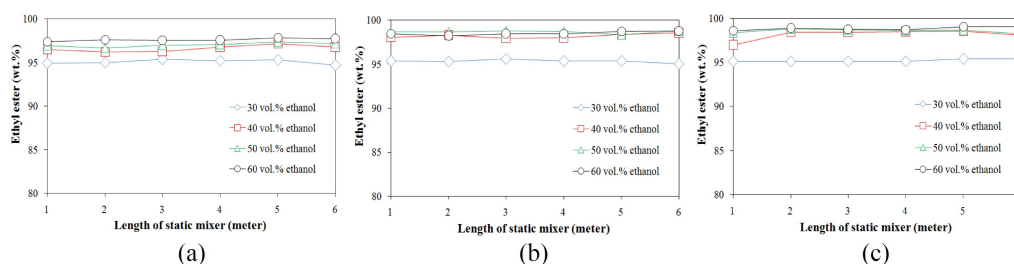


Fig. 2. Purity of ethyl ester from the transesterification with varied volume of ethanol (30, 40, 50, and 60 vol.%) by using the 6-meter of continuous static mixer reactor under the base-catalysts of 10 gKOH.L^{-1} (a), 12 gKOH.L^{-1} (b), and 14 gKOH.L^{-1} (c) at 75°C of initial temperature of RPO.

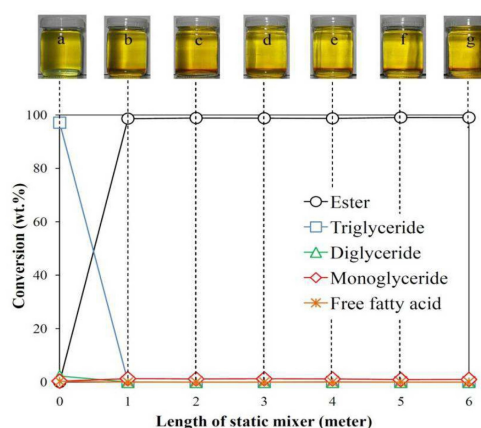


Fig. 3. The conversions of ester, TG, DG, MG, and FFA of suitable condition: 60 vol.% of ethanol, 14 gKOH.L^{-1} of base-catalyst, and 75°C of initial temperature of RPO, when the mixtures flowed through the 6-meter of continuous static reactor (a: RPO; b, c, d, e, f, and g, were the crude biodiesels and glycerols at 1, 2, 3, 4, 5, and 6 m, respectively).

From Fig. 3, the recommended condition: the 60 vol.% ethanol, the 14 gKOH.L^{-1} of catalyst, 5-meter of static mixer, and 75°C temperature of RPO, was used to produce the biodiesel from RPO

by using the continuous static mixer. The major glyceride (TG) in RPO was speedily converted to ester when the flowing mixture flowed through the 1 meter of static mixer. Moreover, the reaction temperature of mixtures in the static mixer at the positions of 1, 2, 3, 4, 5, and 6 meters were 54.9, 54.4, 54.4, 54.3, 54.2, and 54.2 °C, respectively, when the 75 °C of 20 L.hr⁻¹ RPO was fed into the reactor and mixed with 30 °C (at the room temperature) of 60 vol.% ethanol at the inlet port.

Conclusions

In all conditions, the ethyl ester conversion was rapidly increased from 0 to over 95 wt.% when the flowing mixtures flowed through 1 meter of static mixer by the continuous base-catalyzed transesterification. The highest purity of ethyl ester from RPO was succeeded when the recommended condition: the 60 vol.% ethanol, the 14 gKOH.L⁻¹ of catalyst, 5-meter of static mixer, and 75 °C temperature of RPO, was used in the continuous static mixer. Consequently, the commercial ethanol is an alternative alcohol to adopt in the biodiesel production, can be used instead of methanol. Moreover, the ethanol is more eco-friendly than methanol.

Acknowledgements

This work was supported by Prince of Songkla University for providing research funds.

References

- [1] Q. Li, J. Xu, W. Du, Y. Li and D. Liu: *Ethanol as the Acyl Acceptor for Biodiesel Production* (Renewable and Sustainable Energy Reviews, United Kingdom 2013).
- [2] F.C. Silva, K.S.B. Cavalcante, H.C. Louzeiro, K.R.M. Moura, A.P. Maciel and L.E.B. Soledade: *Production of Biodiesel from Babassu Oil using Methanol-Ethanol Blends* (Eletica Quimica, Brazil 2010).
- [3] B. Baiju, M.K. Naik and L.M. Das: *A Comparative Evaluation of Compression Ignition Engine Characteristics Using Methyl and Ethyl Esters of Karanja Oil* (Renewable Energy, Netherlands 2009).
- [4] K. Somnuk, P. Smithmaitrie, G. Prateepchaikul: *Two-Stage Continuous Process of Methyl Ester from High Free Fatty Acid Mixed Crude Palm Oil Using Static Mixer Coupled With High-Intensity of Ultrasound* (Energy Conversion and Management, United Kingdom 2013).
- [5] C.L. Peterson, J.L. Cook, J.C. Thompson and J.S. Taberski: *Continuous Flow Biodiesel Production* (Applied Engineering in Agriculture, United States 2002).
- [6] P. Sungwornpatansakul, J. Hiroi, Y. Nigahara, T.K. Jayasinghe and K. Yoshikawa: *Enhancement of Biodiesel Production Reaction Employing the Static Mixing* (Fuel Processing Technology, Netherlands 2013).
- [7] S. Niseng, K. Somnuk and G. Prateepchaikul: *Optimization of Base-Catalyzed Transesterification in Biodiesel Production from Refined Palm Oil Via Circulation Process Through Static Mixer Reactor* (Trans Tech Publications, Switzerland 2014).
- [8] K. Somnuk, S. Niseng, G. Prateepchaikul: *Optimization of High Free Fatty Acid Reduction in Mixed Crude Palm Oils Using Circulation Process Through Static Mixer Reactor and Pilot-Scale of Two-Step Process* (Energy Conversion and Management, United Kingdom 2014).
- [9] R.K. Thakur, Ch. Vial, K.D.P. Nigam, E.B. Nauman and G. Djelveh: *Static Mixers in the Process Industries-A Review* (Trans Institution of Chemical Engineers, United Kingdom 2003).
- [10] Information on http://agri.dit.go.th/web_dit_sec4/home/view_multi.aspx?menu_id=687&name=%E0%B8%9B%E0%B8%B5%202556

เอกสารเผยแพร่ผลงานทางวิชาการที่ 2
ประเภทบทความประชุมวิชาการ

Wijitsopa, K., Somnuk, K. and Prateepchaikul, G. 2015. Comparison of continuous production of methyl- and ethyl-ester from refined palm oil by using static mixer reactor. In Proceedings of the 29th Mechanical Engineering Network of Thailand (ME-NETT 29), 30 June - 2 July 2015, Nakhon Ratchasima, Thailand, pp. 208-213. (AEC-40)

AEC-40

การเปรียบเทียบการผลิตเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่น
บริสุทธิ์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบสถิต

Comparison of Continuous Production of Methyl- and Ethyl-Ester from Refined Palm Oil by
using Static Mixer Reactor

กัญญา วิจิตรโสภา^{1*}, กฤษ สมนึก¹ และ กำพล ประทีปชัยกูร¹

¹ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อ.หาดใหญ่ จ.สงขลา 90112
*ติดต่อ: E-mail: kichakae@hotmail.com, เบอร์โทรศัพท์ 074-287222, เบอร์โทรสาร 074-558830

บทคัดย่อ

การศึกษาระบบและเปรียบเทียบการใช้เมทานอลและเอทานอลเกรดเชิงการค้าในกระบวนการผลิตเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต โดยท่อผสมสถิตมีความยาว 10 เมตร ทำหน้าที่ผสมและเร่งการเกิดปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ิฟิเคชัน ระหว่าง น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ แอลกอฮอล์ และตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ โดยแปรค่าเงื่อนไข ปริมาณแอลกอฮอล์ 17, 45 และ 73 vol.% ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 7.8, 12 และ 16.2 gKOH.L⁻¹ เพื่อหาค่าความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ จากการทดลองพบว่า สามารถผลิตเอสเทอร์ได้ความบริสุทธิ์มากกว่า 98 wt.% สำหรับการผลิตเมทิลเอสเทอร์คือ เมทานอล 45 vol.% ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 12 gKOH.L⁻¹ ความยาวท่อผสมสถิต 3 เมตร และที่อุณหภูมิ 60°C และที่เงื่อนไขสำหรับการผลิตเอทิลเอสเทอร์คือ เอทานอล 73 vol.% ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 12 gKOH.L⁻¹ ความยาวท่อผสมสถิต 8 เมตร และที่อุณหภูมิ 75°C

คำหลัก: เมทิลเอสเทอร์, เอทิลเอสเทอร์, ท่อผสมสถิต, การผลิตแบบต่อเนื่อง

Abstract

In this study, the commercial grades of methanol (MeOH) and ethanol (EtOH) were used to compare in the continuous production of methyl- and ethyl-ester from refined palm oil by using static mixer reactor. The system consists of 10 meters in length of static mixer (SM), the SM was conducted to mix and accelerate the esterification reaction of refined palm oil (RPO), alcohol (methanol and ethanol), and KOH as base-catalyst. The various parameters used were alcohol (17, 45 and 73 vol.%) and the base-catalyst of 7.8, 12, and 16.2 gKOH.L⁻¹ to investigate the purity of ester. The results showed that the over 98 wt.% purity of methyl- and ethyl-ester were achieved under the condition for MeOH: the 45 vol.% methanol, 12 gKOH.L⁻¹, 3 m in length of SM, and 60°C temperature; under the condition for EtOH: the 73 vol.% ethanol, 12 gKOH.L⁻¹, 8 m in length of SM, and 75°C temperature.

Keywords: methyl ester, ethyl ester, static mixer, continuous process.

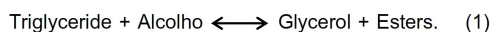
1. บทนำ

ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทางเลือกที่น่าสนใจ เนื่องจากราคาน้ำมันดีเซลที่เพิ่มสูงขึ้นและปริมาณเชื้อเพลิงฟอสซิลกำลังลดลงและอาจจะหมดไปในอนาคต ดังนั้นไบโอดีเซล

ถือเป็นทางเลือกหนึ่งที่จะมาทดแทนน้ำมันดีเซลได้ กระบวนการผลิตไบโอดีเซลคือการนำน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์โดยการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ิฟิเคชันกับแอลกอฮอล์โดยใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาดังแสดงใน

AEC-40

สมการที่ (1) เพื่อเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบภายในน้ำมัน เช่น ไตรกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์ และโมโนกลีเซอไรด์ เป็นเอสเทอร์ [1]



ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลนั้น สิ่งที่สำคัญไม่ได้คือ แอลกอฮอล์ ดังแสดงในสมการที่ (1) แอลกอฮอล์ที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลทั่วไปเป็นเมทานอล เป็นของเหลวใส ระเหยได้ เป็นผลพลอยได้จากกระบวนการทางกลั่นปิโตรเคมี จึงมีความเป็นพิษต่อร่างกายสูงถึงขั้นเสียชีวิตได้ และแอลกอฮอล์อีกชนิดหนึ่งซึ่งมีคุณสมบัติใกล้เคียงกับเมทานอล คือ เอทานอล เป็นของเหลวใส ระเหยได้ ไวไฟสูง สามารถละลายน้ำได้ ได้จากการหมักพืช เช่น อ้อย มันสำปะหลัง ข้าวโพด เป็นน้ำตาลแล้วเปลี่ยนน้ำตาลให้เป็นแอลกอฮอล์ ดังนั้นเอทานอลสามารถกินได้ เชื้อเพลิงจากเอทานอลเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมและในอนาคตราคาเอทานอลมีแนวโน้มที่จะลดลง [2-5]

กระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั่วไปจะใช้วิธีการกวนเพื่อให้ไขมันและสารเคมีทำปฏิกิริยากันได้เป็นไบโอดีเซล แต่ต้องใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา จึงมีการเปรียบเทียบการผสมด้วยการกวนและการผสมแบบท่อผสมสถิต Silva และคณะ (2010) ทำการทดสอบการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันข้าวโพดทำปฏิกิริยากับเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ทำการถ่ายรูปเพื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการผสมพบว่าที่เวลาเดียวกันการผสมโดยท่อผสมสถิตมีประสิทธิภาพการผสมดีกว่าการกวนผสม [6] นอกจากนี้ท่อผสมสถิตยังมีข้อดีดังนี้ ใช้พื้นที่ในการติดตั้งน้อยกว่า ต้นทุนการสร้างต่ำกว่า การซ่อมแซมง่ายกว่า และใช้เวลาในการผลิตน้อยกว่าแบบการกวนผสม [7] การใช้ท่อผสมสถิตในกระบวนการผลิตแบบหมุนวนมีการทำกันแพร่หลาย เช่น Somnuk และคณะ (2014) ได้ศึกษากระบวนการผลิตเมธิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มดิบที่บวมโดยใช้ท่อผสมสถิตแบบหมุนวน [1] Thompson และคณะ (2007) ได้ศึกษากระบวนการผลิตเมธิลเอสเทอร์จากน้ำมันคาโนล่าโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโซเดียมไฮดรอกไซด์ผ่านท่อผสมสถิตแบบหมุนวน ที่อุณหภูมิ 60°C ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา 1.5 wt.% ใช้เวลา 30 นาที [8] Niseng และคณะ (2014) ได้ศึกษากระบวนการผลิตเมธิลเอสเทอร์จากน้ำมัน

ปาล์มบริสุทธิ์ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ผ่านท่อผสมสถิตแบบหมุนวน โดยใช้วิธีพื้นที่ตอบสนอง ได้เงื่อนไขที่เหมาะสมที่ ปริมาณเมทานอล 23.81 vol.% ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 11.8 wt.% อุณหภูมิ 60°C ภายในเวลา 60 นาที [9] ต่อมาเป็นกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้เอทานอลแทนเมทานอล และเอทานอลผสม-เมทานอล Kulkarni และคณะ (2007) พบว่าไบโอดีเซลที่ได้มีคุณสมบัติการหล่อลื่นที่ต่างกัน คือ เอธิลเอสเทอร์ > เอธิลผสมเมธิลเอสเทอร์ > เมธิลเอสเทอร์ [10] Fadhil และคณะ (2014) ได้ศึกษาการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันมัสตาร์ดทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอริฟิเคชันกับเอทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ได้เงื่อนไขที่เหมาะสมที่ ปริมาณน้ำมันต่อเอทานอล 8:1 โดยโมล ตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 0.9 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักต่อน้ำหนักของน้ำมัน อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 60°C ภายในเวลา 60 นาที ในการกวนผสมควบคุมความเร็วรอบที่ 600 รอบต่อนาที [11] ต่อมา Veličković และคณะ (2013) มีการศึกษาการผลิตเอธิลเอสเทอร์จากน้ำมันดอกทานตะวันและได้เงื่อนไขที่เหมาะสมที่ ปริมาณน้ำมันต่อเอทานอล 12:1 โดยโมล ตัวเร่งปฏิกิริยาโซเดียมไฮดรอกไซด์ 1.25 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักต่อน้ำหนักของน้ำมัน อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 75°C ในการกวนผสมควบคุมความเร็วรอบที่ 600 รอบต่อนาที [12] แต่การศึกษากระบวนการผลิตเอธิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องมีน้อยมาก ดังนั้นจึงทำการศึกษาองค์ประกอบของเอสเทอร์ และเปรียบเทียบการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิตโดยใช้เมทานอลและเอทานอลที่ อุณหภูมิ 30°C ทำปฏิกิริยาผ่านท่อผสมความยาว 10 เมตร

2. วัสดุอุปกรณ์และการทดลอง

2.1 วัสดุ

น้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ (refined palm oil, RPO) มีองค์ประกอบดังนี้ 0.268 wt.%, 97.097 wt.%, 2.288 wt.% และ 0.347 wt.% คือ คาร์บอไฮดรอกไซด์ ไตรกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์ และ โมโนกลีเซอไรด์ ตามลำดับ สารเคมีที่ใช้เป็นระดับอุตสาหกรรม โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (KOH) ความเข้มข้น 95% เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาละลายเข้ากับแอลกอฮอล์ ซึ่งใช้แอลกอฮอล์ 2 ชนิด คือ เมทานอลความบริสุทธิ์ 98% และ เอทานอลความบริสุทธิ์

AEC-40

99% ทำการวิเคราะห์เปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ด้วยเทคนิค thin layer chromatograph with flame ionization detection (TLC/FID)

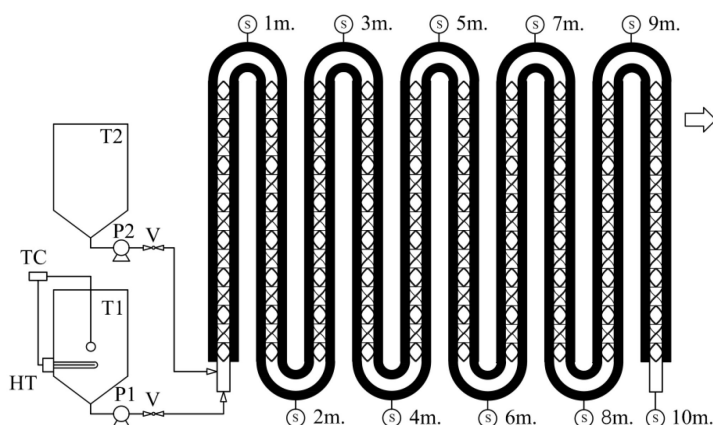
2.2. อุปกรณ์

ไดอะแกรมชุดทดลองของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิต (รูปที่ 1) เป็นชุดท่อผสมแบบสถิตความยาว 10 เมตร ทำหน้าที่ในการผสมน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์เข้ากับแอลกอฮอล์และตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ จะประกอบด้วยแผ่นบิตที่ทำขึ้นจากแผ่นสแตนเลส SUS304 กว้าง 10 มิลลิเมตร ยาว 15 มิลลิเมตร และหนา 1 มิลลิเมตร บิดเป็นมุม 180° และเชื่อมต่อกันทำมุม 90° ติดตั้งภายในท่อสแตนเลส SUS304 ที่หุ้มด้วยฉนวนเพื่อป้องกันการสูญเสียความร้อนขณะทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์ เนื่องจากอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยามีผลต่อการเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบจากน้ำมันให้เป็นไบโอดีเซล

2.3 การทดลอง

ทำการอุ่นน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ในถัง T1 เพื่อลดความหนืดโดยให้ความร้อนจากฮีตเตอร์ จนอุณหภูมิน้ำมัน 60°C และ 75°C กรณีที่ใช้เมทานอล (จุดเดือด 64.7°C) และ เอทานอล (จุดเดือด 78.4°C) ตามลำดับ ผสมแอลกอฮอล์กับตัวเร่งปฏิกิริยา KOH ตามเงื่อนไขการทดลองในถัง T2 โดยใช้ปั๊มไหลวนแอลกอฮอล์เพื่อละลาย

ตัวเร่งปฏิกิริยา KOH ให้ละลายเข้าด้วยกันจนหมด ปรับอัตราการไหลของปั๊ม (P1, Grundfos alldos, model: DME 48-3) เพื่อป้อนน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ที่อัตราการไหล 20 ลิตรต่อชั่วโมง และปรับอัตราการไหลของปั๊ม (Grundfos alldos, model: DDA 30-4) เพื่อใช้ในการป้อนแอลกอฮอล์ผสมตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ การทดลองนี้มีตัวแปรอิสระ 2 ตัว คือ ปริมาณแอลกอฮอล์ และ ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ เพื่อเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ให้เป็นไบโอดีเซล ใช้ปริมาณแอลกอฮอล์ 17, 45 และ 73 vol.% (เมทานอล 1:4, 1:10 และ 1:17 เอทานอล 1:3, 1:7 และ 1:12) ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ 7.8, 12 และ 16.2 gKOH.L⁻¹ เมื่อปรับอัตราการไหลของปั๊มทั้งสองแล้วทำการเปิดปั๊ม วัตถุประสงค์และสารเคมีจะถูกป้อนเข้าสู่ระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องผ่านท่อผสมแบบสถิต จากนั้นทำเก็บตัวอย่างประมาณ 20 มิลลิิตร ที่ตำแหน่งความยาวท่อผสมสถิต 1-10 เมตร ดังรูปที่ 1 นำตัวอย่างที่เก็บเข้าเย็นทันทีเพื่อหยุดการเกิดปฏิกิริยา จากนั้นล้างตัวอย่างด้วยน้ำร้อนเพื่อล้างเอาเกลือและสิ่งเจือปนออกจึงได้ไบโอดีเซลบริสุทธิ์ ทำการวิเคราะห์ไบโอดีเซลด้วยเทคนิค TLC/FID เพื่อศึกษาองค์ประกอบของไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์



รูปที่ 1 แบบชุดทดลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบสถิต (S: ตำแหน่งที่เก็บตัวอย่าง, T1: ถังน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์, T2: ถังแอลกอฮอล์ผสมตัวเร่งปฏิกิริยาเบส, P1: ปั๊มน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์, P2: ปั๊มแอลกอฮอล์ผสม, HT: heater, V: วาล์ว, TC: ชุดควบคุมอุณหภูมิ, D: ความกว้างของแผ่นบิต, L: ความยาวของแผ่นบิต)

AEC-40

3. ผลและการอภิปรายผลการทดลอง

3.1 การแยกชั้นของกลีเซอรอล

การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลและกลีเซอรอลที่เก็บตัวอย่างจากท่อผสมสถิติ ความยาว 1 เมตร จะเห็นว่าการผลิตโดยใช้เมทานอลจะเกิดการแยกชั้นชัดเจนตั้งแต่ที่ปริมาณเมทานอล 17 vol.% รูปที่ 2 (ก) แต่ที่ปริมาณเมทานอล 45 และ 73 vol.% รูปที่ 2 (ข) และ (ค) ประสิทธิภาพในการแยกชั้นจะลดลงและเกิดการแขวนลอยเนื่องจากเมทานอลมากเกินไป ส่วนการผลิตโดยใช้เอทานอลที่ 17 vol.% รูปที่ 3 (ก) จะไม่เกิดการแยกชั้นเนื่องจากปริมาณเอทานอลน้อยเกินไป ทำให้เกิดสบูในขั้นตอนการล้างและได้ปริมาณไบโอดีเซลน้อย ต่อมาที่ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส 7.8, 12 และ 16.2 gKOH.L⁻¹ และปริมาณแอลกอฮอล์ 45 vol.% ผ่านท่อผสมสถิติความยาว 1 เมตร รูปที่ 4 และ รูปที่ 5 เกิดการแยกชั้นทุกเงื่อนไข แสดงว่าปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยามีนัยสำคัญต่อการแยกชั้นน้อย แต่จะช่วยให้การเร่งปฏิกิริยาเพื่อให้ได้ไบโอดีเซลที่มีค่าเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์สูง

3.2 ความยาวของท่อผสมแบบสถิติ

จากการทดลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบสถิติความยาว 10 เมตร จากการวิเคราะห์ตัวอย่างเอสเทอร์ที่ความยาวท่อผสมสถิติ 1 ถึง 10 เมตร จะเห็นว่าความยาวท่อผสม 1 เมตร สามารถเปลี่ยนแปลงองค์ประกอบของน้ำมันให้เป็นเอสเทอร์ที่มีความบริสุทธิ์สูง โดยการผลิตเมธิลเอสเทอร์จะใช้ความยาวในการผสมน้อยกว่าการผลิตเอทิลเอสเทอร์

3.3 ความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์

จากการทดลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบสถิติโดยใช้เมทานอลและเอทานอลนั้น สามารถผลิตไบโอดีเซลความบริสุทธิ์สูงถึง 98 wt.% ได้

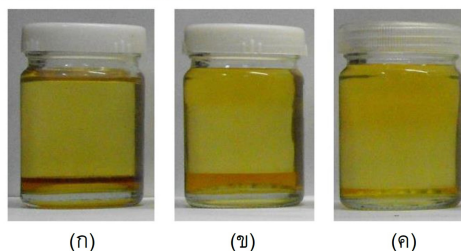
3.4 ปริมาณการใช้แอลกอฮอล์

จากการทดลองที่ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาเบสเท่ากัน 12 gKOH.L⁻¹ รูปที่ 6 กรณีใช้เมทานอลต่ำสุด 17 vol.% ทำให้ได้ไบโอดีเซลเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์สูงถึง 90 wt.% แต่เมื่อใช้เอทานอลได้ไบโอดีเซลเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์เพียง 70 wt.% แสดงว่าต้องใช้ปริมาณเอทานอลสูงกว่าปริมาณเมทานอลในการผลิตไบโอดีเซล เมื่อเพิ่มปริมาณ

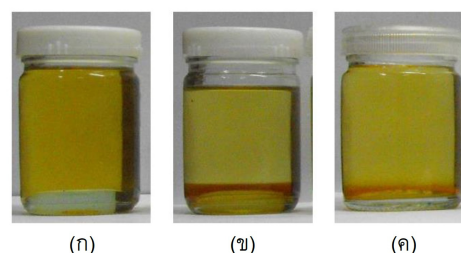
เมทานอลและเอทานอลเป็น 45 wt.% ทำให้ค่าเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์เพิ่มขึ้นเป็น 98 และ 96 wt.% ตามลำดับ ต่อมาเพิ่มปริมาณแอลกอฮอล์ขึ้นเป็น 73 vol.% ซึ่งเป็นปริมาณสูงสุด กรณีใช้เมทานอลทำให้ค่าเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ลดลง แต่เอทานอลยังคงเพิ่มสูงขึ้น

3.5 ปริมาณการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

จากการทดลองที่ปริมาณแอลกอฮอล์เท่ากัน 45 vol.% รูปที่ 7 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเบส 7.8 และ 12 gKOH.L⁻¹ ค่าเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลที่ได้จะเพิ่มขึ้นตามความยาวของท่อผสมสถิติ แสดงว่าปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเบสมีผลต่อความยาวท่อผสมสถิติในการทำปฏิกิริยา และที่ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเบสสูงสุด 16.2 gKOH.L⁻¹ ค่าเปอร์เซ็นต์ความบริสุทธิ์จะสูงที่ความยาวท่อผสมสถิติน้อยและจะลดลงเล็กน้อยเมื่อความยาวท่อผสมสถิติเพิ่มขึ้น

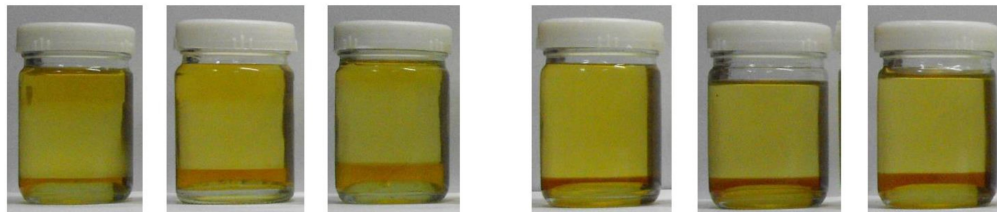


รูปที่ 2 การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล (12 gKOH.L⁻¹) ที่ปริมาณเมทานอลต่างๆ (ก) 17 vol.% (89.687 wt.% ester), (ข) 45 vol.% (97.968 wt.% ester) และ (ค) 73 vol.% (97.305 wt.% ester) ที่ความยาว 1 เมตร ของ SM



รูปที่ 3 การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล (12 gKOH.L⁻¹) ที่ปริมาณเอทานอลต่างๆ (ก) 17 vol.% (69.826 wt.% ester), (ข) 45 vol.% (96.639 wt.% ester) และ (ค) 73 vol.% (96.601 wt.% ester) ที่ความยาว 1 เมตร ของ SM

AEC-40



(ก)

(ข)

(ค)

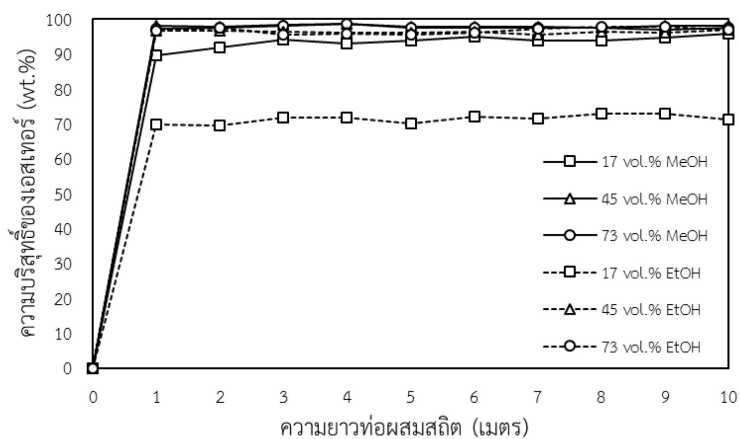
(ก)

(ข)

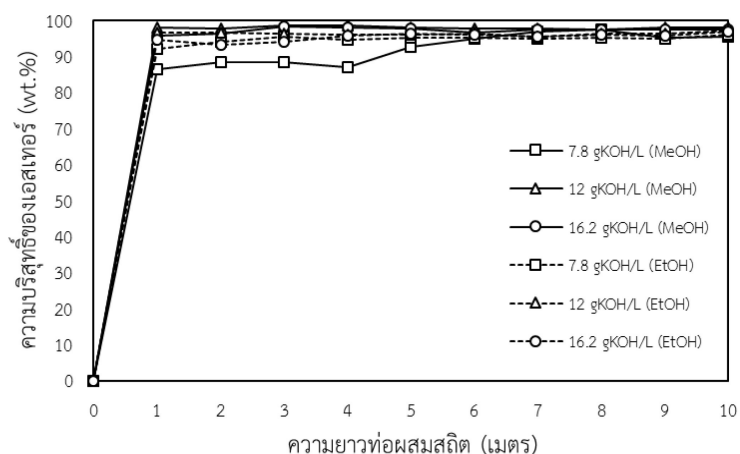
(ค)

รูปที่ 4 การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล (45 vol.% MeOH) ที่ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาเบสต่างๆ (ก) 7.8 gKOH.L⁻¹ (86.548 wt.% ester), (ข) 12 gKOH.L⁻¹ (97.968 wt.% ester) และ (ค) 16.2 gKOH.L⁻¹ (95.750 wt.% ester) ที่ความยาว 1 เมตร ของ SM

รูปที่ 5 การแยกชั้นระหว่างไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล (45 vol.% EtOH) ที่ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาเบสต่างๆ (ก) 7.8 gKOH.L⁻¹ (92.052 wt.% ester), (ข) 12 gKOH.L⁻¹ (96.639 wt.% ester) และ (ค) 16.2 gKOH.L⁻¹ (94.584 wt.% ester) ที่ความยาว 1 เมตร ของ SM



รูปที่ 6 ความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ที่ปริมาณแอลกอฮอล์ต่างๆ ที่ต่อผสมสัณติความยาว 1-10 เมตร (12 gKOH.L⁻¹)



รูปที่ 7 ความบริสุทธิ์ของเอสเทอร์ที่ปริมาณ KOH ต่างๆ ผ่านต่อผสมสัณติความยาว 10 เมตร (45 vol.% alcohol)

AEC-40

4. สรุปผลการทดลอง

จากเงื่อนไขการทดลองทั้งหมดในการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยท่อผสมแบบสถิตโดยใช้เมทานอลและเอทานอล เมื่อวัตถุดิบผ่านชุดท่อผสมสถิตความยาวเพียง 1 เมตร องค์ประกอบของน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์จะเปลี่ยนเป็นเอสเทอร์ที่มีค่าความบริสุทธิ์สูงอย่างรวดเร็ว โดยปริมาณเมทานอลที่ใช้ในการผลิตจะน้อยกว่าปริมาณเอทานอล เนื่องจากราคาเมทานอลถูกกว่าเอทานอลทำให้ต้นทุนในการผลิตไบโอดีเซลจากเมทานอลต่ำกว่าการใช้เอทานอล แต่เอทานอลสามารถผลิตได้จากพืชและไบโอดีเซลที่ผลิตจากเอทานอลเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม เอทานอลจึงอาจเป็นทางเลือกหนึ่งในการผลิตไบโอดีเซลต่อไปในอนาคต

5. กิตติกรรมประกาศ

คณะผู้วิจัยขอขอบคุณ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ที่ได้สนับสนุนทุนวิจัยเพื่อดำเนินการวิจัย

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Somnuk, K. Niseng, S. and Prateepchaikul, G. (2014). Optimization of high free fatty acid reduction in mixed crude palm oils using circulation process through static mixer reactor and pilot-scale of two-step process. *Energy Conversion and Management*, Vol. 80, pp. 374–381.
- [2] Li, Q. Xu, J. Du, W. Li, Y. and Liu, D. (2013). Ethanol as the acyl acceptor for biodiesel production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 25, pp. 742–748.
- [3] ศูนย์สื่อสารวิทยาศาสตร์ไทย สำนักงานพัฒนาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีแห่งชาติ (2556). *เอทิล-เมทิล แอลกอฮอล์ เรียกชื่อผิด พืชถึงตาย [ระบบออนไลน์]*, แหล่งที่มา <http://www.nstda.or.th/sci2pub/thaismc/factsheet/hotnews/FS-062.pdf>, เข้าดูเมื่อวันที่ 27/04/2558.
- [4] สมาคมการค้าผู้ผลิตเอทานอลไทย (2558). *ราคาย้างอิงเอทานอล [ระบบออนไลน์]*, แหล่งที่มา <http://www.thaiethanol.com/th/statistical-data/price.html>, เข้าดูเมื่อวันที่ 27/04/2558.
- [5] Silva, F.C. Cavalcante, K.S.B. Louzeiro, H.C. Moura, K.R.M. Maciel, A.P. and Soledade, L.E.B. (2010). Production of Biodiesel from Babassu Oil using Methanol-Ethanol Blends. *Eletica Quimica*, Vol. 35, pp. 47-54.
- [6] Sungwornpatansakul, P. Hiroi, J. Nigahara, Y. Jayasinghe, T. K. and Yoshikawa, K. (2013). Enhancement of biodiesel production reaction employing the static mixing. *Fuel Processing Technology*, Vol. 116, pp. 1–8.
- [7] Thakur, R. Vial, C. and Nigam, K. (2007). Static mixers in the process industries—a review. *Institution of Chemical Engineers*, Vol. 81, pp. 787–826.
- [8] Thompson, J. C. and He, B. B. (2007). Biodiesel Production Using Static Mixers. *American Society of Agricultural and Biological Engineers*, Vol. 50, pp. 161–166.
- [9] Niseng, S. Somnuk, K. and Prateepchaikul, G. (2014). Optimization of Base-Catalyzed Transesterification in Biodiesel Production from Refined Palm Oil via Circulation Process through Static Mixer Reactor. *Advanced Materials Research*, Vol. 931–932, pp. 1038–1042.
- [10] Kulkarni, M. G. Dalai, a. K. and Bakhshi, N. N. (2007). Transesterification of canola oil in mixed methanol/ethanol system and use of esters as lubricity additive. *Bioresource Technology*, Vol. 98, pp. 2027–2033.
- [11] Fadhil, A. B. and Abdulhad, W. S. (2014). Transesterification of mustard (*Brassica nigra*) seed oil with ethanol: Purification of the crude ethyl ester with activated carbon produced from de-oiled cake. *Energy Conversion and Management*, Vol. 77, pp. 495–503.
- [12] Veličković, Ana V. Stamenković, Olivera S. Todorović, Zoran B. and Veljković, Vlada B. (2013). Application of the full factorial design to optimization of base-catalyzed sunflower oil ethanolysis. *Fuel*, Vol. 104, pp. 433-442.



ME-NETT 2015
The 29th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand

การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 29
The 29th Conference of Mechanical Engineering Network of Thailand

ขอมอบเกียรติบัตรฉบับนี้เพื่อแสดงว่า

กิจภูมิ วิจิตรโสภา, กฤษ สมนึก และ กำพล ประธีปชัยกุล
AEC40 : การเปรียบเทียบการผลิตมอเตอร์และเอริลมอเตอร์แบบต่อนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ทอผสมแบบสติด

ได้เข้าร่วมนำเสนอผลงานในการประชุม
ระหว่าง วันที่ 1 - 3 กรกฎาคม 2558


(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.จินดา เจริญพรพาณิชย์)
นายกสมาคมวิศวกรรมเครื่องกลไทย


(รองศาสตราจารย์ เรืออากาศเอก ดร.กนต์ธร ชำนิประศาสน์)
คณบดีสำนักวิชาวิศวกรรมศาสตร์

ภาคผนวก ฉ
(ข้อมูลบัณฑิตบัณฑิตนักศึกษา)

โครงการวิจัยนี้ได้ผลิตนักศึกษาปริญญาโท จำนวน 1 คน ตามรายละเอียดดังนี้

นายกิจภูมิ วิจิตรโสภา รหัสนักศึกษา 5610120047

หลักสูตร วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล หลักสูตรปกติ หลักสูตรปรับปรุง ปี 2554

วันที่เข้าศึกษา วันที่ 3 มิถุนายน 2556

วันที่สำเร็จการศึกษา วันที่ 5 กุมภาพันธ์ 2559

19/7/2559

สรุปข้อมูลนักศึกษามหาบัณฑิตศึกษา

ข้อมูลนักศึกษามหาบัณฑิตศึกษา

รหัสนักศึกษา	5610120047
ชื่อ-สกุล	นายกิจภูมิ วิจิตรโสภา
หลักสูตร	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
แผนการศึกษา	แผน ก แบบ ก2
แผนการศึกษา (บว.)	ก แบบ ก2
สาขาวิชา	วิศวกรรมเครื่องกล ภาคปกติ
คณะ	คณะวิศวกรรมศาสตร์ วิทยาเขตหาดใหญ่
อาจารย์ที่ปรึกษา วิทยานิพนธ์	รศ.กำพล ประทีปชัยกุล
สถานภาพ นักศึกษา	สำเร็จการศึกษา(พ้นสภาพ)

หลักสูตร (ตามแผนการศึกษาของ บว.)

วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล หลักสูตรปกติ หลักสูตรปรับปรุง ปี 2554

ระยะเวลาการศึกษาของหลักสูตร	2 ปี
ระยะเวลาการศึกษาที่ขยายได้	3 ปี
รวมระยะเวลาการศึกษาทั้งหมด	5 ปี
จำนวนหน่วยกิตรายวิชาเรียน	18
จำนวนหน่วยกิตวิชาวิทยานิพนธ์/สารนิพนธ์	18
จำนวนหน่วยกิตทั้งหมด	36

ข้อมูลการลงทะเบียนเรียน

คะแนนเฉลี่ยสะสม ณ ภาคการศึกษาที่ 2 ปีการศึกษา 2558	3.41
จำนวนหน่วยกิตรายวิชาเรียน	18
จำนวนหน่วยกิตวิชาวิทยานิพนธ์/สารนิพนธ์ (215-692)	18
จำนวนหน่วยกิตที่ได้ทั้งหมด	36
จำนวนหน่วยกิตวิชาภาษาอังกฤษ (890-901)	3

เพิ่มเติม

ข้อมูลทุนการศึกษา

1. ทุนอุดหนุนการวิจัยเพื่อวิทยานิพนธ์ ปีงบประมาณ 2557 จำนวน 25,500.00 บาท
ภายใต้เงื่อนไข -

ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงระหว่างศึกษา

เพิ่มเติม

ข้อมูลวิทยานิพนธ์

ภาษาไทย	การผลิตเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต
ภาษาอังกฤษ	Continuous Methyl Ester and Ethyl Ester Production from Refined Palm Oil Using Static Mixer
บว.1	ขออนุมัติแต่งตั้งคณะกรรมการที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ เมื่อวันที่ 17/06/2556 <u>รายชื่อ</u>
บว.1/1	ขออนุมัติเปลี่ยนแปลงคณะกรรมการที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ฉบับที่ 1 เมื่อวันที่ 13/09/2556 <u>รายชื่อ</u>
บว.2	ขออนุมัติโครงการวิทยานิพนธ์ เมื่อวันที่ 13/11/2556 <u>รายชื่อ</u>
บว.3	ขออนุมัติแต่งตั้งคณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ เมื่อวันที่ 25/11/2558 <u>รายชื่อ</u>
บว.4	ขอสอบวิทยานิพนธ์ ครั้งที่ 1 เมื่อวันที่ 04/01/2559 <u>รายชื่อ</u>
บว.4/1	ข้อมูลการเผยแพร่ วิทยานิพนธ์ เมื่อวันที่ 08/01/2559 <u>รายชื่อ</u>

ข้อมูลการเผยแพร่ผลงานวิทยานิพนธ์

Hichaphum Wijitsopa, Krit Somnuk, Thanansak Theppaya and Gumpom Prateepchaikul. . "Continuous Transterification for Ethyl Ester Production from Refined Palm Oil through Static Mixer", APPLIED MECHANICS AND MATERIALS .(), 64-68. (156101200473401.pdf)
Hichaphum Wijitsopa, Krit Somnuk, Thanansak Theppaya and Gumpom Prateepchaikul. "การได้เปรียบการผลิตเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มกลั่นบริสุทธิ์ด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบสถิต", ใน การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 29 . 1-3 กรกฎาคม 2558. นครราชสีมา : สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกล สำนักวิชา วิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีสุรนารี. (1256101200476786.pdf)

19/7/2559	สรุปข้อมูลนักศึกษาบัณฑิตศึกษา	
บว.5 แจ้งผลสอบวิทยานิพนธ์ ครั้งที่ 1	เมื่อวันที่ 22/01/2559 ผลสอบ ผ่าน โดยต้องแก้ไข	<u>รายชื่อ</u> <u>ละเอียด</u>
บว.5/2 บันทึกข้อความเปลี่ยนแปลงชื่อวิทยานิพนธ์หลังสอบ	เมื่อวันที่ 22/01/2559	<u>รายชื่อ</u> <u>ละเอียด</u>
การรับเล่มวิทยานิพนธ์ฉบับสมบูรณ์	เมื่อวันที่ 05/02/2016	<u>รายชื่อ</u> <u>ละเอียด</u>
บว.8 ขอส่งวิทยานิพนธ์ฉบับสมบูรณ์	เมื่อวันที่ 05/02/2559	<u>รายชื่อ</u> <u>ละเอียด</u>
ใบแจ้งเกรตริชาวิทยานิพนธ์ ครั้งที่ 1	เมื่อวันที่ 05/01/2559	<u>รายชื่อ</u> <u>ละเอียด</u>

ข้อมูลการขอสำเร็จการศึกษา		สรุปข้อมูลการศึกษา	
วันที่สอบวิทยานิพนธ์	15/01/2559	ปีที่เข้าศึกษา	2556
วันที่ผ่านความรู้ภาษาอังกฤษ		วันที่เข้าศึกษา	03/06/2556
วันที่เผยแพร่ผลงานวิจัย	08/01/2559	วันที่สำเร็จการศึกษา	05/02/2559
วันที่ส่งวิทยานิพนธ์	05/02/2559	ภาคการศึกษา/ปีการศึกษาที่สำเร็จการศึกษา	2/2558
วันที่ขอสำเร็จการศึกษา	17/02/2559	คะแนนสะสมเฉลี่ย (GPA)	3.41
บว. กำหนดวันสำเร็จการศึกษา	05/02/2559	ระยะเวลาการศึกษา (ปี.เดือน)	2.9
	เพิ่มเติม		เพิ่มเติม

ภาคผนวก จ
(เป้าหมาย ผลผลิต ตัวชี้วัด และผลการดำเนินงานโครงการวิจัย)

สรุปผลผลิต ผลงานทางวิชาการ**เป้าหมาย****1. ผลผลิตเชิงองค์ความรู้**

- 1.1 วารสารระดับนานาชาติฐาน ISI หรือ Scopus 1 บทความ

ผลที่ได้**1. ผลผลิตเชิงองค์ความรู้**

- 1.1 วารสารระดับนานาชาติฐาน ISI หรือ Scopus 1 บทความ

1.1.1 Wijitsopa, K., Somnuk, K., Theppaya, T. and Prateepchaikul, G. 2015. Continuous transesterification for ethyl ester production from refined palm oil through static mixer, Applied Mechanics and Materials. 705 : 64-68. (ตามภาคผนวก จ)

- 1.2 จำนวนผลงานที่นำเสนอในที่ประชุม/สัมมนา ระดับชาติ 1 บทความ

1.2.1 Wijitsopa, K., Somnuk, K. and Prateepchaikul, G. 2015. Comparison of continuous production of methyl- and ethyl-ester from refined palm oil by using static mixer reactor. In Proceedings of the 29th Mechanical Engineering Network of Thailand (ME-NETT 29), 30 June - 2 July 2015, Nakhon Ratchasima, Thailand, pp. 208-213. (AEC-40) (ตามภาคผนวก จ)

2. ผลผลิตเชิงผลิตภัณฑ์/นวัตกรรม

- 2.1 จำนวนผลิตภัณฑ์/นวัตกรรม 1 ชิ้น คือ เครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสม

3. ผลผลิตบัณฑิตศึกษา

- 3.1 นักศึกษาทำวิทยานิพนธ์ จำนวน 1 คน (ปริญญาโท)

ชื่อนักศึกษา นายกิจภูมิ วิจิตรโสภา รหัสนักศึกษา 5610120047

หัวข้อวิทยานิพนธ์

ภาษาไทย การผลิตเมทิลเอสเทอร์และเอทิลเอสเทอร์แบบต่อเนื่องจากน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ด้วยท่อผสมแบบสถิต

ภาษาอังกฤษ Continuous Methyl Ester and Ethyl Ester Production from Refined Palm Oil Using Static Mixer

วันที่เข้าศึกษา วันที่ 3 มิถุนายน 2556

วันที่สำเร็จการศึกษา วันที่ 5 กุมภาพันธ์ 2559

เป้าหมาย ผลผลิต ตัวชี้วัด และผลการดำเนินงานโครงการวิจัย

แบบวิจัย 16.1_57

ชื่อโครงการวิจัย การผลิตเอซิลเอสเตอร์จากน้ำมันปาล์มด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสมแบบต่อเนื่อง รหัสโครงการ ENG570123c

ชื่อแผนงานวิจัย ทดลองทดสอบจากน้ำมันปาล์มเพื่อชุมชน

ลำดับ	ตัวชี้วัด	หน่วยนับ				หมายเหตุ
		ปีที่ 1		ปีที่ 2		
		ปีงบประมาณ 2557	ปีงบประมาณ 2558	ปีงบประมาณ 2557	ปีงบประมาณ 2558	
		เป้าหมาย	ผลที่ได้	เป้าหมาย	ผลที่ได้	
1	ผลผลิตเชิงองค์ความรู้					
1.1	จำนวนผลงานตีพิมพ์ (ชิ้น)					
	- วารสารระดับชาติที่ สกอ. หรือ สกว. ยอมรับ					
	- วารสารระดับนานาชาติที่ไม่ได้อยู่ในฐาน ISI หรือ Scopus					
	- วารสารระดับนานาชาติฐาน ISI หรือ Scopus			1	1	
1.2	จำนวนผลงานที่นำเสนอในที่ประชุม/สัมมนา (ชิ้น)					
	- ระดับชาติ				1	
	- ระดับนานาชาติ					
1.3	อื่น ๆ (โปรดระบุ)					
2	ผลผลิตเชิงผลิตภัณฑ์/นวัตกรรม					
2.1	จำนวนโครงการวิจัยต่อยอด (โครงการ)					
2.2	จำนวนโครงการขอทุนขนาดใหญ่จากแหล่งทุน ภายนอก					
2.3	จำนวนผลิตภัณฑ์/นวัตกรรม (ชิ้น/ระบุชื่อ)				1	เครื่องผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องด้วยเครื่องปฏิกรณ์ท่อผสม
2.4	เอกสารการยื่นจดอนุสิทธิบัตร (เรื่อง)					
2.5	เอกสารการยื่นจดสิทธิบัตร (เรื่อง)					
2.6	เทคโนโลยีที่สามารถนำไปถ่ายทอดได้				1	- จำนวนโครงการ 1 ครั้ง - จำนวนผู้ได้รับประโยชน์ ประมาณ 20 คน
	- จำนวนโครงการ/จำนวนครั้ง					
	- จำนวนผู้ได้รับประโยชน์ (คน/ชุมชน)					
2.7	ข้อเสนอเชิงนโยบาย/ข้อเสนอเพื่อแก้ไขปัญหา (จำนวนข้อเสนอ)					
2.8	การนำไปใช้ประโยชน์อย่างอื่น ที่หน่วยงานที่นำไปใช้ ประโยชน์มีเอกสารรับรอง (เรื่อง)					
2.9	อื่น ๆ (ระบุ).....					

ภาคผนวก ฉ
(อบรมการถ่ายทอดเทคโนโลยีไบโอดีเซลจากน้ำมันทอดและน้ำมันปาล์มดิบสู่ชุมชน)

การอบรมการถ่ายทอดเทคโนโลยีไบโอดีเซลจากน้ำมันทอดและน้ำมันปาล์มดิบสู่ชุมชน

ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ได้จัดโครงการบริการวิชาการ ฝึกอบรม “การถ่ายทอดเทคโนโลยีไบโอดีเซลจากน้ำมันทอดและน้ำมันปาล์มดิบสู่ชุมชน” แก่กลุ่มผู้ผลิตไบโอดีเซล ชุมชน และผู้สนใจทั่วไป เมื่อวันที่ 13-14 กรกฎาคม 2558 ณ ห้องปฏิบัติการภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล โดยมีวิทยากรคือ รศ.กำพล ประทีปชัยกูร และ อาจารย์กฤษฎ สมนึก อาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล

“การถ่ายทอดเทคโนโลยีไบโอดีเซลจากน้ำมันทอดและน้ำมันปาล์มดิบสู่ชุมชน” จัดขึ้นเพื่อให้ชุมชนมีเทคโนโลยีด้านการผลิตน้ำมันไบโอดีเซลจากน้ำมันทอด และน้ำมันปาล์มดิบที่บรรพชนิดกรตสูงที่ถูกต้องสามารถนำไปใช้งานได้ ให้ชุมชนสามารถผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงเพื่อใช้เอง หรือจำหน่ายภายในชุมชน เพิ่มรายได้แก่ชุมชน อีกทั้งลดการพึ่งพาการนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศ ลดก๊าซเรือนกระจกอันเนื่องมาจากการใช้น้ำมันปิโตรเลียม ซึ่งการอบรมมีการบรรยาย และฝึกปฏิบัติ โดยมีหัวข้อดังนี้

- 1) ความรู้ทั่วไปของไบโอดีเซล
- 2) กระบวนการผลิตไบโอดีเซล
- 3) วิธีการตรวจสอบคุณภาพเบื้องต้นของวัตถุดิบ
- 4) การตรวจสอบคุณสมบัติเบื้องต้นของวัตถุดิบ
- 5) การเตรียมสารเคมี
- 6) การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันทอด ในระดับห้องปฏิบัติการ
- 7) การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันทอดด้วยชุดผลิตไบโอดีเซลชุมชนขนาด 100 ลิตร
- 8) การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มดิบด้วยชุดผลิตไบโอดีเซลชุมชนขนาด 100 ลิตร

ภาพกิจกรรม



