

การผลิตน้ำมันไบโอดีเซลที่มีการแยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง

นายธนยศ จาติกวณิชย์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2554
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository(CUIR)
are the thesis authors' files submitted through the Graduate School.

PRODUCTION OF BIODIESEL WITH CONTINUOUS REMOVAL OF GLYCERIN

Mr.Thanayoth Jatigavanich

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2011

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การผลิตน้ำมันไบโอดีเซลที่มีการแยกกลีเซอรินออกอย่าง ต่อเนื่อง
โดย	นายธนยศ จาติกวณิชย์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์	อาจารย์ ดร.เจิดศักดิ์ ไชยคุณา

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้รับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็น
ส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศธีรฤวงศ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(อาจารย์ ดร.อภิรักษ์ สุทธิธรรมา)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์
(อาจารย์ ดร.เจิดศักดิ์ ไชยคุณา)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.รงค์ ปวราจารย์)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.ชวรงค์ดี เฟื่องนวกิจ)

ธนยศ จาติกวณิชช์ : การผลิตน้ำมันไบโอดีเซลที่มีการแยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง
(PRODUCTION OF BIODIESEL WITH CONTINUOUS REMOVAL OF GLYCERIN)

อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก : อ.ดร.เจดศักดิ์ ไชยคุณา, 68 หน้า.

งานวิจัยนี้ เป็นการศึกษาการผลิตเมทิลเอสเทอร์ด้วยระบบการผลิตแบบแยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง โดยใช้ไขมันปาล์มโอเลอินทำปฏิกิริยากับเมทานอลผ่านปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ิฟิเคชัน ทำการทดลองที่สัดส่วนน้ำมันปาล์มโอเลอิน 1 โมลต่อเมทานอล 6 โมล ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่สัดส่วนร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมันปาล์ม ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และที่ความดันบรรยากาศ

ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าระบบการผลิตแบบที่มีการแยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง ให้ผลการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ิฟิเคชันน้อยกว่าระบบการผลิตแบบที่ไม่มีการแยกกลีเซอรินออกจากเครื่องปฏิกรณ์ ผลการวิเคราะห์ผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นและกลีเซอรินที่แยกออกมาพบว่าเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาละลายอยู่ในชั้นของกลีเซอรินเป็นจำนวนมาก ทำให้เกิดการสูญเสียเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาจากเครื่องปฏิกรณ์ระหว่างการเกิดปฏิกิริยา ส่งผลให้การเกิดปฏิกิริยาช้าลงและปริมาณการเกิดสุดท้ายของผลิตภัณฑ์ลดลงเมื่อทำการชดเชยเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาในปริมาณเท่ากับที่สูญเสียจากระบบแล้วพบว่า ปริมาณการเกิดปฏิกิริยาจะเท่ากับการเกิดปฏิกิริยาในระบบการผลิตที่ไม่มีการแยกกลีเซอรินออก

ภาควิชา วิศวกรรมเคมี ลายมือชื่อ นิสิต

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ปีการศึกษา 2554

5071500521 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS : METHYLESTER/PRODUCTION/REMOVAL OF GLYCERIN

THANAYOTH JATIGAVANICH : PRODUCTION OF BIODIESEL WITH
CONTINUOUS REMOVAL OF GLYCERIN. ADVISOR : JIRDSAK
TSCHEIKUNA,Ph.D 68 pp.

This research is the study of production of methyl esters using a reaction system which is capable of continuous removal of glycerin. Palm olein oil and methanol are tranesterified at oil to methanol molar ratio of 1:6 catalyzed by 1 wt% of basic type catalyst. The experiments are conducted at 60 degree Celsius and at atmospheric pressure.

The results show that the reaction system which is capable of continuous removal of glycerin gives lower conversion than the reaction system without removal of glycerin. Analysis of reaction products shows that large quantity of methanol and catalyst dissolve in glycerin resulting in the loss of both components from reaction systems which are the main causes of lower in rate of reaction and conversion. Addintion of catalyst and methanol to the reactor system at the same amount brings the conversion back to the same conversion.

Department : Chemical Engineering..... Student's Signature

Field of Study : Chemical Engineering..... Advisor's Signature

Academic Year : 2011.....

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยเล่มนี้สำเร็จเรียบร้อยได้ก็ด้วยความเสียสละและความอนุเคราะห์และน้ำใจจากบุคคลหลายฝ่าย ผู้ทำการวิจัยขอกราบขอบพระคุณทุกท่านมา ณ โอกาสนี้

ขอขอบพระคุณ อ.ดร.เจ็ดศักดิ์ ไชยคุณา อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ที่ได้ให้ความอนุเคราะห์ทุ่มเทการสอนและเอาใจใส่มาโดยตลอด อีกทั้งสนับสนุนทุนวิจัยและเครื่องมืออุปกรณ์ในการทำงานวิจัย

ขอขอบพระคุณ อ.ดร.อภิรักษ์ สุทธิธรรวัช ประธานกรรมการสอบวิทยานิพนธ์, ผศ.ดร.วรรณ ปวงราชารย์ และ ดร.ขจรศักดิ์ เฟื่องนวกิจ กรรมการการสอบวิทยานิพนธ์ที่ช่วยชี้แนะการทำงานวิจัย และสละเวลาสำหรับการสอบวิทยานิพนธ์

ขอขอบพระคุณ สมาชิกห้องวิจัยโอลิโกเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ให้มิตรภาพและการช่วยเหลือในการทำงานวิจัยตลอดมา

และสุดท้ายขอขอบพระคุณบิดา มารดาที่สนับสนุนทุนทรัพย์ในการศึกษาและเลี้ยงดูให้คำปรึกษา และให้กำลังใจเสมอมา

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญตาราง.....	ณ
สารบัญภาพ.....	ญ
บทที่ 1 บทนำ.....	1
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	4
2.1 ปฏิบัติการที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล ประเภท เมทิลเอสเทอร์.....	4
2.1.1 ปฏิบัติการเอสเทอร์ฟิเคชัน.....	4
2.1.2 ปฏิบัติการทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน.....	5
2.2 ระบบการผลิตไบโอดีเซลในปัจจุบัน.....	6
2.2.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ.....	6
2.2.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง.....	7
2.3 ปัจจัยที่เกี่ยวข้องในการผลิตไบโอดีเซลผ่านปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน.....	8
2.3.1 สัดส่วนระหว่างน้ำมันและแอลกอฮอล์.....	8
2.3.2 ชนิดและปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเบสที่เหมาะสม.....	10
2.4 กลไกของการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน.....	11
2.5 การศึกษาและวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	15
บทที่ 3 การทดลองและการวิเคราะห์.....	18
3.1 อุปกรณ์ในการทดลอง.....	18
3.2 วิธีการดำเนินการวิจัย.....	19
3.3 วิธีการในการวิเคราะห์ผล.....	20
3.4 การคำนวณในงานวิจัย.....	21
3.4 วัตถุประสงค์ที่ใช้ในการทดลอง.....	22

บทที่ 4 ผลการทดลองและอภิปราย	24
4.1 การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน.....	24
4.2 ผลการวิเคราะห์หัตถ์ดิบ.....	26
4.3 ผลการทดลองทำปฏิกิริยาโดยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะโดยไม่มีการแยกกลีเซอริน	27
4.4 ผลการทดลองการทำปฏิกิริยาโดยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีการแยกกลีเซอริน ออกอย่างต่อเนื่อง.....	30
4.5 การกระจายตัวของเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของไบโอดีเซล และวัฏภาคของกลีเซอริน.....	31
4.6 ปริมาณเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียจากระบบเนื่องจากการแยก กลีเซอรินระหว่างการผลิต.....	34
4.7 การปรับปรุงการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ระบบแยกกลีเซอรินออกแบบต่อเนื่อง	40
 บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานวิจัย	 45
 รายการอ้างอิง	 46
 ภาคผนวก	
ภาคผนวก ก ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง...	50
ภาคผนวก ข การวิเคราะห์ข้อมูล.....	62
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	68

สารบัญตาราง

ตารางที่		หน้า
3.1	ตัวอย่างพื้นที่ของสารประกอบเอสเทอร์ที่สภาวะการทดลองที่เวลา 55 นาที.....	22
4.1	องค์ประกอบของกรดไขมันในน้ำมันปาล์มโอเลอิน.....	26
4.2	คุณสมบัติน้ำมันปาล์มโอเลอิน.....	27
4.3	ค่าเฉลี่ยของปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ในผลิตภัณฑ์ ของการผลิตแบบไม่มีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบเทียบกับเวลา.....	28
4.4	ค่าเฉลี่ยของปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ในผลิตภัณฑ์ ของการผลิตแบบมีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบอย่างเนื่องเทียบกับเวลา.....	29
4.5	ปริมาณร้อยละเมทานอลในชั้นของน้ำมันและชั้นของกลีเซอริน และกลีเซอรินที่เกิดขึ้น.....	32
4.6	ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินและปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของเมทิลเอสเทอร์เทียบกับปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเริ่มต้น	33
4.7	เปรียบเทียบปริมาณกลีเซอรินที่เกิดขึ้นกับปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกโดยระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	35
4.8	ปริมาณร้อยละของเมทานอลที่สูญเสียบนออกจากระบบในการผลิตไบโอดีเซลแบบแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	37
4.9	ปริมาณร้อยละของตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียบนออกจากระบบในการผลิตไบโอดีเซลแบบแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	38
4.10	ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและกึ่งกะที่มีระบบการแยกกลีเซอรินแบบต่อเนื่อง.....	41
4.11	ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่ไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีการชดเชยกลีเซอรินและตัวเร่งปฏิกิริยา.....	43
ก.1	ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ.....	50
ก.2	ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะโดยมี	
ก.3	ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกึ่งกะโดยมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	52
ก.4	ปริมาณของเมทานอลที่ลดลงของระบบเมื่อเกิดปฏิกิริยา.....	53

ตารางที่	หน้า
ก.5 ปริมาณร้อยละของเมทานอลในวัฏภาคของน้ำมัน.....	54
ก.6 ปริมาณของเมทานอลในวัฏภาคของกลีเซอริน.....	55
ก.7 ปริมาณของเมทานอลในชั้นของกลีเซอรินที่แยกออกจากระบบการผลิต ไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	56
ก.8 ปริมาณของเมทานอลที่สูญเสียไปจากการแยกกลีเซอรินออกจากระบบ การผลิตไบโอดีเซลที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องแบบสะสม.....	57
ก.9 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินในระบบการผลิตแบบกะ	58
ก.10 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของน้ำมันในระบบการผลิตแบบกะ.....	59
ก.11 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินที่แยกออกจากระบบการผลิต ไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	60
ก.12 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินที่แยกออกจากระบบการผลิต ไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	61
ข.1 แสดงความเข้มข้นของสารละลายเบสมาตรฐาน ปริมาณแอลกอฮอล์ และปริมาณของสารตัวอย่างที่ปริมาณร้อยละของกรดไขมันอิสระในช่วงต่าง ๆ	63

สารบัญภาพ

ภาพที่	หน้า
2.1 ระบบการผลิตแบบไหลอย่างต่อเนื่องผ่านถังกวน ของบริษัท Lurgi.....	8
2.2 แสดงสัดส่วนโมลระหว่าง น้ำมันและเมทานอลกับการเกิดปฏิกิริยาในปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	9
2.3 แสดงสัดส่วนโมลระหว่าง น้ำมันและเมทานอลกับการเกิดปฏิกิริยาในปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	10
2.4 ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นต่อปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาที่เปลี่ยนไปที่สัดส่วนน้ำมันต่อเมทานอล 1:6 โดยโมลและใช้เวลาการเกิดปฏิกิริยา 1 ชั่วโมง.....	11
2.5 แสดงปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ ต่อเวลาในการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน แบบสองขั้นตอนที่เครื่องปฏิกรณ์ขนาด 30 ลิตร.....	16
3.1 แผนภาพอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง.....	18
4.1 เปรียบเทียบการเกิดผลิตภัณฑ์ระหว่างการผลิตไบโอดีเซลแบบไม่มีการแยกกลีเซอรินกับการผลิตโดยโดยใช้ระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	30
4.2 ปริมาณเมทานอลในวัฏภาคของน้ำมันและวัฏภาคของกลีเซอรินและกลีเซอรินที่เกิดขึ้น.....	32
4.3 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินและ ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของเมทิลเอสเทอร์เทียบกับปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเริ่มต้น.....	34
4.4 เปรียบเทียบปริมาณกลีเซอรินที่เกิดขึ้นกับปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกโดยระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	35
4.5 ปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกโดยระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง.....	36
4.6 เปรียบเทียบปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกจากระบบการผลิตไบโอดีเซลและเมทานอลที่สูญเสียไปจากระบบการผลิต.....	36
4.7 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียไปจากระบบการผลิต.....	39
4.8 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียจากระบบในแต่ละช่วงเวลา.....	39
4.9 ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและกึ่งกะที่มีระบบปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเริ่มต้น.....	42
4.10 เปรียบเทียบปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องและมีการชดเชยเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยา.....	44

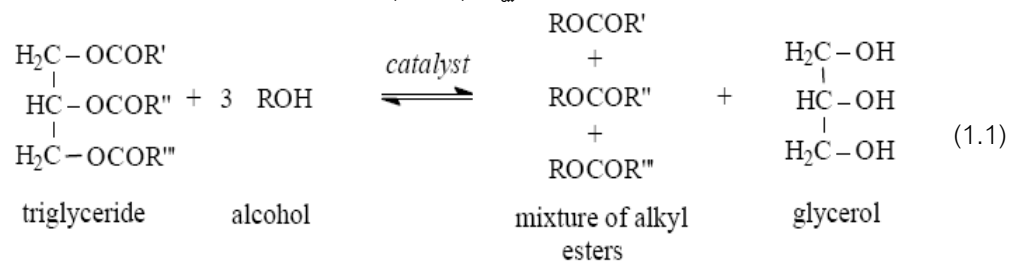
บทที่ 1

บทนำ

ในปัจจุบันมีการผลิตไบโอดีเซลในเชิงพาณิชย์อย่างแพร่หลายเพื่อทดแทนพลังงานฟอสซิลที่กำลังจะหมดไปในอนาคต กระบวนการผลิตที่ใช้เชิงอุตสาหกรรมในปัจจุบันมีทั้งแบบระบบการผลิตแบบกะ และระบบการผลิตแบบต่อเนื่องตามความเหมาะสมของของกำลังการผลิตและวัตถุดิบที่ใช้ผลิต ระบบการผลิตไบโอดีเซลที่ได้รับความนิยมอย่างแพร่หลายคือระบบการผลิตแบบกะ เนื่องจากระบบการดำเนินการไม่ซับซ้อน ใช้เงินลงทุนต่ำ และสามารถควบคุมคุณภาพการผลิตได้ง่าย นอกจากนี้ยังให้ค่าการเปลี่ยนแปลงของสารตั้งต้นสูงอีกด้วย

ปฏิกิริยาที่นิยมใช้ในการผลิตไบโอดีเซลในปัจจุบันแบ่งเป็นสองปฏิกิริยา คือปฏิกิริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน (Esterification) โดยใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งข้อเสียของปฏิกิริยานี้คือต้องใช้เวลาในการเกิดค่อนข้างนานเหมาะสมกับการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูง ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน (Transesterification) โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดเบสเป็นหลัก สามารถเกิดผลิตภัณฑ์ได้สูง และเกิดปฏิกิริยาได้อย่างรวดเร็ว

ปัจจุบันปฏิกิริยาที่ใช้กันอย่างแพร่หลาย คือระบบการผลิตแบบทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาที่เกิดได้ง่ายที่อุณหภูมิและความดันบรรยากาศ นอกจากนี้ยังใช้เวลาในการผลิตน้อย แต่ปัญหาที่พบในการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน คือการเกิดปฏิกิริยาที่ไม่สมบูรณ์เนื่องจาก ปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังแสดงในสมการที่ 1.1 [1] พบว่าเมื่อดำเนินไปถึงจุดสมดุลปฏิกิริยาจะไม่สามารถเกิดต่อไปได้อีก



จากปัญหาดังกล่าวหากต้องการให้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันเกิดโดยสมบูรณ์ จำเป็นต้องใช้ปริมาณแอลกอฮอล์สูงเพื่อผลักดันปฏิกิริยาเลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์มากขึ้น การผลิตไบโอดีเซลจึงมีการเติมเมทานอลส่วนเกิน ดังแสดงให้เห็นในงานวิจัยของ Freedman และคณะ[2] ที่แสดงให้เห็นว่าการผลิตไบโอดีเซลที่ใช้สัดส่วนโดยโมลของน้ำมันต่อเมทานอล 1:3 โดยใช้ไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เกิดผลิตภัณฑ์เพียงร้อยละ 82 ในขณะที่หากเพิ่มสัดส่วน

น้ำมันต่อเมทานอล 1:6 จะให้ผลิตภัณฑ์สูงถึงร้อยละ 98 นอกจากนั้นแล้วปริมาณของกลีเซอรินที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ส่งผลให้ปฏิกิริยาเข้าสู่สมดุลเช่นกัน เช่นเดียวกับที่แสดงให้เห็นในงานวิจัยของ S.T. Keera และคณะ[3] ที่ทำการทดลองผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันถั่วเหลือง พบว่าให้ค่าการเปลี่ยนแปลงของสารตั้งต้นมีค่าสูงสุดที่ร้อยละ 90 เมื่อใช้น้ำมันถั่วเหลือง และร้อยละ 98.5 เมื่อใช้น้ำมันเมล็ดฝ้าย ใช้สัดส่วนโดยโมลของน้ำมันต่อแอลกอฮอล์ 1:6 แต่พบว่าเมื่อเพิ่มสัดส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันมากกว่า 1:9 ให้ปริมาณไบโอดีเซลที่เกิดขึ้นมีค่าลดลง เนื่องจากแอลกอฮอล์ที่มีอยู่เป็นปริมาณมากจะประพฤติตัวเป็นตัวทำลาย ทำให้กลีเซอรินที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ละลายปนในชั้นของไบโอดีเซลได้มาก ส่งผลให้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่ผันกลับได้เลื่อนกลับไปทางสารตั้งต้น

Tanaka และคณะ[4] จึงได้นำเสนอวิธีการผลิตที่เรียกว่า กระบวนการผลิตแบบสองขั้นตอน (Two step process) เพื่อปรับปรุงการผลิตให้มีประสิทธิภาพมากขึ้น โดยการแบ่งระบบการผลิตเป็นสองขั้นตอน และมีการแยกกลีเซอรินออกในระหว่างการเกิดปฏิกิริยาทั้งสองครั้ง

ในการผลิตแบบต่อเนื่องก็ได้มีการประยุกต์ใช้หลักการดังกล่าวเพื่อเพิ่มปริมาณของผลผลิต เช่นระบบการผลิตของบริษัท Lurgi ซึ่งเป็นกระบวนการผลิตแบบต่อเนื่องโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบมีใบกวนสองเครื่อง เมื่อสารออกจากถังปฏิกรณ์ใบแรกจะผ่านอุปกรณ์ในการแยกกลีเซอรินออกก่อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ถังที่สอง หรือการผลิตของบริษัท Energea ซึ่งเป็นระบบการผลิตแบบต่อเนื่องสองถังและมีการแยกกลีเซอรินระหว่างถังปฏิกรณ์สองถังเช่นกัน แต่เนื่องจากระบบการผลิตดังกล่าวต้องมีการเกิดปฏิกิริยาสองครั้ง ทำให้สิ้นเปลืองเงินลงทุนและพลังงานในการผลิต

เพื่อปรับปรุงระบบการผลิตแบบขั้นตอนเดียวให้มีประสิทธิภาพใกล้เคียงกับการผลิตแบบสองขั้นตอน งานวิจัยนี้จึงมีแนวคิดที่จะปรับปรุงวิธีการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยา ทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน โดยการใช้วิธีการแยกกลีเซอริน ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ ออกจากระบบตลอดเวลาเพื่อให้สมการการเกิดปฏิกิริยา ถูกเลื่อนให้เกิดผลิตภัณฑ์มากขึ้นภายในถังปฏิกรณ์ถังเดียว โดยคาดหวังว่าจะสามารถลดเวลาการผลิต เงินลงทุน และลดค่าใช้จ่ายในการทำให้บริสุทธิ์ลงได้ เพื่อเพิ่มศักยภาพในการแข่งขันให้แก่อุตสาหกรรมผลิตไบโอดีเซลต่อไป

1.1 ขอบเขตของงานวิจัย

1. น้ำมันพืชที่ใช้คือน้ำมันปาล์มโอเลอินสำหรับบริโภค
2. แอลกอฮอล์ที่ใช้ คือเมทานอล ที่ความบริสุทธิ์ร้อยละ 98 ที่ใช้ในอุตสาหกรรมทั่วไป
3. การศึกษากระทำที่แรงดันบรรยากาศ อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส
4. ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้เป็น โซเดียมไฮดรอกไซด์

1.2 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. เข้าใจพื้นฐานการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ในการผลิตไบโอดีเซลในภาคอุตสาหกรรม
2. สามารถทำนายการเกิดปฏิกิริยาและอัตราการเกิดปฏิกิริยาของการผลิตไบโอดีเซลเมื่อมีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบได้
3. สามารถประยุกต์ระบบแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องเข้ากับการออกแบบระบบการผลิตไบโอดีเซลในภาคอุตสาหกรรม เพื่อลดเงินลงทุนและต้นทุนการผลิตต่อไป

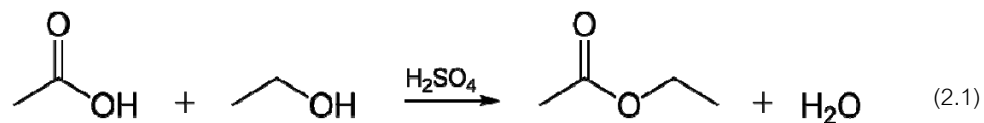
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ปฏิกริยาที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล ประเภท เมทิลเอสเทอร์

ปฏิกริยาที่ทำให้เกิดสารเมทิลเอสเทอร์มี 2 ปฏิกริยา ได้แก่

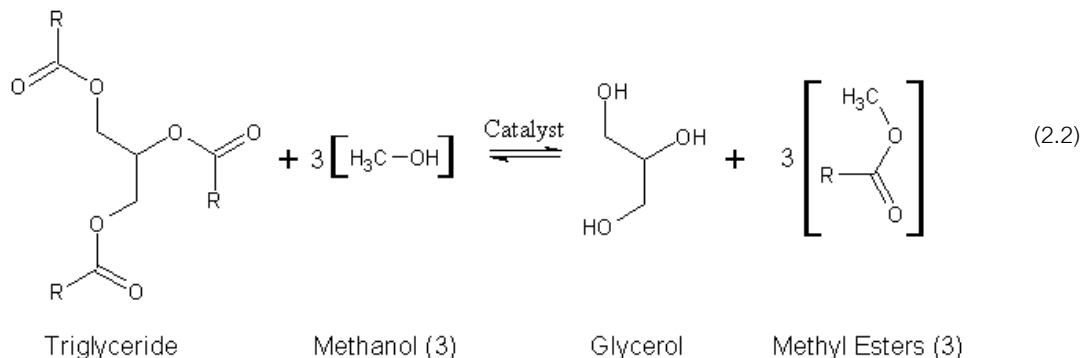
2.1.1 ปฏิกริยา เอสเทอร์ฟิเคชัน คือ ปฏิกริยาระหว่างกรดไขมันกับแอลกอฮอล์ โดยใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกริยาเพื่อให้ได้สารเมทิลเอสเทอร์ และนำดังที่แสดงในสมการที่ 2.1[5]



ในการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ด้วยปฏิกริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน จะผ่านปฏิกริยาสองขั้นตอนได้แก่ ปฏิกริยาไฮโดรไลซิส คือการเปลี่ยนไตรกลีเซอไรด์ให้เป็นกรดไขมัน และปฏิกริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน เปลี่ยนกรดไขมันให้กลายเป็นเมทิลเอสเทอร์ ในการเกิดปฏิกริยาเอสเทอร์ฟิเคชันนั้น จะใช้กรดในการเร่งปฏิกริยาโดยทั่วไปมักนิยมใช้กรดซัลฟิวริกซึ่งสามารถให้ผลผลิตกันได้สูงถึงร้อยละ 99 แต่ต้องใช้สัดส่วนโดย โมลของเมทานอลต่อน้ำมันสูงถึง 20:1 และใช้เวลาถึง 10 ชั่วโมงในการเกิดปฏิกริยาให้สมบูรณ์ ส่วนกรดไฮโดรคลอริกต้องใช้เวลาถึง 1 วัน [6]

ข้อดีของปฏิกริยาเอสเทอร์ฟิเคชันคือสามารถใช้กับการผลิตไบโอดีเซลจากวัตถุดิบที่มีกรดไขมันอิสระสูง Sendzikiene [7] ได้ทำการศึกษาการเกิดปฏิกริยาเอสเทอร์ฟิเคชันจากน้ำมันใช้แล้วที่มีค่ากรดไขมันอิสระสูงถึงร้อยละ 33 โดยน้ำหนัก พบว่าได้ปริมาณเมทิลเอสเทอร์ในน้ำมันไบโอดีเซลอยู่ที่ร้อยละ 50 โดยน้ำหนักในเวลา 3 ชั่วโมง นอกจากประโยชน์ในการผลิตไบโอดีเซลจากวัตถุดิบที่มีกรดไขมันอิสระสูงแล้ว ยังสามารถประยุกต์ใช้ปฏิกริยาเอสเทอร์ฟิเคชันในการปรับปรุงวัตถุดิบก่อนเข้าสู่กระบวนการผลิต ด้วยปฏิกริยา ทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันเพื่อช่วยให้สามารถใช้วัตถุดิบได้หลากหลายยิ่งขึ้น

2.1.2 **ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน** คือ ปฏิกิริยา ระหว่างไตรกลีเซอไรด์ และ แอลกอฮอล์ เพื่อให้ได้สารเมทิลเอสเทอร์ซึ่งมีกระบวนการทางเคมีดัง สมการที่ 2.2 [8]



ซึ่งปฏิกิริยาดังกล่าวปัจจุบันได้รับความนิยมอย่างกว้างขวางเนื่องจากเป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นง่ายไม่ซับซ้อน แต่เนื่องจากปฏิกิริยาดังกล่าวเป็นปฏิกิริยาที่ผันกลับได้ ทำให้เกิดสมดุลของปฏิกิริยา และทำให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นจนสมบูรณ์ได้ยาก ปัจจุบันจึงได้มีการศึกษาตัวแปรต่างปรับปรุงกระบวนการผลิตด้วยปฏิกิริยาดังกล่าวให้มีประสิทธิภาพและเกิดผลิตภัณฑ์ได้อย่างสมบูรณ์

ในการศึกษาและทดลองในรายงานฉบับนี้ จะมุ่งศึกษาการเกิดปฏิกิริยาแบบทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน เนื่องจากเป็นการเกิดปฏิกิริยาที่มีประสิทธิภาพสูง สามารถเกิดปฏิกิริยาได้ที่อุณหภูมิและความดันต่ำ ใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาและสารตั้งต้นน้อยกว่าปฏิกิริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน จึงมีความเหมาะสมกว่าในแง่ของการปรับปรุงเพื่อใช้กับอุตสาหกรรม

2.1.2.1 ตัวเร่งปฏิกิริยาของปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน

ตัวเร่งปฏิกิริยาของปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน แบ่งเป็น 4 ประเภท ได้แก่ ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทเบส ประเภทกรด ประเภทเอนไซม์ และ ประเภทของแข็ง

2.1.2.1.1 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ เบส

เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่ได้รับความนิยมมากที่สุด เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาได้อย่างรวดเร็ว จากผลการวิจัยของ Fukada[9] พบว่ามีความเร็วมากกว่าตัวเร่งปฏิกิริยาแบบกรดถึง 4,000 เท่า แต่มีข้อจำกัดคือไม่เหมาะสมกับการนำไปใช้กับน้ำมันที่มีปริมาณกรดไขมันอิสระสูงเกินร้อยละ 1 โดยน้ำหนัก เพราะจะทำให้เกิดปฏิกิริยาข้างเคียงที่ทำให้เกิดสบู่ ซึ่งจะทำให้การเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันแยกลง โดยปรกติปฏิกิริยาที่เกิดจากตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเบสจะใช้เวลาประมาณ 5 นาที ถึง 1 ชั่วโมง และใช้สัดส่วนของน้ำมันต่อแอลกอฮอล์ที่ 1:6 โดยโมล Y.C. Sharma [10]

2.1.2.1.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบกรด

เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาทำให้เกิดปฏิกิริยาได้ดี ให้ค่าการเปลี่ยนแปลงของสารตั้งต้นได้สูง ข้อดีคือสามารถใช้กับน้ำมันที่มีปริมาณกรดไขมันอิสระสูงกว่าร้อยละ 1 โดยน้ำหนัก แต่ข้อเสียคือใช้เวลาในการเกิดปฏิกิริยาและสัดส่วนของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันสูง โดยกรดซัลฟิวริก ต้องใช้สัดส่วนของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันสูงถึง 30 โมลต่อ 1 โมลและใช้เวลาถึง 50 ชั่วโมงเพื่อให้เกิดปฏิกิริยาที่สมบูรณ์ จึงไม่นิยมใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการผลิตเชิงอุตสาหกรรม แต่จะใช้ในขั้นตอนของการเตรียมวัตถุดิบก่อนทำปฏิกิริยามากกว่า [11]

2.1.2.1.3 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ เอนไซม์

ตัวเร่งปฏิกิริยาในกลุ่มนี้ได้แก่ไลเปส (Lipase) ซึ่งสามารถทำปฏิกิริยาได้ที่อุณหภูมิต่ำ และเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาแบบของแข็งจึงไม่ต้องกังวลเรื่องปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาที่ละลายปนเปื้อนในผลิตภัณฑ์ แต่ ณ ปัจจุบันยังคงอยู่ในช่วงการวิจัยและพัฒนา และราคาของตัวเร่งปฏิกิริยาแบบนี้ยังมีราคาแพง

2.1.2.1.4 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบของแข็ง

ตัวเร่งปฏิกิริยาในกลุ่มนี้ได้แก่ แมกนีเซียมออกไซด์, ซิงค์ออกไซด์, อลูมินา และไทเทเนียม ซึ่งมีข้อดีเช่นเดียวกับตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเอนไซม์ คือไม่ต้องกังวลเรื่องการปนเปื้อนของตัวเร่งปฏิกิริยาในผลิตภัณฑ์ แต่ ปัจจุบันยังอยู่ในช่วงวิจัยและพัฒนา

จากปัจจัยดังกล่าวข้างต้น เพื่อให้สอดคล้องกับวัตถุประสงค์ของงานวิจัยที่มุ่งวิจัยเพื่อสามารถนำไปประยุกต์ใช้ในเชิงอุตสาหกรรม ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหมาะสมที่สุดคือตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเบส

2.2 ระบบการผลิตไบโอดีเซลในปัจจุบัน

เครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอร์ฟิเคชันโดยใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาสามารถจำแนกได้สองประเภท คือเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ และเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

2.2.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ

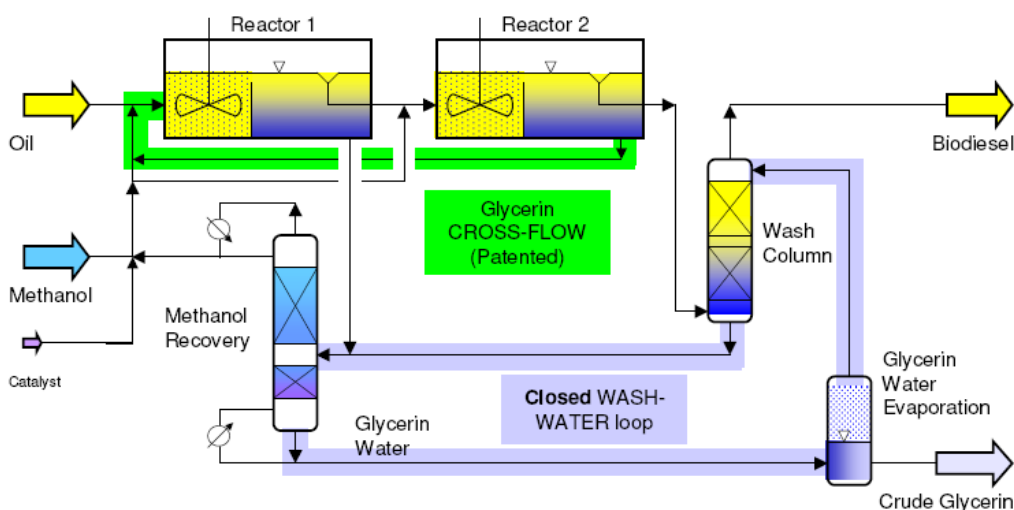
เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลโดยทั่วไปเพราะง่ายต่อการควบคุม การเกิดปฏิกิริยาให้ได้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์สูง ปรับเปลี่ยนสภาวะในการผลิตได้ง่าย การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์แบบกะใช้หลักการของการผสมสารเป็นเนื้อเดียวกันระหว่างของเหลวสองชนิดที่ไม่ละลายเข้าด้วยกัน เพื่อให้ปฏิกิริยาระหว่างสารตั้งต้นเกิดขึ้นจนถึงจุดสมดุลทางเคมี เมื่อทำปฏิกิริยาตามเวลาที่กำหนดขึ้นกับชนิดของน้ำมันและตัวเร่งปฏิกิริยา น้ำมันที่ได้จะถูกนำมาแยก

ชั้นภายในถังพัก เพื่อให้เกิดการแยกชั้นของกลีเซอรินและน้ำมันไบโอดีเซลแล้วจึงนำไปเข้าสู่กระบวนการแยกสิ่งเจือปนต่อไป

2.2.2 เครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง

สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเอกพันธ์โดยเครื่องปฏิกรณ์แบบไหลอย่างต่อเนื่องที่นิยมใช้ในภาคอุตสาหกรรม คือเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนซึ่งมีการกวนอย่างต่อเนื่อง โดยมีหลักการการออกแบบคือ ระบบต้องมีถังกวนไม่น้อยกว่าสองถังและแต่ละถังจะต้องมีถังพักของตัวเองเพื่อแยกกลีเซอรินออก[11] ซึ่งในระบบดังกล่าวที่ใช้งานในเชิงพาณิชย์ปัจจุบันมีอยู่หลายระบบดังนี้

2.2.2.1 ระบบการผลิตแบบไหลอย่างต่อเนื่องผ่านถังกวน ของบริษัท Lurgi [12] เป็นระบบการผลิตแบบไหลต่อเนื่องผ่านถังกวน 2 ถัง โดยมีถังพักสำหรับแยกกลีเซอรินออก หลังจากผ่านถังกวนแต่ละถัง จากนั้นนำกลีเซอรินที่แยกได้ในถังแรกมาผ่านเครื่องระเหยเพื่อนำเมทานอลที่ละลายปนในกลีเซอรินมาวนใช้ซ้ำ ระบบดังกล่าวได้มีการบ้อนเมทานอลที่ผสมกับตัวเร่งปฏิกิริยาเพิ่มเติมระหว่างถังที่หนึ่ง กับถังที่สอง และมีการนำกลีเซอรินที่แยกชั้นในถังแยกที่สองมาวนซ้ำในถังแรก ตามที่แสดงในภาพ 2.1 ปฏิกิริยาดังกล่าวใช้พลังงานน้อย ผลิตที่แรงดันบรรยากาศ อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส



ภาพที่ 2. 1 ระบบการผลิตแบบไหลอย่างต่อเนื่องผ่านถังกวน ของบริษัท Lurgi [9]

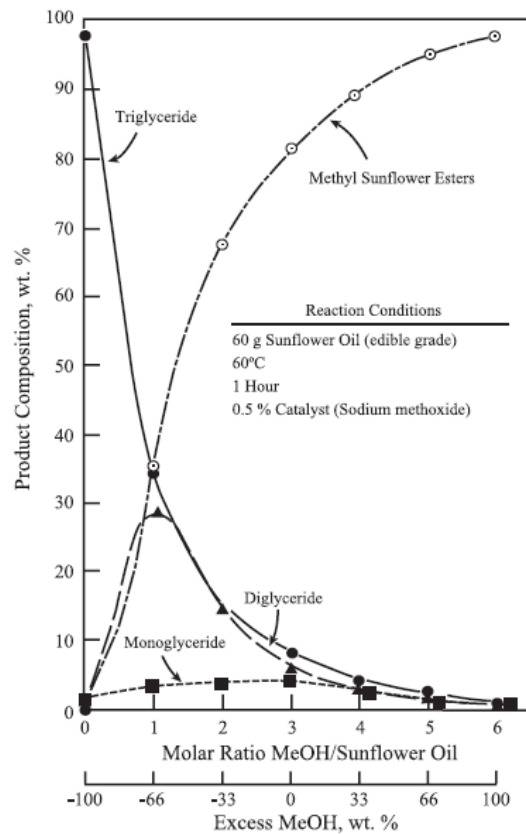
2.2.2.2 ระบบการผลิตแบบไหลอย่างต่อเนื่องผ่านถังกวนของบริษัท Energea[13] มีระบบ Pre esterification และ Pre Transesterification เพื่อลดปริมาณของกรดไขมันอิสระและสบู่ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์แฉงเกิด จากนั้นจึงนำไปทำปฏิกิริยาต่อในถังปฏิกรณ์แบบไหลต่อเนื่องผ่านถังกวน 2 ถังโดยมีถังพักสำหรับแยก กลีเซอรินออกหลังจากผ่านถังกวนแต่ละถัง แล้วจึงนำไปผ่านระบบล้างน้ำต่อไป

จากระบบการผลิตไบโอดีเซลที่กล่าวมาข้างต้นพบว่าระบบการผลิตโดยส่วนใหญ่มีการออกแบบให้มีระบบแยกกลีเซอรินออกจากระบบเพิ่มเติมภายนอกถังปฏิกรณ์และนำผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปทำปฏิกิริยาซ้ำอีกครั้งหนึ่งเพื่อเพิ่มปริมาณการเกิดผลิตภัณฑ์ ดังนั้นแล้วงานวิจัยนี้จึงนำเสนอระบบการผลิตแบบกะที่ประยุกต์หลักการการแยกกลีเซอรินออกระหว่างสองถังปฏิกิริยาอย่างต่อเนื่องมารวมอยู่ในถังปฏิกรณ์แบบกะถังเดียว โดยคาดหวังว่าจะสามารถเพิ่มปริมาณการเกิดขึ้นของผลิตภัณฑ์และทำให้เกิดปฏิกิริยาได้อย่างสมบูรณ์

2.3 ปัจจัยที่เกี่ยวข้องในการผลิตไบโอดีเซลผ่านปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน

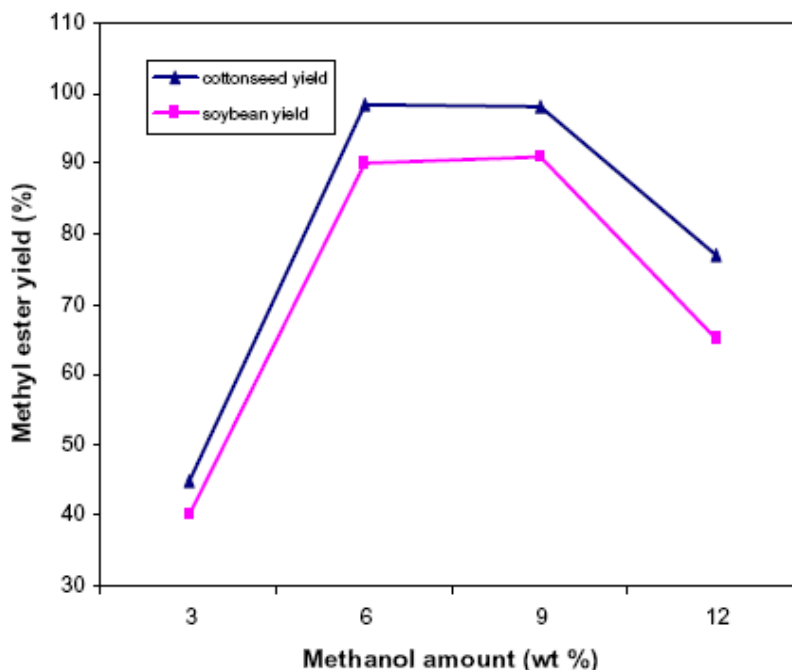
2.3.1 สัดส่วนระหว่างน้ำมันและแอลกอฮอล์

จากการศึกษา ปฏิกิริยาแบบทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันในกระบวนการผลิตแบบกะ เพื่อหาสัดส่วนที่เหมาะสมระหว่าง ปริมาณของน้ำมันกับเมทานอลของ Freedman[2] โดยทำการทดลองโดยใช้น้ำมันดอกทานตะวัน ทำปฏิกิริยากับเมทานอล และใช้โซเดียมเมทอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่ปริมาณร้อยละ 0.5 ต่อน้ำหนักของน้ำมันที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียสพบว่า สัดส่วนของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันที่เหมาะสมคือ 6:1 โดยโมล ได้ผลิตภัณฑ์จากการเกิดปฏิกิริยาสูงถึงร้อยละ 98 ที่เวลา 60 นาที ดังแสดงในภาพที่ 2.2 และพบว่าเมื่อเพิ่มปริมาณแอลกอฮอล์มากกว่า 6:1 ปฏิกิริยาก็ไม่สามารถเกิดเพิ่มได้อีก โดยในการเกิดปฏิกิริยานั้น น้ำมันปาล์มกับ เมทานอลจะไม่สามารถละลายเข้าด้วยกัน ต้องใช้การกวนของใบกวนทำให้เกิดการถ่ายเทมวลระหว่างสองเฟส โดยเมทิลเอสเทอร์จะละลายในน้ำมัน ส่วนกลีเซอรินจะละลายในเมทานอล และเมื่อมีสัดส่วนมวลของ เมทิลเอสเทอร์ เพิ่มขึ้นถึงร้อยละ 70 น้ำมันปาล์มและเมทานอลจะละลายอยู่ภายในเมทิลเอสเทอร์ ส่วนกลีเซอรินจะแยกชั้นออก ซึ่งการผลิตแบบกะนี้ สามารถทำให้การเกิดปฏิกิริยารวมของปฏิกิริยาสูงถึงร้อยละ 85 – 94



ภาพที่ 2.2 แสดงสัดส่วนโมลระหว่างน้ำมันและเมทานอลกับการเกิดปฏิกิริยา
ในปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน ที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา [2]

จากผลวิจัยการผลิตไบโอดีเซลผ่านปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันจากน้ำมันพืชโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ของ S.T. Keera *, S.M. El Sabagh, A.R. Taman [3] พบว่าที่ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมัน เมื่อได้ทำการเปลี่ยนสัดส่วนระหว่างน้ำมันและแอลกอฮอล์ ปริมาณการเกิดของเมทิลเอสเทอร์จะเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ จนกระทั่งถึงร้อยละ 90 เมื่อใช้น้ำมันถั่วเหลืองและร้อยละ 98.5 เมื่อใช้น้ำมันเมล็ดฝ้าย ที่สัดส่วนน้ำมันต่อแอลกอฮอล์ 1:6 โดยโมล และปริมาณการเกิดปฏิกิริยาจะคงที่ไปจนกระทั่งสัดส่วนน้ำมันต่อแอลกอฮอล์ สูงกว่า 1:9 เนื่องจากแอลกอฮอล์ที่มีอยู่เป็นปริมาณมากจะประพฤติตัวเป็นสารละลายซึ่งทำให้กลีเซอรินที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ละลายปนในชั้นของไบโอดีเซลได้มาก ส่งผลให้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันซึ่งเป็นปฏิกิริยาที่ผันกลับได้เลื่อนกลับไปทางสารตั้งต้นดังแสดงในภาพ 2.3 [3]



ภาพที่ 2. 3 แสดงสัดส่วนโมลระหว่าง น้ำมันและเมทานอลกับการเกิดปฏิกิริยา
ในปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา [3]

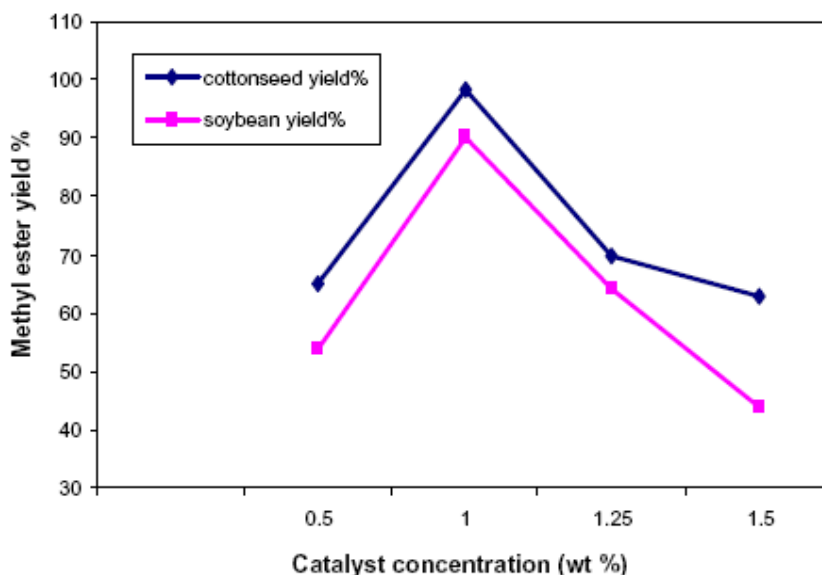
ซึ่งสอดคล้องกับปัญหาในการผลิตไบโอดีเซลคือ ปริมาณกลีเซอรินที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จากการผลิต จะผสมอยู่กับเมทิลเอสเทอร์ในปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ซึ่งเป็นปฏิกิริยาผันกลับได้ จะทำให้การเกิดปฏิกิริยารวมของปฏิกิริยาลดลง ทำให้ต้องใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา เพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นสมบูรณ์ตามที่ต้องการ

2.3.2 ชนิดและปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเบสที่เหมาะสม

ตัวเร่งปฏิกิริยาจำพวกเบสมีอยู่หลายชนิดได้แก่ โซเดียมเมทออกไซด์ โพแทสเซียมเมทออกไซด์ โซเดียมไฮดรอกไซด์ และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ในอุตสาหกรรมไทยนิยมใช้ โซเดียมไฮดรอกไซด์ และโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นหลักเนื่องจากมีราคาถูก เมื่อเทียบจากราคาในท้องตลาดแล้วพบว่า โซเดียมไฮดรอกไซด์ราคาถูกที่สุด งานวิจัยนี้จึงใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการทดลอง

อีกปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดผลิตภัณฑ์ คือปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหมาะสม และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยา Freedman^[2] ได้รายงานในงานวิจัยการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันระหว่างเมทานอลและน้ำมันดอกทานตะวันและปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่

เหมาะสมคือ ร้อยละ 1 ต่อน้ำหนักน้ำมัน ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส สอดคล้องกับงานวิจัยของ S.T. Keera*, S.M. El Sabagh, A.R. Taman[3] วิจัยการผลิตไบโอดีเซลผ่านปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันจากน้ำมันถั่วเหลืองและน้ำมันเมล็ดฝ้าย ซึ่ง S.T.Keera ได้รายงานว่ที่ปริมาณการเกิดผลิตภัณฑ์สูงสุดจะเกิดที่ปริมาณโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมัน และหลังจากนั้นจะลดลง เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาข้างเคียงทำให้เกิดสบู่ขึ้น ทำให้การเกิดปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ค่อนข้างยาก ดังที่แสดงในภาพที่ 2.4[3]



ภาพที่ 2. 4 ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นต่อปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาที่เปลี่ยนไป ที่สัดส่วนน้ำมันต่อเมทานอล 1:6 โดยโมลและใช้เวลาการเกิดปฏิกิริยา 1 ชั่วโมง [3]

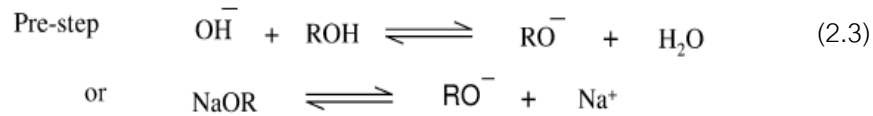
2.4 กลไกของการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน

การเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันเป็นกระบวนการเกิดปฏิกิริยาระหว่างของเหลวสองวัฏภาคคือวัฏภาคของน้ำมันและวัฏภาคของเมทานอล โดยเมทานอลจะทำปฏิกิริยากับตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งในที่นี้คือ โซเดียมไฮดรอกไซด์ กลายเป็นโซเดียมเมทออกไซด์ จากนั้นจะแพร่เข้ามาในวัฏภาคของน้ำมันเพื่อเกิดปฏิกิริยา โดยขั้นตอนควบคุมของปฏิกิริยาจะแบ่งเป็น 3 ช่วงดังนี้

1. ขั้นตอนการแพร่ผ่านชั้นของวัฏภาคเป็นขั้นตอนควบคุมปฏิกิริยา

ในช่วงต้นของปฏิกิริยาแอลกอฮอล์ที่เป็นสารตั้งต้นจะทำปฏิกิริยากับ โซเดียมไฮดรอกไซด์ เกิดเป็นโซเดียมเมทออกไซด์ผสมอยู่ในวัฏภาคของเมทานอล ตามสมการที่ 2.3 [20] จากนั้นเมื่อ

ทำการเติมเมทานอลและโซเดียมเมทอกไซด์ที่ละลายผสมกันอยู่ ไปผสมกับน้ำมันพืช สารทั้งสอง จะเกิดการแยกชั้นกันเป็นวัฏภาคไม่สามารถผสมเป็นเนื้อเดียวกันได้ การเกิดปฏิกิริยาในชั้นตอนนี้ เมทานอลจะต้องแพร่เข้าไปในวัฏภาคของน้ำมันผ่านทางผิวสัมผัสของระหว่างวัฏภาค ชั้นตอนนี้ เป็นชั้นตอนที่เกิดขึ้นได้ช้ากว่าขั้นตอนการทำปฏิกิริยาทางเคมี ดังนั้นในช่วงต้นของการ เกิดปฏิกิริยาชั้นตอนนี้จึงเป็นขั้นตอนควบคุมการเกิดปฏิกิริยา [20] ดังสมการที่ 2.4



$$(-r_{TG}) = -\frac{dC_{TG}}{dt} = k_f a C_{TG} \quad (2.4)$$

โดย a คือพื้นที่เฉพาะในการแลกเปลี่ยนมวล

k_f คือค่าคงที่ในการแลกเปลี่ยนมวลผ่านวัฏภาคของน้ำมัน

C_{TG} คือความเข้มข้นของไตรกลีเซอไรด์

ในชั้นตอนนี้หยดของเมทานอลจะแพร่เข้าไปยังวัฏภาคของน้ำมันโดยมีตัวแปรที่ส่งผลต่อ ค่าคงที่การเกิดปฏิกิริยา คือ อุณหภูมิและความเร็วของการกวน [21] โดยอุณหภูมิที่สูงขึ้นและรอบ การกวนที่มากขึ้นสามารถลดความต้านทานในการแพร่ของมวลผ่านวัฏภาคได้ เนื่องจากปัจจัย ดังกล่าวส่งผลให้ขนาดของหยดน้ำมันเล็กลงทำให้พื้นที่ในการถ่ายเทมวลระหว่างสองวัฏภาค เพิ่มขึ้น โดยสามารถเขียนสมการการกำหนดปริมาณการเกิดของผลิตภัณฑ์ในรูปแบบของ ความสัมพันธ์ระหว่างพลังงานและไบกวนได้ตามสมการที่ 2.5

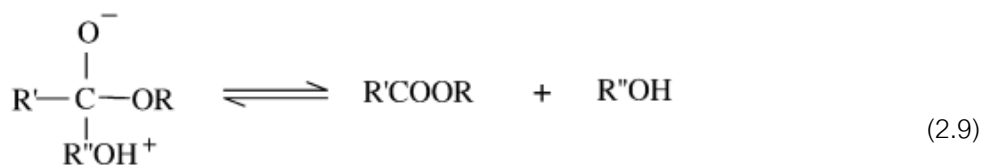
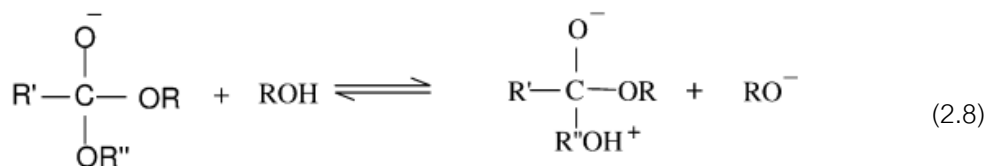
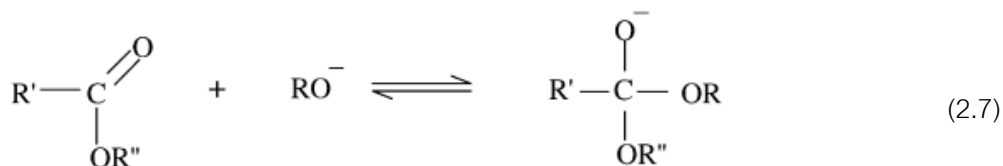
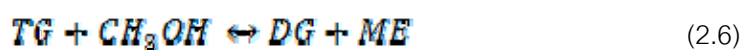
$$K_f(T) = K_{f0} \times \exp\left(-\frac{E_a}{R \times T}\right) \times \left(\frac{N_1 \times D_1^2}{N_2 \times D_2^2}\right) \times \left(\frac{N_1}{N_2}\right)^{-1.825} \quad (2.5)$$

เมื่อเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันปริมาณของโมโนกลีเซอไรด์และไดกลีเซอไรด์ ที่ เกิดขึ้นตามสมการที่ ประพฤติตัวเป็นตัวทำลายร่วมส่งผลช่วยเหลือในการทำละลายทำให้สาร ตั้งต้นสองวัฏภาคดังกล่าวผสมเป็นเนื้อเดียวกัน [22] ช่วงเวลาดังกล่าวจึงเป็นเพียงช่วงสั้น ๆ จาก รายงานของ B.Klofutar พบว่าที่อุณหภูมิ 58 องศาเซลเซียสจะมีช่วงเวลาที่การแพร่ของมวลเป็น ชั้นตอนควบคุมปฏิกิริยาเพียงแค่ 0.5 – 3 วินาทีเท่านั้นซึ่งเมื่อเทียบกับช่วงเวลาการเกิดปฏิกิริยา รวม 60 นาทีจึงถือว่าสามารถละทิ้งได้

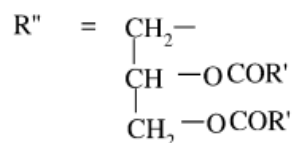
2. ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาทางเคมี ขั้นตอนนี้เป็นขั้นตอนที่ปฏิกิริยาสามารถเกิดขึ้นได้อย่างรวดเร็วโดยปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นในวัฏภาคที่เป็นอีมีลชัน ดังนั้นปฏิกิริยาจึงไม่ถูกกำหนดโดยขั้นตอนการแพร่ระหว่างวัฏภาค และเป็นไปตามกฎอัตรา

ปฏิกิริยาในขั้นตอนนี้จะเกิดเป็นสามขั้นตอนคือ

ขั้นตอนที่ 1 เมทานอล ทำปฏิกิริยากับไตรกลีเซอไรด์ เกิดเมทิลเอสเทอร์และไดกลีเซอไรด์ ตามสมการที่ 2.6 โดยขั้นตอนของการเกิดปฏิกิริยาตามสมการที่ 2.7-2.9 และไตรกลีเซอไรด์ทำปฏิกิริยากับ เมทานอล 3 โมเลกุลตามสมการที่ 2.10

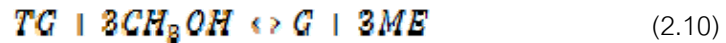


เมื่อ



R' = ไฮโดรคาร์บอนที่ติดกับกรดไขมันที่อิสระ

R = หมู่แอลคิล ของแอลกอฮอล์



ขั้นตอนที่ 2 เมทานอล ทำปฏิกิริยากับไดกลีเซอไรด์ที่เกิดขึ้นจากขั้นตอนที่ 1 เกิดเป็นเมทิลเอสเทอร์และโมโนกลีเซอไรด์ดังสมการที่ 2.11



ขั้นตอนที่ 3 เมทานอล ทำปฏิกิริยากับโมโนกลีเซอไรด์ เกิดเมทิลเอสเทอร์ ดังสมการ 2.12



โดยมีกฎอัตรารวมของสามขั้นตอนเป็นไปตามกฎอัตราลำดับที่ 2 ดังสมการ 2.13

$$(-r_{TG}) = -\frac{dC_{TG}}{dt} = k_2 C_{TG}^2 \quad (2.13)$$

เมื่อทำการอินทิเกรตสมการที่ 4.11 และจัดรูปใหม่ในรูปของปริมาณสารตั้งต้นที่ลดลงดังสมการ 2.14

$$\frac{1}{1-X_{TG}} = k_2 C_{TG0} t + C_1 \quad (2.14)$$

เมื่อ C_1 คือค่าคงที่ของการอินทิเกรต

1. ขั้นตอนที่เข้าใกล้สภาวะสมดุล

ในช่วงที่ปฏิกิริยาเกิดขึ้นจนเข้าใกล้จุดสมดุลของปฏิกิริยาโดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาไปด้านหน้าและย้อนกลับมีค่าเท่ากันและเป็นไปตามกลไกของอัตราการเกิดอันดับที่สอง ดังสมการที่ 2.15

$$(-r_{TG}) = -\frac{dC_{TG}}{dt} = k_2^+ C_{TG} C_M - k_2^- C_{ME} C_G \quad (2.15)$$

เมื่อ C_M คือความเข้มข้นของเมทานอล

C_{ME} คือความเข้มข้นของเมทิลเอสเทอร์

C_G คือความเข้มข้นของกลีเซอริน

จากกลไกการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันดังกล่าวสามารถสรุปได้ว่า การเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันในช่วง 3-5 วินาทีแรกจะเกิดขึ้นได้อย่างช้า ๆ เนื่องจากปัญหาในการแพร่ของมวลระหว่างวัฏภาคเพื่อทำปฏิกิริยา จากนั้น ในช่วงที่สองอัตราการเกิดเมทิลเอสเทอร์จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว จนกระทั่งปฏิกิริยาเริ่มเข้าใกล้สมดุลทางเคมี ปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นด้วยอัตราที่ช้าและคงที่ในที่สุด [15]

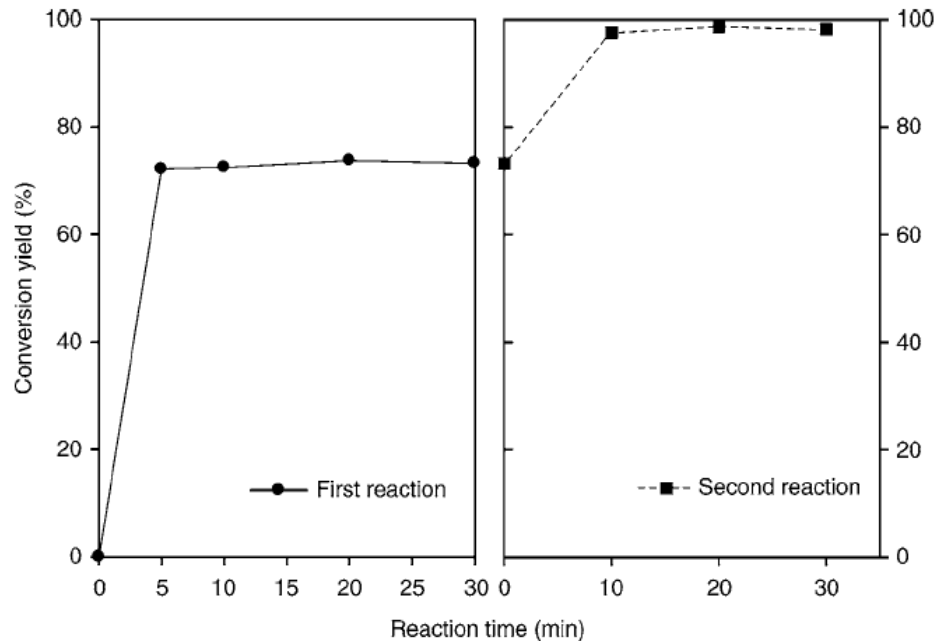
จากกลไกการเกิดปฏิกิริยาดังกล่าวทำให้มีงานวิจัยจำนวนมากที่มุ่งที่จะพัฒนากระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยการปรับปรุงปฏิกิริยาในช่วงสมดุลเพื่อให้สามารถเกิดปฏิกิริยาได้สูงขึ้น เพื่อให้สะดวกในการผลิตและประหยัดต้นทุนในการแยกวัตถุดิบที่ปนเปื้อนอยู่ในน้ำมันไบโอดีเซล

2.5 การศึกษาและวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Tanaka และคณะ[3] ได้นำเสนอวิธีการผลิตที่ชื่อว่า กระบวนการผลิตแบบสองขั้นตอน (Two step process) โดยใช้การเกิดปฏิกิริยาสองครั้ง ครั้งแรกให้เกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิใกล้เคียงกับจุดเดือดของ แอลกอฮอล์ โดยใช้เวลาประมาณ 0.5 -2 ชั่วโมง จากนั้นทิ้งสารที่ได้ให้เมทิลเอสเทอร์และกลีเซอรอลแยกชั้น ประมาณ 15 นาที ที่อุณหภูมิ 40 -70 องศาเซลเซียส จากนั้นนำชั้นของเมทิลเอสเทอร์ที่แยกออกเข้าไปทำปฏิกิริยาอีกครั้ง เติมแอลกอฮอล์เพิ่มร้อยละ 8 -20 ของที่ใช้ตอนเริ่มต้น และ ตัวเร่งปฏิกิริยา ประมาณร้อยละ 0.2-0.5 ที่เวลาประมาณ 5-60 นาที จะได้ การเกิดปฏิกิริยารวมสูงถึงร้อยละ 98

Gwi-Taek Jeong, Don Hee Park และคณะ[13] ได้ทำการศึกษาการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันเรป โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ โดยทำการศึกษาการเกิดปฏิกิริยาแบบ 2 ขั้นตอนในการศึกษา Gwi-Taek Jeong, Don Hee Park ใช้เครื่อง ปฏิกรณ์ แบบกะ 30 ลิตร ระหว่างน้ำมันเรป และเมทานอลโดยใช้ โฟแทสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ในการเกิดปฏิกิริยาขั้นแรก ทำการทดลองที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที โดยใช้สัดส่วนของเมทานอลต่อน้ำมันเรป ที่สัดส่วนโมล 4.5:1 และใช้โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ร้อยละ 1 ของน้ำหนักน้ำมันเรป จากการตรวจสอบพบว่า ปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ อยู่ที่ร้อยละ 73 จากนั้นทิ้งให้แยกชั้น นำชั้นของสารเมทิลเอสเทอร์ออกไปทำปฏิกิริยาอีกครั้งที่ เครื่องปฏิกรณ์ขนาดเดียวกัน โดยใช้สัดส่วนของเมทานอลต่อน้ำมันเรป ที่สัดส่วนโมล 1:1 และใช้โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ร้อยละ 0.2 ของน้ำหนักน้ำมันเรป ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 30 นาที จากการตรวจสอบพบว่าปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ อยู่ที่ร้อยละ 98.5 ตามที่แสดงในภาพที่

2.5 ด้านล่าง



รูปที่ 2.5 แสดง ปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ ต่อเวลาในการเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน แบบสองขั้นตอน ที่เครื่องปฏิกรณ์ขนาด 30 ลิตร

Gökhan Çaylı, Selim Küsefoglu และคณะ[14] ได้ทำการวิจัยการเกิดปฏิกิริยาแบบสองขั้นตอน ในการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้ว โดยใช้ไขมัน 1,000 กรัมเข้าทำปฏิกิริยาในถังกวนที่ 1 โดยผสมกับเมทานอล 200 มิลลิลิตร และโซเดียมไฮดรอกไซด์ 6 กรัมที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียสเป็นเวลา 1 ชั่วโมง จากนั้น ึ่งให้เกิดการแยกชั้น ระหว่างกลีเซอรินและไบโอดีเซล แยกส่วนของกลีเซอรินออก จากนั้นล้างด้วยน้ำอุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียส ในสัดส่วน 1/5 ของปริมาณเมทิลเอสเทอร์ และ กรดฟอสฟอริก (H₃PO₄) ร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก ที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จากทิ้งให้แยกชั้น นำส่วนของเมทิลเอสเทอร์ ไปทำปฏิกิริยาต่อใน ถังที่สอง โดยในถังนี้จะเติมเมทานอล 140 มิลลิลิตร และ โซเดียมไฮดรอกไซด์อีก 4.2 กรัม สำหรับ 1,000 กรัม ของน้ำมัน กวนให้เข้ากัน ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 30 นาทีที่อุณหภูมิห้อง ึ่งให้แยกชั้น 30 นาที แยกส่วนของกลีเซอรินออก เติมสารเมทานอลอีก 60 มิลลิลิตร และ โซเดียมไฮดรอกไซด์อีก 1.8 กรัม กวนให้เข้ากัน อีก 30 นาที ล้างด้วยน้ำอุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียส ในสัดส่วน 1/5 ของปริมาณ เมทิลเอสเทอร์ และ กรดฟอสฟอริก (H₃PO₄) ร้อยละ 5 โดยน้ำหนัก ึ่งให้แยกชั้นจากนั้นนำเมทิลเอสเทอร์ไปตรวจสอบ พบว่าปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์เพิ่มขึ้นโดยในน้ำมันพืชใช้แล้ว เพิ่มจากร้อยละ 78 ในถังปฏิกิริยาเดี่ยว เป็นร้อยละ 86 ในสองถังปฏิกิริยา ในน้ำมันพืชใช้แล้วที่ผ่านการ

กรองสิ่งเจือปนออกพบว่า ปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ เพิ่มขึ้นจาก 85% ในถังปฏิกริยาเดี่ยว เป็นร้อยละ 94 ในสองถังปฏิกริยาและ ในน้ำมันถั่วเหลือง ปริมาณสารตั้งต้นที่เปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 91 ในถังปฏิกริยาเดี่ยว เป็นร้อยละ 97 ในสองถังปฏิกริยา

G. Mendow, N.S. Veizaga และคณะ [18] ได้ทำการวิจัยการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนโดยทำการวิจัยการเกิดระหว่างน้ำมันดอกทานตะวัน และน้ำมันจากไขวัวกับเอทานอล โดยใช้ โซเดียมเมทอกไซด์ โพลีเอทิลีนเมทอกไซด์ โซเดียมไฮดรอกไซด์ และโพลีเอทิลีนไฮดรอกไซด์ เป็นตัวเร่งปฏิกริยา โดยเริ่มต้นด้วยถังปฏิกริยารุ่นขนาด 0.5 ลิตรในขั้นตอนที่หนึ่ง โดยใช้สัดส่วนโดยโมลของเอทานอลต่อน้ำมันที่ 2.55:1 ในถังปฏิกริยารุ่นแรกและตัวเร่งปฏิกริยาที่ร้อยละ 1-1.44 โดยน้ำหนัก จากนั้นแยกกลีเซอรินออกและทำปฏิกริยาซ้ำอีกครั้งที่สัดส่วนโมลของเอทานอลต่อน้ำมันที่ 1.7:1 และสัดส่วนตัวเร่งปฏิกริยาเดิม พบว่าโมโนกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์และไตรกลีเซอไรด์ ลดลงเหลือร้อยละ 10 หลังทำปฏิกริยาเสร็จสิ้นในถังปฏิกริยารุ่นที่ 1 และ ลดลงเหลือต่ำกว่าร้อยละ 1 ในถังปฏิกริยารุ่นที่ 2

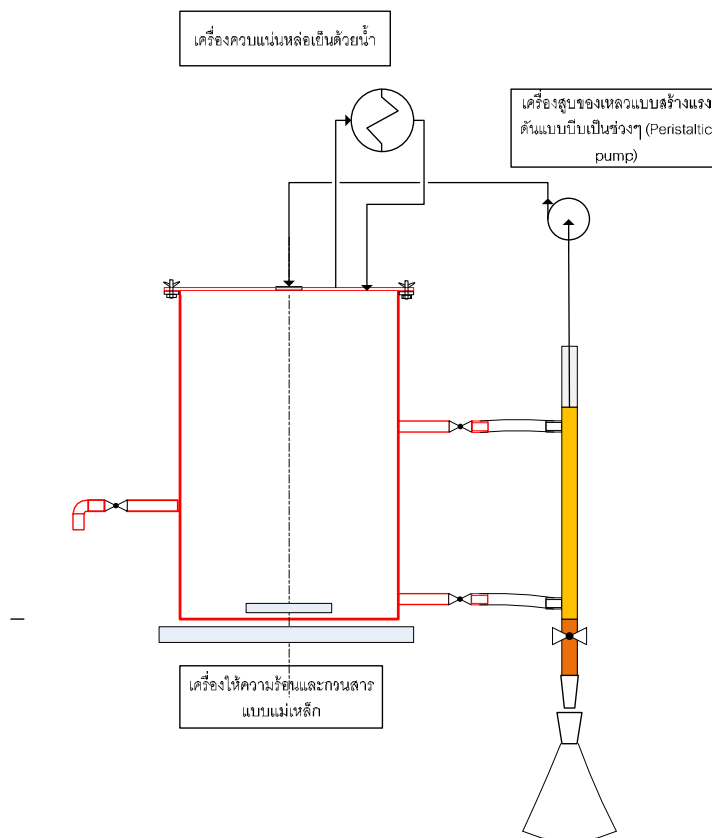
จากผลการศึกษาที่กล่าวมาข้างต้นพบว่า การแยกกลีเซอรินออกในระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอนส่งผลต่อร้อยละของเมทิลเอสเทอร์ที่เกิดขึ้น ดังนั้นจึงสามารถตั้งสมมุติฐานได้ว่าระบบการแยกกลีเซอรินแบบต่อเนื่องภายในถังปฏิกริยารุ่นเพียง 1 ถึงสามารถเพิ่มร้อยละของเมทิลเอสเทอร์ที่เกิดขึ้นได้

บทที่ 3

การทดลองและการวิเคราะห์

3.1 อุปกรณ์ในการทดลอง

การทดลองนี้ทำการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ ขนาดบรรจุ 1 ลิตรโดยมีการต่อระบบเพื่อทำการแยกกลีเซอริน ออกอย่างต่อเนื่องด้านข้างของเครื่องปฏิกรณ์ ตามภาพที่ 2



ภาพที่ 3. 1 แผนภาพอุปกรณ์ที่ใช้ในการทดลอง

ถังปฏิกรณ์ดังกล่าวถูกออกแบบตามมาตรฐานถังกวน กล่าวคือเส้นผ่านศูนย์กลางของถัง ต้องมีความยาวเทียบเท่ากับ ความสูงของของเหลวในถัง และความสูงของเครื่องปฏิกรณ์ต้องสูงกว่าระดับของเหลวประมาณร้อยละ 30 การออกแบบจึงออกแบบถังปฏิกรณ์ให้มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 11 เซนติเมตร ความสูง 16 เซนติเมตร ขณะทำปฏิกิริยาให้ของเหลวมีความสูงอยู่ที่ 11

เซนติเมตร ใช้แท่งแม่เหล็กในการกววนโดยให้มีความยาวไม่น้อยกว่า 1 ใน 3 ของเส้นผ่านศูนย์กลาง
 ดังคือ 3 เซนติเมตร วัสดุที่ใช้เพื่อให้ทนต่อการกัดกร่อนจึงเลือกใช้สแตนเลส มาเป็นวัสดุในการ
 สร้างเครื่องปฏิกรณ์ ด้านบนต่อกับคอยล์เย็น (Condenser) ขนาด 6 นิ้ว เพื่อให้เมทานอลที่ระเหย
 ออกมาควบแน่นแล้วหยดกลับไปในเครื่องปฏิกรณ์ ด้านข้างต่อกับวาล์ว 3 ชุด ขนาด ¼ นิ้ว วาล์วที่
 1 ติดตั้งที่สูงจากก้นถัง 4 เซนติเมตร ใช้สำหรับเก็บตัวอย่างทุก ๆ 10 นาที วาล์วสองชุดต่อบริเวณ
 ด้านข้างชุดแรกติดตั้งอยู่สูงจากก้นถัง 0.5 เซนติเมตร และวาล์วที่ 2 อยู่สูงจากวาล์วตัวแรก 8
 เซนติเมตร โดยวาล์วสองชุดนี้ใช้สำหรับนำสารภายในเครื่องปฏิกรณ์ออกมาแยกชั้นกันด้านบนนอก
 โดยวาล์วดังกล่าวจะต่อกับท่อพลาสติกโพลีเอทิลีน เพื่อให้ชุดการทดลองสามารถขยับตัวได้
 ป้องกันการแตกหักของอุปกรณ์

เพื่อให้เกิดการไหลของน้ำมันภายในถังออกมายังอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกกลีเซอรินระดับ
 ของเหลวในท่อแก้วต้องต่ำกว่าระดับของในเครื่องปฏิกรณ์ จึงได้ออกแบบให้มีเครื่องสูบของเหลว
 แบบสร้างแรงดันแบบบีบเป็นช่วงๆ (Peristaltic pump) สูบของเหลวจากหลอดแก้วแยกสาร
 กลับไปยังเครื่องปฏิกรณ์ตลอดเวลา ระบบถูกให้ความร้อนด้วยเครื่องให้ความร้อนและกวนสาร
 แบบแม่เหล็ก ควบคุมอุณหภูมิของการเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ภายใต้แรงดัน
 บรรยากาศ

3.2 วิธีการดำเนินการวิจัย

งานวิจัยนี้แบ่งการทดลองเป็นส่วน ๆ ดังนี้

1. เป็นการทดลองในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ ปฏิกิริยาเกิดในถังปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิ 60
 องศาเซลเซียส ความดันบรรยากาศ ใช้สัดส่วนโดยโมลของน้ำมันต่อเมทานอลที่ 1:6 และ
 ใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ในสัดส่วนร้อยละ 1 ต่อน้ำหนักของน้ำมันปาล์มโอเลอิน
 ควบคุมอุณหภูมิที่ 60 องศาเซลเซียส โดยการทดลองเริ่มจากนำน้ำมันปาล์มโอเลอินปริมาณ 670
 กรัมไปต้มที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส เพื่อไล่น้ำออกประมาณ 5 นาทีจากนั้น นำโซเดียม-
 ไฮดรอกไซด์ 6.7 กรัมละลายให้เข้ากับเมทานอล 154 กรัม อุณหภูมิให้ได้อุณหภูมิ 60 องศา-
 เซลเซียสเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้ทันที จากนั้นผสมเมทานอลที่ละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ไว้แล้ว
 ปรับแท่งแม่เหล็กที่ใช้ในการคนด้วยความเร็ว 1,500 รอบต่อนาที ควบคุมอุณหภูมิที่ 60 องศา
 เซลเซียส เริ่มจับเวลาการทดลอง เริ่มเก็บตัวอย่างครั้งแรกที่เวลา 5 นาทีและเก็บตัวอย่างเพิ่มทุก ๆ
 10 นาที จนถึงเวลาการทดลองที่ 55 นาที

2. เป็นการทำการทดลองโดยใช้สภาวะต่าง ๆ เหมือนการทดลองที่ 1 และเพิ่มเติมใน
 ส่วนของการแยกกลีเซอริน ออกจากระบบตลอดเวลาที่ด้านข้างของถังปฏิกรณ์ ระบบการแยก

ดังกล่าวใช้หลักการของการแยกชั้นของของเหลวที่มีความหนาแน่นไม่เท่ากันโดยน้ำมันจะไหลออกจากถังปฏิกรณ์ผ่านท่อด้านข้างเข้าสู่ถังตกแยกชั้น กลีเซอรินที่มีความหนาแน่นสูงกว่าจะตกลงสู่ด้านล่างและถูกนำออกจากระบบ ส่วนของน้ำมันจะถูกสูบกลับเข้าไปยังถังปฏิกรณ์ตลอดเวลาที่ทำการทดลอง เริ่มเก็บตัวอย่างครั้งแรกที่เวลา 5 นาทีและเก็บตัวอย่างเพิ่มทุก ๆ 10 นาที จนถึงเวลาการทดลองที่ 55 นาที

3. เป็นการทดลองเพื่อหาปริมาณเมทานอลในวัฏภาคของน้ำมันและกลีเซอริน โดยทำการทดลองในเครื่องแก้วขนาด 200 ลูกบาศก์เซนติเมตรโดยใช้น้ำมันปาล์มที่ 40 กรัม เมทานอล 9.6 กรัม โซเดียมไฮดรอกไซด์ 4 กรัม เมื่อสิ้นสุดปฏิกิริยาจะนำมาแยกชั้นด้วยเครื่องแยกสารแบบเหวี่ยงจนสารตัวอย่างแยกชั้นออกเป็นชั้นของกลีเซอรินและชั้นของเมทิลเอสเทอร์ และนำสารตัวอย่างทั้งสองมาทำการระเหยด้วย ระบบระเหยสารแบบสุญญากาศ ที่ความดันติดลบ 1 bar อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส เพื่อระเหยเมทานอลออกจนหมด นำสารตัวอย่างที่เหลือไปชั่งและบันทึกน้ำหนัก โดยทำการทดลองที่ระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยาที่ 5,10,15,20,25,30 นาที

4. เป็นการทดลองเพื่อหาปริมาณความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของน้ำมันและ กลีเซอริน โดยใช้น้ำมันปาล์ม 40 กรัม เมทานอล 9.6 กรัม โซเดียมไฮดรอกไซด์ 4 กรัม เมื่อสิ้นสุดปฏิกิริยาจะนำมาแยกชั้นด้วยเครื่องแยกสารแบบเหวี่ยงจนสารตัวอย่างแยกชั้นออกเป็นชั้นของกลีเซอรินและชั้นของเมทิลเอสเทอร์ และนำสารตัวอย่างทั้งสองมาทำการไทเทรตด้วยกรดเพื่อหาปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยา โดยทำการทดลองที่ระยะเวลาการเกิดปฏิกิริยาที่ 5,10,15,20,25,30 นาที

3.3 วิธีการในการวิเคราะห์ผล

3.3.1 การวิเคราะห์ปริมาณเมทิลเอสเทอร์

การวิเคราะห์ปริมาณเมทิลเอสเทอร์ที่เกิดขึ้นจากการทดลองจะทำการตรวจวัดด้วยเครื่องแก๊สโครมาโตกราฟี รุ่น Variance 8700 ภายในภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย โดยคอลัมน์ที่ใช้เป็นแบบ non-polar capillary column (Carbowax M20) โดยเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.32 มิลลิเมตร ความยาว 30 เมตรโดยใช้ตัวรับผลแบบ flame ionization detector (FID) โดยใช้แก๊สฮีเลียมในการพาสารเข้าสู่เครื่องที่ความดัน 10 psig หัวฉีดสารจะถูกตั้งอุณหภูมิไว้ที่ 230 องศาเซลเซียส ส่วนคอลัมน์ จะถูกตั้งอุณหภูมิไว้ที่ 80 องศาเซลเซียสไว้เป็นค่าเริ่มต้นเป็นเวลา 5 นาที และจะเพิ่มอุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียสทุก ๆ 1 นาที จนกระทั่งถึงอุณหภูมิ

230 องศาเซลเซียส และคงที่ไว้ 5 นาที โดยสารตัวอย่างที่ต้องการวิเคราะห์ผล จะถูกละลายด้วย สารละลาย นอร์มัลเฮปเทน และเปรียบเทียบผลิตรกษณ์ที่ได้กับสารมาตรฐาน

3.3.2 การวิเคราะห์ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาในแต่ละชั้นของตัวอย่าง

ใช้วิธีการไทเตรทเทียบกับกรดไฮโดรคลอริก ความเข้มข้น 0.1 โมลต่อลิตรโดยนำ สารตัวอย่างที่ได้มาผสมกับไทลลูอินและไอโซโพรพานอลเพื่อเป็นตัวทำละลาย ใช้สารละลายฟีนอลฟทาไลน์ เป็น ตัวชี้วัด

3.3.3 การวิเคราะห์ปริมาณเมทานอล ในแต่ละชั้นของปฏิกิริยา

ใช้วิธีการชั่งน้ำหนักก่อนและหลังการระเหยสารตัวอย่าง

3.4 การคำนวณในงานวิจัย

3.4.1 การคำนวณค่าแฟกเตอร์ตอบสนอง (Respond Factor)

ค่าแฟกเตอร์ตอบสนองมีนิยามดังนี้

$$\begin{aligned} & \text{แฟกเตอร์ตอบสนองของเมทิลแมโรซิติก} \\ &= \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลแมโรซิติก} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{น้ำหนักของเมทิลแมโรซิติก}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{แฟกเตอร์ตอบสนองของเมทิลปาล์มิติก} \\ &= \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลปาล์มิติก} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{น้ำหนักของเมทิลปาล์มิติก}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{แฟกเตอร์ตอบสนองของเมทิลไอเลเซท} \\ &= \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลไอเลเซท} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{น้ำหนักของเมทิลไอเลเซท}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{แฟกเตอร์ตอบสนองของเมทิลไลโนเลเซท} \\ &= \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลไลโนเลเซท} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{น้ำหนักของเมทิลไลโนเลเซท}} \end{aligned}$$

3.4.2 การคำนวณปริมาณเมทิลเอสเทอร์

ปริมาณเมทิลเอสเทอร์

$$- \text{ปริมาณเมทิลเมโรซิติก} + \text{เมทิลปาล์มมิติก} + \text{เมทิลโอเลอิก} + \text{เมทิลไลโนลิก}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลเมโรซิติก (กรัม)} = \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลเมโรซิติก} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{แฟกเตอร์ตอบสนอง}}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลปาล์มมิติก (กรัม)} = \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลปาล์มมิติก} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{แฟกเตอร์ตอบสนอง}}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลโอเลอิก (กรัม)} = \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลโอเลอิก} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{แฟกเตอร์ตอบสนอง}}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลไลโนลิก (กรัม)} = \frac{\text{พื้นที่ของเมทิลไลโนลิก} \times \text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง}}{\text{พื้นที่ของสารตัวอย่าง} \times \text{แฟกเตอร์ตอบสนอง}}$$

ตัวอย่างการคำนวณค่าปริมาณค่าเมทิลเอสเทอร์ที่สภาวะการทดลองที่เวลา 55 นาทีโดยมีพื้นที่ของสารประกอบเอสเทอร์ต่าง ๆ ตามตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 ตัวอย่างพื้นที่ของสารประกอบเอสเทอร์ที่สภาวะการทดลองที่เวลา 55 นาที

สารประกอบเอสเทอร์	พื้นที่	แฟกเตอร์ตอบสนอง
เมทิลเดคคาโนเอท	1,038,073	
เมทิลเมโรซิติก	823,075	1.1
เมทิลปาล์มมิติก	90,139	1.14
เมทิลโอเลอิก	912,951	1.15
เมทิลไลโนลิก	239,723	1.09

น้ำหนักของสารตัวอย่าง 0.0209 กรัม

พื้นที่ใต้พีคของสารตัวอย่างที่ได้จากการวิเคราะห์โดยใช้เครื่องแก๊สโครมาโตกราฟ 1,038,073

$$\text{ปริมาณของเมทิลเมโรซิติก (กรัม)} = \frac{823,075 \times 0.029}{1,038,073 \times 1.1} = 0.0209 \text{ กรัม}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลปาล์มไมเตท (กรัม)} = \frac{90,139 \times 0.029}{1,038,073 \times 1.1} = 0.00221 \text{ กรัม}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลโอเลอิค (กรัม)} = \frac{912,951 \times 0.029}{1,038,073 \times 1.1} = 0.0222 \text{ กรัม}$$

$$\text{ปริมาณของเมทิลไลโนเลอิค (กรัม)} = \frac{239,723 \times 0.029}{1,038,073 \times 1.1} = 0.00614 \text{ กรัม}$$

คิดเป็นปริมาณเมทิลเอสเทอร์รวม 0.0514 กรัม

ปริมาณตัวอย่างน้ำมัน 0.057 กรัม คิดเป็นร้อยละของเมทิลเอสเทอร์ ที่ ร้อยละ 89

3.5 วัตถุประสงค์ที่ใช้ในการทดลอง

1. น้ำมันปาล์มโอเลอิคที่ใช้ในการทดลองเป็นส่วนหนึ่งของน้ำมันปาล์มดิบที่ผ่านกระบวนการแยกไขมันอิสระและไซปาล์มสเตอรินออกแล้ว น้ำมันปาล์มโอเลอิคจะมีสีเหลืองและมีสถานะเป็นของเหลวที่อุณหภูมิห้อง

2. เมทานอลที่ใช้เป็นเมทานอลที่ใช้ในอุตสาหกรรมทั่วไปความบริสุทธิ์ที่ร้อยละ 98

3. โซเดียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้เป็นโซเดียมไฮดรอกไซด์สำหรับการวิจัยที่ความบริสุทธิ์ร้อยละ 98

บทที่ 4

ผลการทดลองและอภิปราย

4.1 การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์สำหรับปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน

ในการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ขั้นตอนแรกคือการผสมโซเดียมไฮดรอกไซด์กับเมทานอลให้ละลายเข้าด้วยกันเป็นโซเดียมเมทออกไซด์ ขั้นตอนต่อไปคือเติมสารละลายดังกล่าวเข้าไปผสมกับน้ำมันพืชในถังปฏิกรณ์ เนื่องจากสารละลายทั้งสองไม่สามารถละลายเข้าด้วยกันแยกตัวเป็นสองวัฏภาค การเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันในช่วงแรกจึงจำเป็นต้องอาศัยการกวนโดยใบกวน เพื่อให้หยดของน้ำมันและเมทานอลแตกตัวเป็นหยดเล็ก ๆ เพื่อเพิ่มพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนมวลระหว่างของเหลวสองวัฏภาค

ในการเกิดปฏิกิริยาในช่วงแรก ขั้นตอนการกำหนดอัตราการเกิดผลิตภัณฑ์คือขั้นตอนการแพร่ของมวลข้ามวัฏภาค แต่เมื่อมีเมทิลเอสเทอร์เกิดขึ้นในระบบจะประพุดตัวเป็นตัวทำละลายร่วม ส่งผลให้ของเหลวสองวัฏภาคละลายเข้าด้วยกันและทำให้ขั้นตอนการกำหนดอัตราการเกิดผลิตภัณฑ์เปลี่ยนเป็นขั้นตอนของการเกิดปฏิกิริยาทางเคมี แต่เมื่อปฏิกิริยาดำเนินต่อไปกลีเซอรินที่เกิดเพิ่มขึ้นจะทำให้ของเหลวภายในเครื่องปฏิกรณ์ แยกตัวเป็นสองวัฏภาคอีกครั้ง

เนื่องจากปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้ ดังนั้นเมื่อปฏิกิริยาดำเนินไปจนเข้าสู่สภาวะสมดุล ปฏิกิริยาจะไม่สามารถเกิดขึ้นต่อไปได้อีก ในการผลิตเชิงอุตสาหกรรมจึงต้องแก้ปัญหาดังกล่าวโดยการนำไบโอดีเซลที่ผลิตได้ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ไปทิ้งไว้ในถังเก็บ 1 วันเพื่อให้กลีเซอรินค่อย ๆ ตกตะกอนแยกชั้น และปฏิกิริยาดำเนินต่อไปจนได้ไบโอดีเซลตามคุณภาพที่กำหนดไว้

การแยกกลีเซอรินออกจากน้ำมันไบโอดีเซลในงานวิจัยนี้ สามารถประยุกต์ใช้หลักการการแยกของเหลวสองชนิดออกจากกันโดยใช้ความแตกต่างกันของความหนาแน่น โดยความหนาแน่นของกลีเซอรินอยู่ที่ 1.05 กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร ส่วนความหนาแน่นของน้ำมันไบโอดีเซลอยู่ที่ 0.88 กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร [23] อุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกของเหลวผสมดังกล่าวที่ใช้มากในระบบผลิตไบโอดีเซลคือ เครื่องแยกของเหลวโดยใช้หลักการแยกชั้นด้วยน้ำหนักของสารด้วยถังแยกสาร (Decanter)

วิธีการแยกของเหลวสองชนิดโดยใช้ถังแยกสาร เป็นระบบการแยกของเหลวที่ไม่ละลายเป็นเนื้อเดียวกันออกจากกัน โดยใช้หลักการตกตะกอนโดยความแตกต่างของความหนาแน่น การ

ออกแบบจะต้องคำนึงถึงเวลาของสารที่อยู่ภายในให้เพียงพอต่อการตกตะกอนของสาร ข้อดีของระบบการแยกดังกล่าวคือออกแบบง่าย การทำงานไม่ซับซ้อน ราคาถูกและไม่ต้องการการซ่อมบำรุง ส่วนข้อเสียคือต้องใช้เวลามากในการแยกชั้นของของเหลวออกจากกัน และต้องมีความเร็วของของเหลวในถังแยกต่ำ เพื่อให้การตกตะกอนสามารถเกิดได้ดี

ระบบการผลิตไบโอดีเซลที่ต้องการศึกษา เป็นระบบการผลิตที่มีการแยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์เป็นแบบกะ เมื่อพิจารณาแล้วพบว่าการประยุกต์หลักการของถังแยกสารมาใช้มีความเหมาะสม เนื่องจากสามารถสร้างได้ง่ายและสะดวกในการลดขนาดลงให้เหมาะสมกับการทดลองในห้องวิจัย โดยของเหลวผสมที่จะทำการแยกจะต้องมีความเร็วต่ำ เพื่อให้กลีเซอรินที่มีความหนาแน่นสูงตกลงสู่ด้านล่างของถังแยกสาร และถูกแยกออกจากระบบผ่านวาล์วด้านล่าง

จากลักษณะของของเหลวในเครื่องปฏิกรณ์ ที่ของเหลวผสมมีการเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลา โดยแทบไม่เหลือคนสาร จึงไม่สามารถแยกกลีเซอรินออกจากชั้นของน้ำมันภายในเครื่องปฏิกรณ์ได้ การออกแบบจึงต้องติดตั้งชุดแยกกลีเซอรินดังกล่าวไว้ภายนอกเครื่องปฏิกรณ์ โดยเป็นชุดเครื่องแก้วทรงกระบอกเส้นผ่านศูนย์กลาง 2 เซนติเมตร สูง 20 เซนติเมตร ซึ่งมีปริมาตรเป็น 1 ใน 5 ของถังปฏิกรณ์ โดยเครื่องแก้วดังกล่าว มีวาล์วสำหรับแยกกลีเซอรินออกด้านล่าง หลังจากไบโอดีเซลและกลีเซอรินแยกชั้นกันภายในถังแยกสารแล้วจึงทำการสูบของเหลวส่วนของน้ำมันกลับเข้าไปสู่เครื่องปฏิกรณ์

จากการวิเคราะห์หาอัตราการแยกชั้นของกลีเซอรินจากน้ำมันไบโอดีเซลพบว่า กลีเซอรินร้อยละ 85 แยกชั้นด้วยความเร็วประมาณ 1.5 ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อนาทีและส่วนที่เหลือใช้เวลาการแยกชั้นประมาณ 0.5 ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อนาที เนื่องจากหลอดแก้วที่ใช้ในการแยกสารมีปริมาตร 41 ลูกบาศก์เซนติเมตร ด้วยปริมาตรดังกล่าวจะมีส่วนประกอบที่เป็นวัฏภาคของกลีเซอรินอยู่ 4 ลูกบาศก์เซนติเมตร ดังนั้นเพื่อให้ของเหลวในถังแยกสารสามารถตกตะกอนเพื่อแยกวัฏภาคกลีเซอรินให้ได้ถึงร้อยละ 80 จะต้องให้ของเหลวมีเวลาอยู่ในถังแยกประมาณ 2 นาที และเพื่อให้สามารถแยกกลีเซอรินออกให้ได้มากที่สุดปัจจัยที่สำคัญคือของเหลวที่อยู่ในถังปฏิกรณ์ทั้งหมดต้องมีการเคลื่อนที่ผ่านถังแยกสาร ระบบเครื่องสูบน้ำจึงต้องมีขนาดใหญ่เพียงพอเพื่อสร้างอัตราการไหล ให้สารทั้งหมดมีการเคลื่อนที่ผ่านถังแยกสาร การสูบน้ำมันกลับจึงจำเป็นต้องใช้อัตราการไหลที่ 20 ลูกบาศก์เซนติเมตรต่อนาทีซึ่งจะสามารถหมุนเวียนสารละลายทั้งถังได้ภายในเวลา 55 นาที

การกำหนดจุดในการแยกของผสมออกจากระบบนั้นพิจารณาจากความหนาแน่นที่แตกต่างของไบโอดีเซลและกลีเซอริน เนื่องจากของเหลวทั้งสองชนิดไม่ละลายเข้าด้วยกัน ดังนั้น

แนวโน้มที่ขึ้นของกลีเซอรินจะตกลงมาอยู่ด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์จึงมีสูงกว่า และเพื่อความสะดวกในการแยกสารออก จึงกำหนดจุดเชื่อมต่อบริเวณด้านล่างของถังเพื่อให้สามารถแยกสารออกได้ง่าย เนื่องจากมีแรงดันจากน้ำหนักของสารที่อยู่ในถังและมีแรงเหวี่ยงของใบพัด ระบบในการแยกสารจึงติดตั้งบริเวณด้านข้างเครื่องปฏิกรณ์ โดยมีจุดแยกสารออกจากเครื่องบริเวณด้านล่าง และมีจุดเชื่อมต่อเพื่อนำน้ำมันที่ผ่านการแยกกลีเซอรินแล้วกลับเข้าสู่ระบบอยู่ด้านบน และเพื่อเพิ่มความสะดวกในการนำสารออก จึงได้มีการติดตั้งเครื่องสูบลวสร้างแรงดันแบบบีบเป็นช่วงๆ เพื่อรักษาระดับของของเหลวในถังแยกสารให้ต่ำกว่าภายใน เครื่องปฏิกรณ์ ตลอดเวลา

4.2 ผลการวิเคราะห์วัตถุดิบ

น้ำมันปาล์มโอเลอินประกอบด้วยกิ่งของกรดไขมันหลายชนิด องค์ประกอบของกรดไขมันในโมเลกุลน้ำมันปาล์มโอเลอินสามารถวิเคราะห์ในรูปแบบของเอสเทอร์ของกรดไขมันโดยใช้เทคนิคก๊าซโครมาโทกราฟี โดยน้ำหนักโมเลกุลสามารถคำนวณจากค่าของกรดและค่าสปอนนิฟิเคชัน

ตารางที่ 4.1 องค์ประกอบของกรดไขมันในน้ำมันปาล์มโอเลอิน

องค์ประกอบ	สูตรโมเลกุล	ร้อยละโดยน้ำหนัก
Myristic Acid	C 14 : 0	38
Palmitic Acid	C 16 : 0	50
Steric Acid	C 18 : 0	-
Oleic Acid	C 18 : 1	12
Linoleic Acid	C 18 : 2	-
Linolenic Acid	C 18 : 3	-

ตารางที่ 4.2 คุณสมบัติน้ำมันปาล์มโอเลอิน

คุณสมบัติ	ปริมาณ
ร้อยละกรดไขมัน	0.11
ค่าของกรด (มก.ของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์/ก.ตัวอย่าง)	2.06
ค่าสปอนนิฟิเคชัน (มก.ของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์/ก.ตัวอย่าง)	195.90
น้ำหนักโมเลกุล (กรัม/โมล)	859.65

จากผลการวิเคราะห์น้ำมันที่ใช้พบว่าน้ำมันตัวอย่างมีค่าร้อยละของกรดไขมันอิสระอยู่ที่ต่ำกว่า 1 ซึ่งมีความเหมาะสมสำหรับปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันเพราะไม่ทำให้เกิดปฏิกิริยาข้างเคียง ได้แก่ปฏิกิริยา สปอนนิฟิเคชัน

4.3 ผลการทดลองทำปฏิกิริยาโดยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะโดยไม่มีการแยกกลีเซอริน

ตารางที่ 4.3 แสดงปริมาณเมทิลเอสเทอร์ในตัวอย่างน้ำมันไบโอดีเซลจากการทดลองทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์แบบไม่มีการแยกกลีเซอริน ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าในช่วงแรกของการเกิดปฏิกิริยามีปริมาณเมทิลเอสเทอร์เกิดขึ้นในปริมาณมาก โดยในเวลา 5 นาทีแรกมีปริมาณของเมทิลเอสเทอร์เกิดขึ้นสูงถึงร้อยละ 73 ของปริมาณน้ำมันไบโอดีเซล หลังจากนั้นปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นช้าลง ปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ในไบโอดีเซล จะเริ่มคงที่ที่เวลาประมาณ 35 นาที และมีปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ที่ร้อยละ 88.43 ของไบโอดีเซลที่เวลา 55 นาที

ตารางที่ 4.3 ปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ในไบโอดีเซล ของการผลิตแบบไม่มีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบ เทียบกับเวลา

เวลา (นาที)	ปริมาณ ร้อยละของเมทิลเอสเทอร์
0	0
5	73.25
15	77.12
25	83.30
35	85.81
45	87.36
55	88.43

S.T. Keera *, S.M. El Sabagh, A.R. Taman [3] ทำการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยา ทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา โดยใช้สัดส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมันเป็น 6:1 และใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมัน พบว่าปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันเกิดขึ้นอย่างรวดเร็วและมีปริมาณเมทิลเอสเทอร์ในน้ำมันไบโอดีเซลสูงกว่าร้อยละ 80 โดยใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา ประมาณ 30 นาที

นายสมประสงค์ จันทโรธรณ์ [24] ได้ทำการทดลองเกี่ยวกับการผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มโอเลอินโดยใช้ตัวทำละลายร่วม โดยใช้สัดส่วนของน้ำมันปาล์มโอเลอินต่อเมทานอลที่ 1:6 โดยโมล และใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาที่สัดส่วนร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมัน ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียสพบว่า ปฏิกิริยาเกิดขึ้นอย่างรวดเร็ว โดยที่เวลา 10 นาที มีปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ร้อยละ 72.26 ของน้ำมันไบโอดีเซล และมีปริมาณของเมทิลเอสเทอร์สูงสุดที่เวลา 60 นาที โดยจะเกิดเมทิลเอสเทอร์ร้อยละ 87.87 ของน้ำมันไบโอดีเซล

Gwi-Taek Jeong และ Don Hee Park และคณะ (2006) ได้ทำการวิจัยการผลิตน้ำมันไบโอดีเซลแบบหนึ่งและสองขั้นตอนผ่านเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ โดยใช้ น้ำมันเรปและเมทานอลเป็นวัตถุดิบ พบว่าปฏิกิริยา ทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันสามารถเกิดปฏิกิริยาได้อย่างรวดเร็วและได้ปริมาณการเกิดของผลิตภัณฑ์สูงกว่าร้อยละ 80 ภายในเวลา 5 นาที และได้ปริมาณสูงสุดที่ร้อยละ 91.2 ที่เวลา 30 นาทีของการเกิดปฏิกิริยา

จากผลการทดลองและงานวิจัยที่กล่าวข้างต้นแสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ สามารถเกิดขึ้นได้อย่างรวดเร็วในช่วงต้นของการเกิดปฏิกิริยา โดยสามารถเกิดปฏิกิริยาได้เมทิลเอสเทอร์ในปริมาณสูงกว่าร้อยละ 70 ภายในเวลา 5 นาทีแรกของการเกิดปฏิกิริยา ในช่วงเวลาดังกล่าวอัตราการเกิดปฏิกิริยาถูกควบคุมด้วยขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีซึ่งเป็นขั้นตอนที่ปฏิกิริยาสามารถเกิดขึ้นได้อย่างรวดเร็ว แต่เมื่อปฏิกิริยาดังกล่าวดำเนินต่อไปจนกระทั่งเข้าใกล้สมดุลทางเคมีมากขึ้น ปฏิกิริยาจะถูกควบคุมด้วยสมการสมดุลทางเคมี การเกิดปฏิกิริยาจะช้าลงโดยมีปริมาณเมทิลเอสเทอร์ประมาณร้อยละ 85 ถึง 90 เมื่อเวลาผ่านไปมากกว่า 50 นาที

4.4 ผลการทดลองการทำปฏิกิริยาโดยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีการแยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง

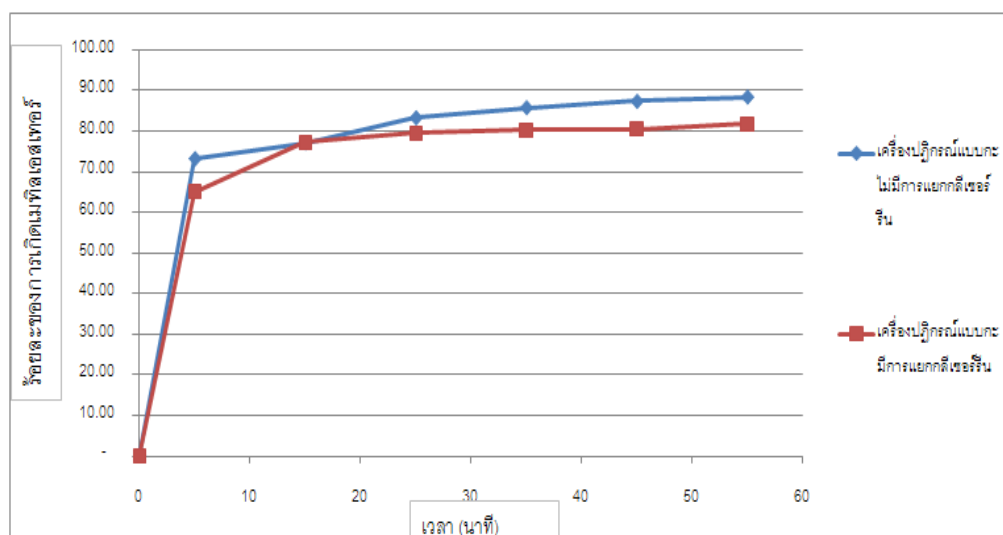
ตารางที่ 4.4 และภาพที่ 4.2 แสดงปริมาณเมทิลเอสเทอร์ในตัวอย่งน้ำมันไบโอดีเซลจากการทดลองทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันในเครื่องปฏิกรณ์ที่แยกกลีเซอรินออกอย่างต่อเนื่อง เปรียบเทียบกับการผลิตที่ไม่มีแยกกลีเซอริน พบว่าในการผลิตแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง ปริมาณเมทิลเอสเทอร์เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงแรกของการเกิดปฏิกิริยา โดยมีปริมาณเมทิลเอสเทอร์ในช่วง 5 นาทีแรกอยู่ที่ร้อยละ 65 ของน้ำมันไบโอดีเซลและค่อย ๆ เพิ่มสูงขึ้นและคงที่ที่เวลา 25 นาที โดยมีปริมาณการเกิดเมทิลเอสเทอร์สูงสุดที่ร้อยละ 81.76 ของปริมาณไบโอดีเซลโดยใช้เวลาการเกิดปฏิกิริยา 55 นาที

เมื่อเปรียบเทียบปริมาณของเมทิลเอสเทอร์จากระบบการผลิตทั้งสองพบว่าในช่วงที่สองของการเกิดปฏิกิริยา ซึ่งเป็นช่วงที่ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาทางเคมีเป็นขั้นตอนควบคุมการเกิดปฏิกิริยา ระบบการผลิตแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง มีปริมาณของเมทิลเอสเทอร์น้อยกว่าระบบการผลิตแบบไม่มีแยก และเมื่อเวลาผ่านไปเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะสมดุลแล้ว การผลิตแบบมีระบบแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง ก็ยังคงมีปริมาณเมทิลเอสเทอร์น้อยกว่าการผลิตแบบไม่มีแยกกลีเซอรินเช่นกัน

จากผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าการแยกกลีเซอรินออกจากเครื่องปฏิกรณ์ระหว่างการเกิดปฏิกิริยา ไม่ช่วยทำให้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันเกิดได้ดีขึ้น การเกิดปฏิกิริยาที่ลดลงเนื่องจากปริมาณของเมทานอลที่ลดลงทำให้ระบบเข้าสู่สมดุลปฏิกิริยาเร็วขึ้นจนทำให้ค่าการเกิดของเมทิลเอสเทอร์คงที่ที่ปริมาณต่ำกว่าการผลิตแบบไม่มีแยกกลีเซอริน

ตารางที่ 4.4 เปรียบเทียบปริมาณของเมทิลเอสเทอร์ในผลิตภัณฑ์ ของการผลิตโดยใช้ระบบการแยกกลีเซอรินออกจากระบบอย่างต่อเนื่องกับการผลิตแบบไม่มีการแยกกลีเซอรินเทียบกับเวลา

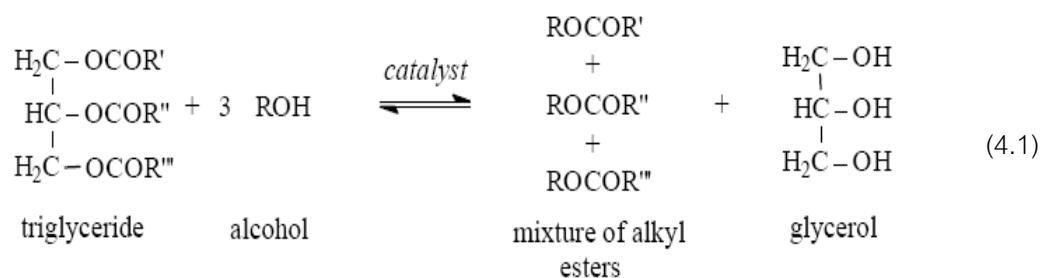
เวลา (นาที)	ปริมาณร้อยละของเมทิลเอสเทอร์จากการผลิตไบโอดีเซลโดยไม่มีระบบการแยกกลีเซอริน อย่างต่อเนื่อง	ปริมาณร้อยละของเมทิลเอสเทอร์จากการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ระบบการแยกกลีเซอริน อย่างต่อเนื่อง
0	0	0
5	73.25	65.03
15	77.12	77.23
25	83.30	79.54
35	85.81	80.30
45	87.36	80.50
55	88.43	81.76



ภาพที่ 4.1 เปรียบเทียบการเกิดผลิตภัณฑ์ระหว่างการผลิตไบโอดีเซลแบบไม่มีการแยกกลีเซอรินกับการผลิตโดยใช้ระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

4.5 การกระจายตัวของเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของไบโอดีเซล และวัฏภาคของกลีเซอริน

ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน เป็นปฏิกิริยาที่น้ำมันพืชหรือสารไตรกลีเซอไรด์ทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ดังแสดงในสมการที่ 4.1 แอลกอฮอล์ที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลในการทดลองนี้คือเมทานอล โดยน้ำมันพืชและเมทานอลไม่ละลายเข้าด้วยกันทำให้ปฏิกิริยาเป็นแบบ 2 วัฏภาค โดยเป็นปฏิกิริยาแบบผันกลับได้และ ปฏิกิริยาจะเกิดขึ้นได้ดีเมื่อมีตัวเร่งปฏิกิริยาเข้าช่วย ผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลที่เกิดขึ้นจะไม่ละลายกับกลีเซอรินที่เป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง ผลิตภัณฑ์โดยรวมจึงมีสองวัฏภาคด้วย เมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาจะกระจายตัวอยู่ทั้ง 2 วัฏภาค

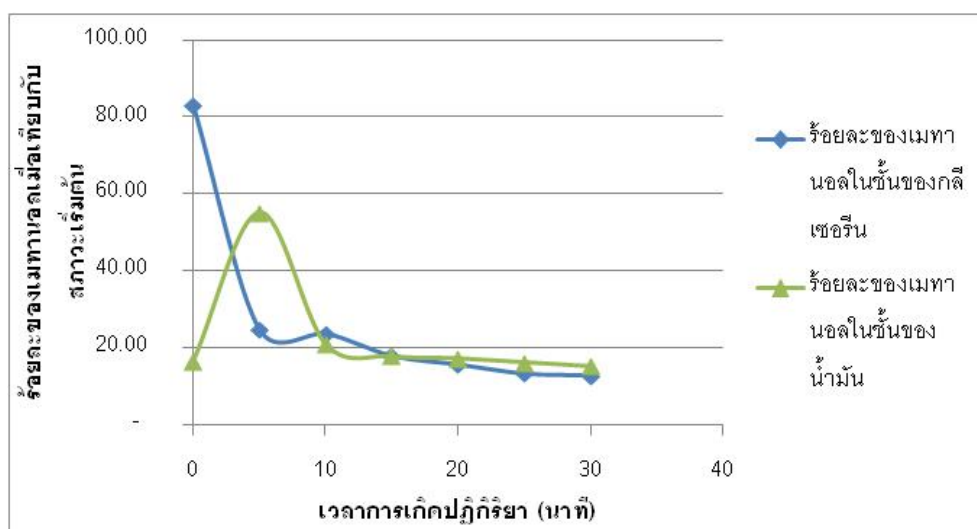


ตารางที่ 4.5 และภาพที่ 4.2 แสดงปริมาณของเมทานอลในวัฏภาคของไบโอดีเซลและกลีเซอริน ผลการวิเคราะห์แสดงให้เห็นว่าในช่วงเริ่มต้นเมทานอลจะละลายในน้ำมันได้เพียงเล็กน้อย เมื่อปฏิกิริยาเริ่มขึ้นเมทิลเอสเทอร์ที่เกิดขึ้นจะทำหน้าที่เป็นตัวทำละลายร่วม[18] ช่วยให้เมทานอลและน้ำมันละลายเข้าด้วยกันได้ดีส่งผลให้ปริมาณของเมทานอลส่วนมากละลายอยู่ในชั้นของเมทิลเอสเทอร์ แต่เมื่อปฏิกิริยาเกิดมากขึ้น ทำให้กลีเซอรินในระบบสูงขึ้น เมทานอลจะไปละลายในชั้นของกลีเซอรินมากกว่า หลังจากปฏิกิริยาดำเนินต่อไป เมทานอลที่มีอยู่ในระบบจะทำปฏิกิริยากับน้ำมันพืชส่งผลให้เมทานอลในชั้นของน้ำมันและกลีเซอรินจะลดลงตามเวลาการเกิดปฏิกิริยา สอดคล้องกับปริมาณกลีเซอรินที่เพิ่มขึ้นตามเวลาดังกล่าว ผลการวิเคราะห์ที่ได้สอดคล้องกับงานวิจัยของ Alex Barreto.[25] ที่ได้ทำงานวิจัยเกี่ยวกับปริมาณของเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาในแต่ละวัฏภาค โดยใช้ น้ำมันพืชและมาผสมกับเมทานอล โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาร้อยละ 0.1 ของน้ำหนักน้ำมันพบว่า ที่การเกิดเมทิลเอสเทอร์ความสามารถในการละลายของเมทานอลจะสูงตามไปด้วยโดยจะมีเมทานอลละลายปนอยู่ที่สองวัฏภาค ส่วนใหญ่จะละลายปนอยู่ในวัฏภาคของกลีเซอริน

ตารางที่ 4.5 ปริมาณร้อยละเมทานอลในชั้นของไบโอดีเซลและชั้นของกลีเซอรินและกลีเซอรินที่เกิดขึ้น

เวลา (นาที)	ร้อยละของเมทานอลในวัฏภาคของน้ำมันเทียบกับปริมาณเริ่มต้น	ร้อยละของเมทานอลในวัฏภาคของกลีเซอรินเทียบกับปริมาณเริ่มต้น
0	16.67	83.33*
5	55.21	25.00
10	21.12	23.93
15	18.02	18.13
20	17.45	15.89
25	16.46	13.54
30	15.44	13.06

*หมายเหตุ ปริมาณดังกล่าวคือปริมาณของเมทานอลที่ไม่ละลายในน้ำมัน



รูปที่ 4.2 ปริมาณเมทานอลในวัฏภาคของน้ำมันและวัฏภาคของกลีเซอรินและกลีเซอรินที่เกิดขึ้น

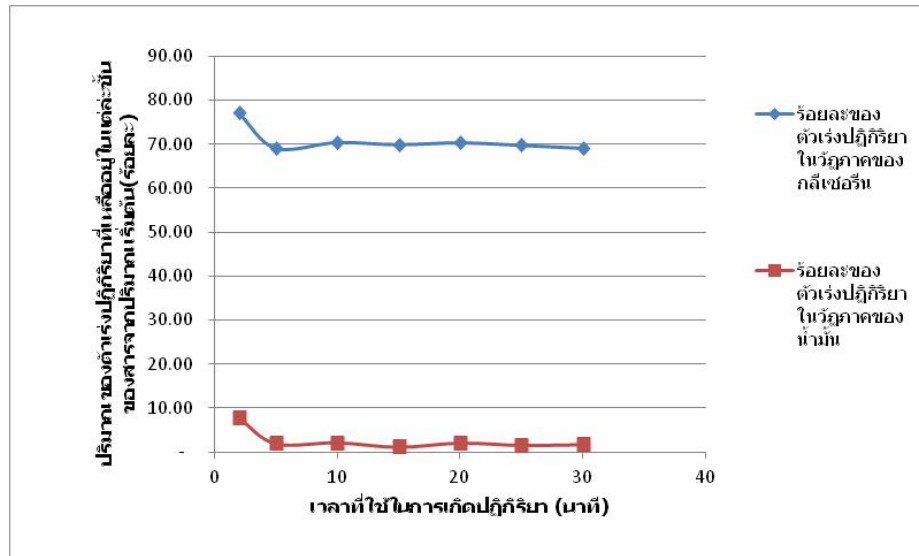
ตารางที่ 4.6 และภาพที่ 4.3 แสดงถึงผลการกระจายตัวของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของไบโอดีเซลและกลีเซอรินพบว่าตัวเร่งปฏิกิริยาในช่วง 2 นาทีแรกจะพบในปริมาณมากโดยที่ละลายอยู่ในกลีเซอรินร้อยละ 77 ของทั้งหมด และละลายอยู่ในน้ำมันไบโอดีเซลเพียงร้อยละ 7

แสดงให้เห็นว่า การกระจายตัวของตัวเร่งปฏิกิริยาส่วนใหญ่อยู่ในชั้นของกลีเซอรินและส่วนน้อยละลายอยู่ในชั้นของไบโอดีเซล ส่งผลให้ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาส่วนใหญ่ถูกแยกออกไปพร้อมกับกลีเซอริน โดยในช่วง 2 นาทีแรกพบว่า ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ละลายอยู่ภายในวัฏภาคของกลีเซอรินวัดปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาได้ร้อยละ 80 ของปริมาณเริ่มต้น ส่วนวัฏภาคของน้ำมันไบโอดีเซลวัดปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาได้ร้อยละ 10 ของปริมาณเริ่มต้น และปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่ละลายอยู่ทั้งสองวัฏภาคจะลดต่ำลงมาที่เวลา 5 นาทีของการเกิดปฏิกิริยาและคงที่ตลอดการทดลอง

G. Mendow, N.S. Veizaga, B.S. Sánchez, C.A. Querini [18] ทำการวิจัยเกี่ยวกับการผลิตไบโอดีเซลแบบสองขั้นตอน ด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันระหว่างน้ำมันดอกทานตะวันกับเอทานอล ได้สรุปผลการวิจัยว่า ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาภายในชั้นของไบโอดีเซลจะลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงแรกของการเกิดปฏิกิริยา โดยภายในเวลาการเกิดปฏิกิริยา 5 นาที ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาในชั้นของน้ำมันจะลดลงจนเหลือเกือบร้อยละ 0 ซึ่งจะทำให้ผลการเกิดปฏิกิริยาลดต่ำลงเมื่อมีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบ ดังนั้นจึงไม่ควรใส่ตัวเร่งปฏิกิริยามากในขั้นตอนแรก เพราะตัวเร่งปฏิกิริยาจะถูกแยกออกจากระบบจนค่าการเกิดปฏิกิริยาลดต่ำลงจากที่ต้องการ

ตารางที่ 4.6 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอริน และปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของเมทิลเอสเทอร์เทียบกับปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเริ่มต้น

เวลา (นาที)	ร้อยละของตัวเร่งปฏิกิริยา ในชั้นของกลีเซอริน	ร้อยละของตัวเร่งปฏิกิริยา ในชั้นของน้ำมัน
2	77.22	7.87
5	69.18	3.78
10	70.48	2.23
15	69.99	1.20
20	70.41	2.15
25	69.83	1.62
30	69.16	1.78



ภาพที่ 4.3 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินและ ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของเมทานอลเทียบกับปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาเริ่มต้น

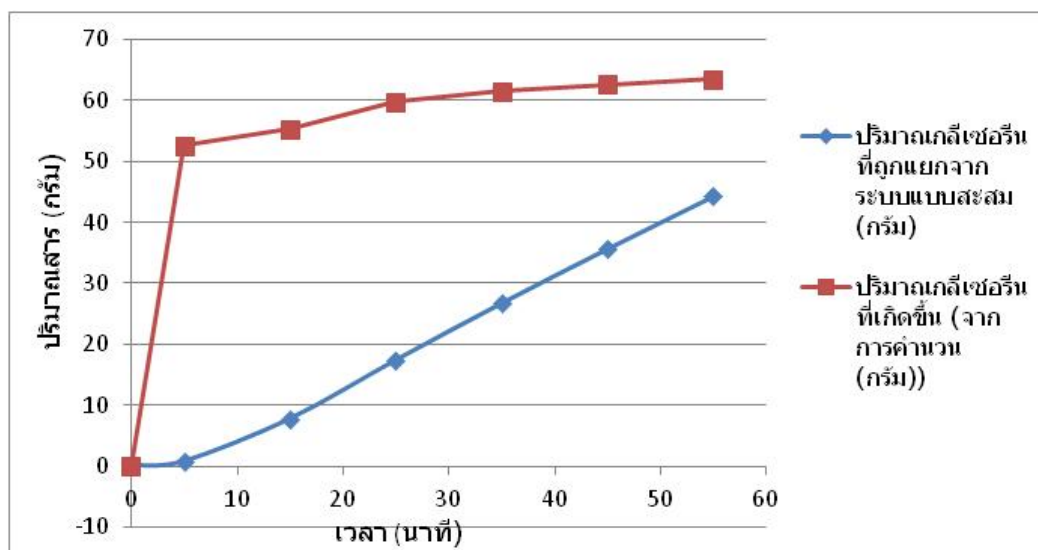
4.6 ปริมาณเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียจากระบบเนื่องจากการแยกกลีเซอรินระหว่างการผลิต

ผลการศึกษาจากการกระจายตัวของเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยา ตามหัวข้อ 4.3.3 แสดงให้เห็นว่า เมื่อมีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบจะส่งผลทำให้ปริมาณเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาในระบบลดลงทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้ช้าลงและเข้าสู่สมดุลด้วยปริมาณเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาน้อยกว่าระบบการผลิตแบบไม่มีการแยกกลีเซอริน

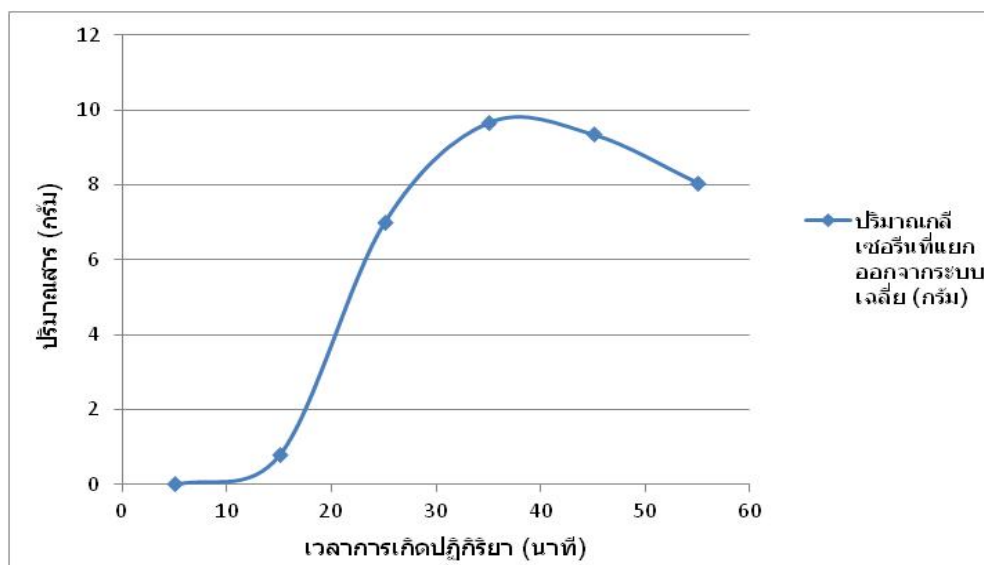
จากตารางที่ 4.7 และภาพที่ 4.4 แสดงถึงปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกจากระบบการผลิตเปรียบเทียบกับปริมาณกลีเซอรินที่เกิดขึ้น จะเห็นได้ในช่วงแรกของการเกิดปฏิกิริยา กลีเซอรินจะสามารถเกิดขึ้นได้ในปริมาณมากจากการคำนวณตามสมมูลมวลที่ปริมาณการเกิดเมทานอลที่เวลา 5 นาทีแรกจะมีกลีเซอรินเกิดขึ้นสูงถึง 52 กรัม แต่ระบบการแยกกลีเซอรินจะยังไม่สามารถแยกกลีเซอรินออกได้ทันในช่วงเวลาดังกล่าวที่ 5 นาทีแรกระบบแยกกลีเซอรินจะแยกได้เพียง 0.8 กรัมเท่านั้นแต่จะสูงขึ้นอย่างรวดเร็วและสูงสุดที่เวลา 25 นาที หลังจากนั้นกลีเซอรินที่แยกได้จะค่อย ๆ ลดลงเนื่องจาก ดังแสดงในภาพที่ 4.5

ตารางที่ 4.7 เปรียบเทียบปริมาณกลีเซอรินที่เกิดขึ้นกับปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกโดยระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

เวลา(นาที)	ปริมาณกลีเซอรินที่เกิดขึ้น จากการคำนวณ (กรัม)	ปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกจากระบบแบบสะสม (กรัม)	ร้อยละของกลีเซอรินที่ถูกแยกออกจากระบบเทียบกับที่เกิดขึ้น
0	0	0	0
5	52.56	0.80	1.25
15	55.34	7.79	12.27
25	59.77	17.45	27.50
35	61.58	26.79	42.22
45	62.69	34.84	54.91
55	63.46	42.6	67.13



ภาพที่ 4.4 เปรียบเทียบปริมาณกลีเซอรินที่เกิดขึ้นกับปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกโดยระบบการแยกกลีเซอริน อย่างต่อเนื่อง

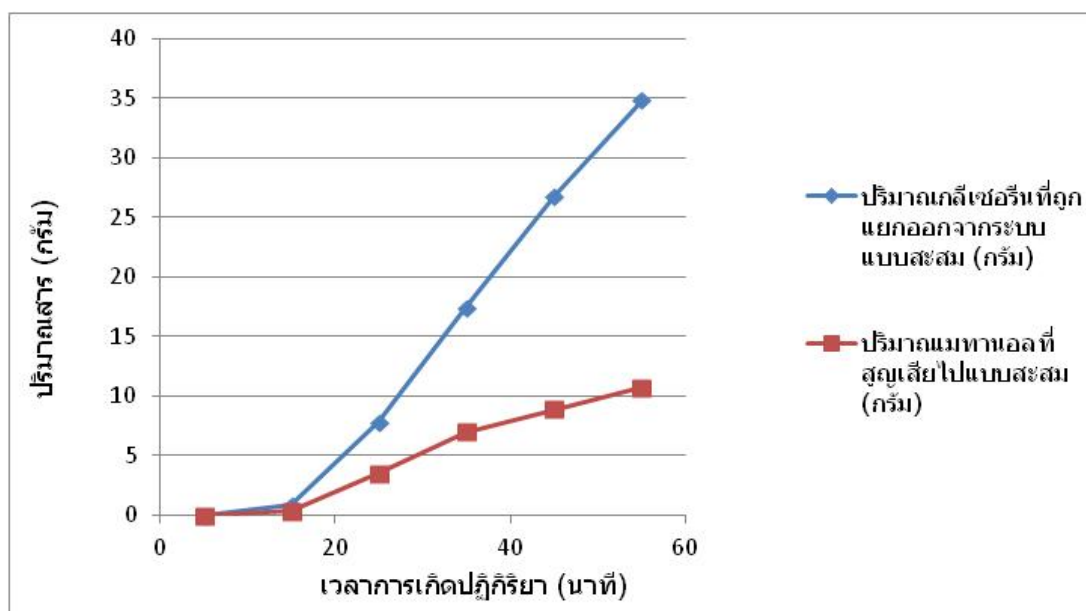


ภาพที่ 4.5 ปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกโดยระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

จากกลีเซอรินที่อยู่ในระบบจะมีส่วนผสมของเมทานอลละลายอยู่ทำให้เมื่อแยกกลีเซอรินแล้วจะมี เมทานอลสูญเสียออกจากระบบด้วยเช่นกัน จากตารางที่ 4.8 และ ภาพที่ 4.6 แสดงให้เห็นถึงปริมาณของ เมทานอลที่ถูกแยกออกจากการผลิต พบว่าในช่วง 5 นาทีแรก ปริมาณของกลีเซอรินที่แยกออกจากระบบได้มีค่าน้อย เนื่องจากกลีเซอรินและน้ำมันยังไม่แยกชั้นกันในถังแยกจึงทำให้ระบบสูญเสียเมทานอลที่ละลายในกลีเซอรินในปริมาณน้อยเช่นกัน แต่เมื่อเวลาผ่านไปการแยกกลีเซอรินจะทำได้ในปริมาณมากขึ้น จากการกระจายตัวของเมทานอลที่มีปริมาณมากในกลีเซอริน ดังได้แสดงในหัวข้อที่ 4.3.3 ส่งผลให้ปริมาณเมทานอลที่สูญเสียออกจากระบบสูงขึ้นตามปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกจากระบบ และจะค่อยๆ ลดลงตามเวลาการเกิดปฏิกิริยาสอดคล้องกับปริมาณการละลายของเมทานอลในระบบการผลิตแบบกะที่จะค่อยๆ ลดลงตามเวลาการเกิดปฏิกิริยาเช่นกัน

ตารางที่ 4.8 ปริมาณร้อยละของเมทานอลที่สูญเสียออกจากระบบในการผลิตไบโอดีเซลแบบแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

เวลา (นาที)	ปริมาณวัฏภาคของกลีเซอรินที่ถูกแยกออกจากระบบแบบสะสม (กรัม)	ปริมาณเมทานอลที่สูญเสียไปจากระบบแบบสะสม (กรัม)	ร้อยละเมทานอลที่สูญเสียไปแบบสะสมเทียบกับปริมาณเริ่มต้น
5	0.80	0.3	0.19
15	11.23	3.49	2.26
25	24.40	6.99	4.54
35	35.18	8.89	5.77
45	45.16	10.74	6.97
55	54.77	12.62	8.20



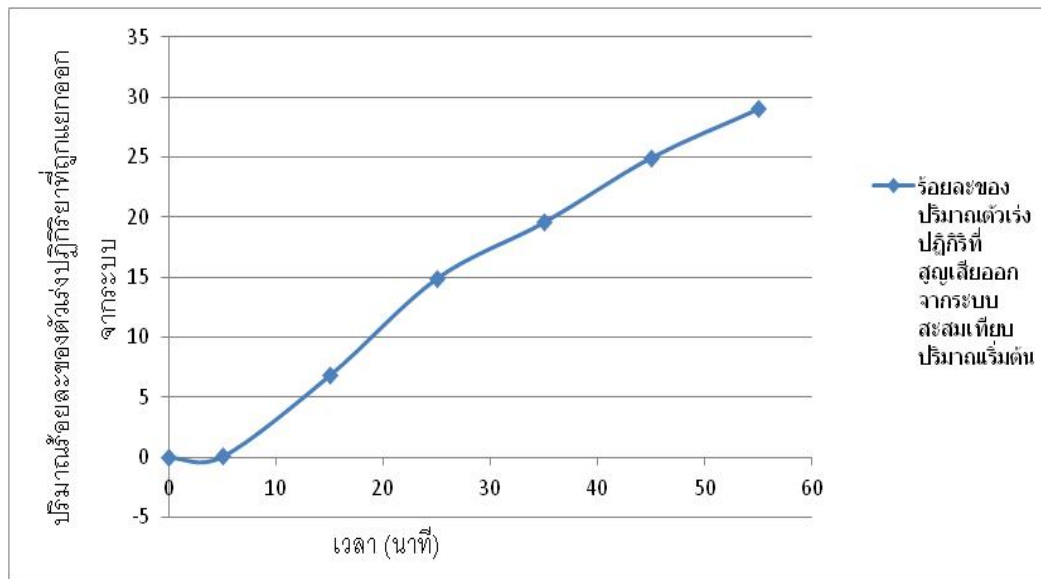
ภาพที่ 4.6 เปรียบเทียบปริมาณกลีเซอรินที่ถูกแยกออกจากระบบการผลิตไบโอดีเซลและเมทานอลที่สูญเสียไปจากระบบการผลิต

ตารางที่ 4.9 ภาพที่ 4.7 และ ภาพที่ 4.8 แสดงถึง ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียออกจากระบบพบว่าในช่วงต้นของการเกิดปฏิกิริยา ระบบสามารถแยกกลีเซอรินออกมาได้ในปริมาณน้อย ระบบจึงสูญเสียตัวเร่งปฏิกิริยาในปริมาณน้อยเช่นกัน แต่เมื่อเวลาผ่านไประบบสามารถแยกกลีเซอรินออกมาได้มากขึ้น ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ละลายปนอยู่ในกลีเซอรินและเมทานอลอยู่ในปริมาณมากจึงสูญเสียออกจากระบบมากเช่นกัน จากภาพที่ 4.8 แสดงปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียออกมาจากระบบในแต่ละช่วงเวลา พบว่าในช่วงท้ายของปฏิกิริยาจะมีการสูญเสียตัวเร่งปฏิกิริยาลดลง เนื่องจากปริมาณของกลีเซอรินที่สามารถแยกออกมาจากระบบมีค่าลดลงและปริมาณความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาในกลีเซอรินมีค่าลดลง

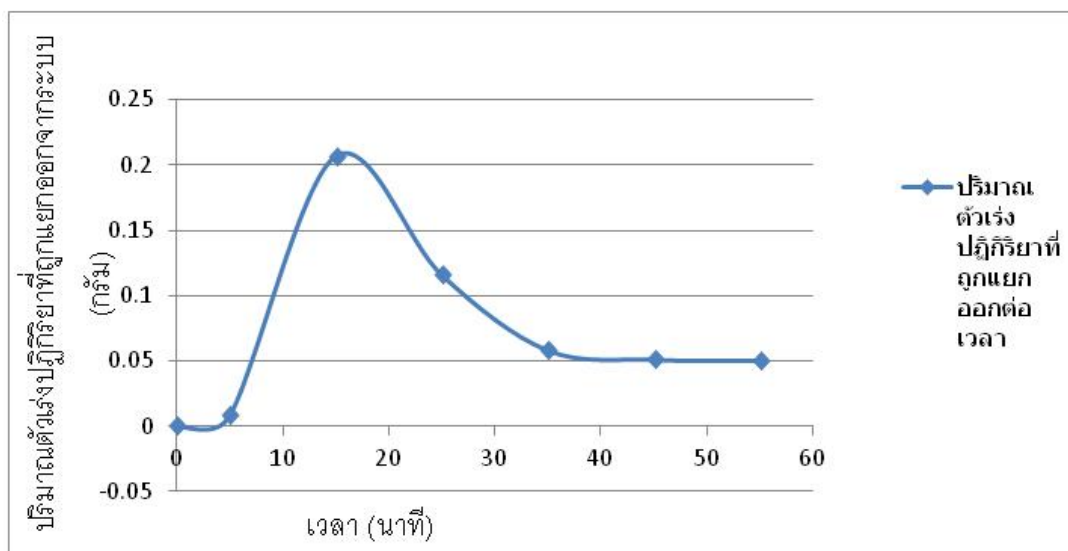
จากปริมาณของกลีเซอรินที่เกิดขึ้นและเมทานอลที่เหลืออยู่ในระบบสามารถคำนวณได้จากสมดุลมวล พบว่าปริมาณรวมของกลีเซอรินและเมทานอลอยู่ที่ 151 กรัม ดังนั้นเมื่อวัฏภาคของกลีเซอรินถูกแยกออกจากระบบเป็นปริมาณ 50 กรัมหรือคิดเป็นร้อยละ 33 ของปริมาณกลีเซอรินและเมทานอลที่เหลืออยู่ในระบบ ตัวเร่งปฏิกิริยาจึงสูญเสียออกจากระบบในปริมาณประมาณร้อยละ 30 ของปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาเริ่มต้นเช่นกัน

ตารางที่ 4.9 ปริมาณร้อยละของตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียออกจากระบบในการผลิตไบโอดีเซลแบบแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

เวลา (นาที)	ร้อยละของปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียออกจากระบบที่เวลาต่าง ๆ เทียบปริมาณเริ่มต้น	ร้อยละของปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียออกจากระบบสะสมเทียบปริมาณเริ่มต้น
5	0.11	0.11
15	6.61	6.72
25	8.07	14.78
35	4.86	19.64
45	5.34	24.98
55	4.36	29.35



ภาพที่ 4.7 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียไปจากระบบการผลิต



ภาพที่ 4.8 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่สูญเสียจากระบบในแต่ละช่วงเวลา

จากการสูญเสียเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาดังกล่าวทำให้ส่งผลต่อระบบการผลิตในสองลักษณะคือ

1. การสูญเสียของตัวเร่งปฏิกิริยาในระบบส่งผลให้อัตราการเกิดของเมทิลเอสเทอร์ลดลง
2. การสูญเสียของเมทานอลในระบบส่งผลให้สมดุลการเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนไปและทำให้ปริมาณเมทิลเอสเทอร์ที่เกิดขึ้นลดลง

4.7 การปรับปรุงการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ระบบแยกกลีเซอรินออกแบบต่อเนื่อง

4.7.1 การปรับปรุงการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้แบบแยกกลีเซอรินออกแบบต่อเนื่องโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบกึ่งกะ

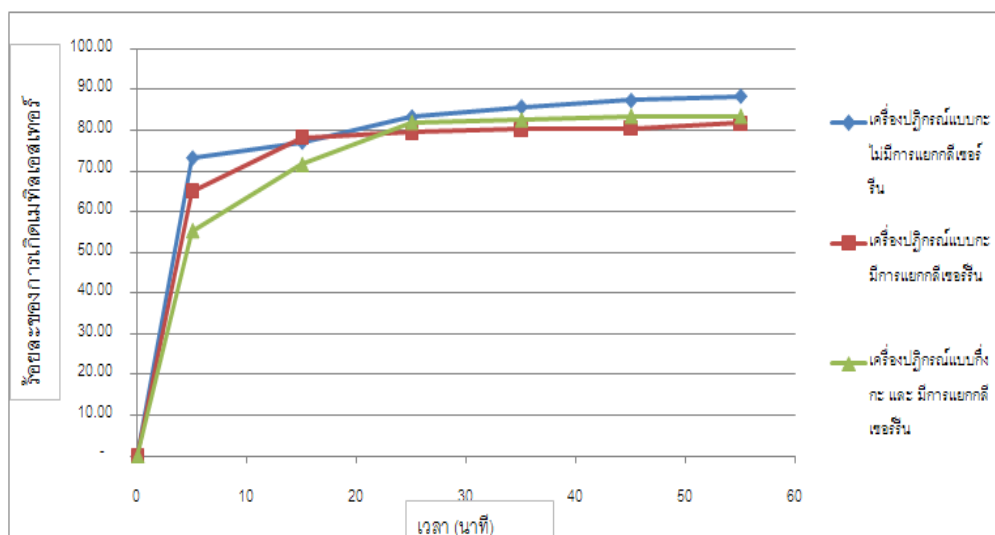
การทดลองชุดนี้เป็นการทดลองโดยทำการเติมเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นปริมาณครึ่งหนึ่งของปริมาณที่ใช้ในการผลิตแบบกะที่เวลาเริ่มต้น หลังจากทีปฏิกิริยาเริ่มขึ้น เติมเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาอีกครั้งหนึ่งลงไปทำปฏิกิริยาที่อัตราการป้อน 35 กรัมต่อชั่วโมง เก็บตัวอย่างที่นาที่ที่ 5, 15, 25, 35, 45 และ 55

ตารางที่ 4.9 แสดงผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอริน, เครื่องปฏิกรณ์แบบกะและกึ่งกะที่มีระบบการแยกกลีเซอรินแบบต่อเนื่อง พบว่า ปริมาณร้อยละของเมทิลเอสเทอร์มีการเกิดค่อนข้างช้าในช่วงเริ่มต้น โดยที่นาที่ที่ 5 มีปริมาณร้อยละของเมทิลเอสเทอร์อยู่ที่ร้อยละ 55.3 และค่อยๆ เพิ่มขึ้นเมื่อมีการเติมเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาลงไปในเครื่องปฏิกรณ์ โดยปริมาณการเกิดเมทิลเอสเทอร์จะเริ่มคงที่เมื่อถึงนาที่ที่ 25 และมีค่าสูงสุดที่ร้อยละ 83.44 ที่นาที่ที่ 55

ตารางที่ 4.10 ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะและกึ่งกะที่มีระบบการแยกกลีเซอรินแบบต่อเนื่อง

เวลา (นาที)	การผลิตไปโอดีเซล โดยไม่มีระบบการ แยกกลีเซอริน อย่างต่อเนื่อง	การผลิตไปโอดีเซล โดยใช้ระบบการ แยกกลีเซอริน อย่างต่อเนื่อง	การผลิตไปโอดีเซล โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ แบบกึ่งกะที่มีระบบ การแยกกลีเซอริน อย่างต่อเนื่อง
0	0	0	0
5	73.25	65.03	55.30
15	77.12	77.23	71.57
25	83.30	79.54	81.93
35	85.81	80.30	82.55
45	87.36	80.50	83.45
55	88.43	81.76	83.44

จากตารางที่ 4.9 และจากภาพที่ 4.9 เปรียบเทียบปริมาณการเกิดเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกึ่งกะที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องกับเครื่องปฏิกรณ์แบบอื่น พบว่าในช่วงต้นของการเกิดปฏิกิริยาการทำปฏิกิริยาภายในเครื่องปฏิกรณ์แบบกึ่งกะจะได้ปริมาณของผลิตภัณฑ์ต่ำกว่าวิธีการผลิตแบบอื่น เนื่องจากมีความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาอยู่ต่ำ แต่หลังจากที่มีการเติมเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาเพิ่มเติมในระบบ จะเห็นได้ว่าปริมาณของผลิตภัณฑ์จะเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วจนสูงกว่าการผลิตด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีการแยก กลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง แต่เนื่องจากการสูญเสียตัวเร่งปฏิกิริยาบางส่วนออกไปพร้อมกลีเซอริน ทำให้ปฏิกิริยารวมน้อยกว่าการผลิตโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบกะ



ภาพที่ 4.9 เปรียบเทียบปริมาณการเกิดเมทิลเอสเทอร์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกึ่งกะที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องกับเครื่องปฏิกรณ์แบบอื่น

4.7.2 การปรับปรุงการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้แบบแยกกลีเซอรินออกแบบต่อเนื่องโดยการชดเชยเมทานอลเท่ากับส่วนที่สูญเสียออกจากระบบ

การทดลองชุดนี้เป็นการทดลองโดยใช้ปริมาณเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาโดยใช้สัดส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอลที่สัดส่วน 1:6 และโซเดียมไฮดรอกไซด์ร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมันที่เวลาเริ่มต้น เมื่อปฏิกิริยาดำเนินขึ้น และมีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบ จะเติมเมทานอลอีก 15 กรัมตามที่มีการสูญเสียออกจากระบบ โดยเติมด้วยอัตรา 15 กรัมต่อเวลา 1 ชั่วโมง

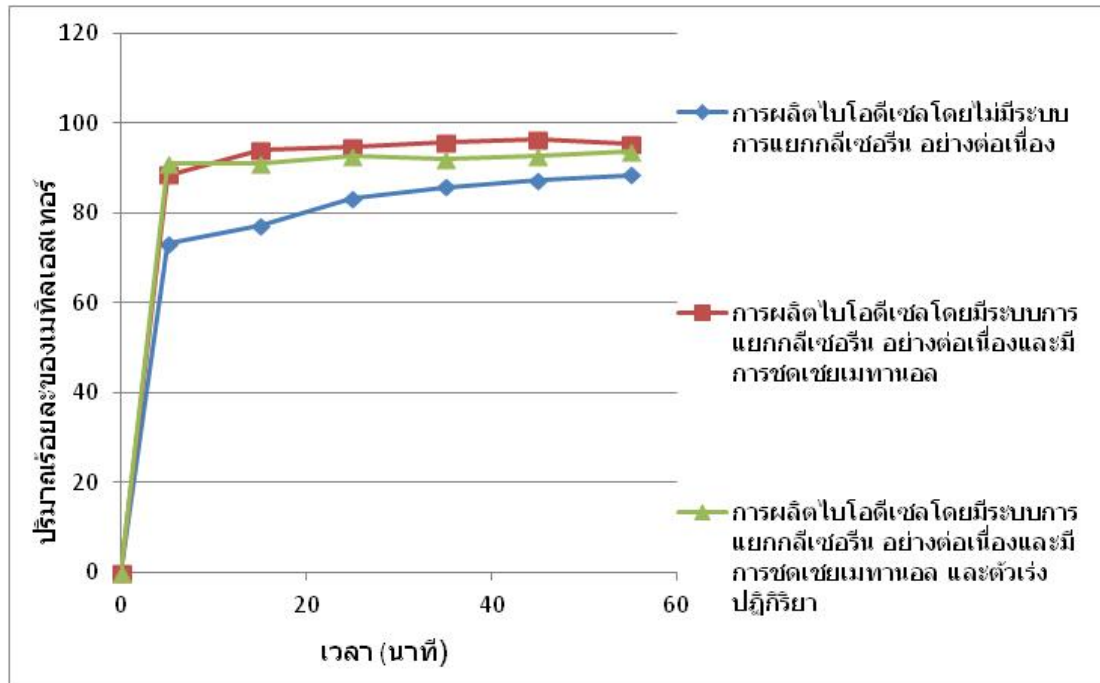
4.7.3 การปรับปรุงการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้แบบแยกกลีเซอรินออกแบบต่อเนื่องโดยการชดเชยเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาเท่ากับส่วนที่สูญเสียออกจากระบบ

การทดลองชุดนี้เป็นการทดลองโดยใช้ปริมาณเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาโดยใช้สัดส่วนโดยโมลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอลที่สัดส่วน 1: 6 และโซเดียมไฮดรอกไซด์ร้อยละ 1 โดยน้ำหนักของน้ำมันที่เวลาเริ่มต้น เมื่อปฏิกิริยาดำเนินขึ้น และมีการแยกกลีเซอรินออกจากระบบ จะเติมเมทานอลอีก 15 กรัมและตัวเร่งปฏิกิริยาอีกร้อยละ 0.03 ต่อน้ำหนักน้ำมันตามที่มีการสูญเสียออกจากระบบโดยเติมที่อัตราการป้อนเมทานอล 15 กรัมต่อเวลา 1 ชั่วโมงเก็บตัวอย่างที่นาที่ที่ 5, 15, 25, 35, 45 และ 55

ตารางที่ 4.10 และภาพที่ 4.10 แสดงให้เห็นว่าเมื่อเติมเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยาซดเซยเข้าไปในระบบ จะทำให้ระบบมีอัตราการเกิดผลิตภัณฑ์ที่เร็วขึ้น โดยการเติมทั้งตัวเร่งปฏิกิริยาและเมทานอลจะทำให้ระบบเข้าสู่สมดุลได้เร็วกว่าการเติมเมทานอลอย่างเดียว และทั้งสองการทดลองสามารถเลื่อนสมดุลของปฏิกิริยาให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้นได้สูงขึ้นโดยปริมาณเมทิลเฮสเตอร์ที่ได้เพิ่มจากร้อยละ 88.43 เป็นร้อยละ 93.58 ในระบบที่มีการเติมทั้งเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยา และร้อยละ 95.27 ในระบบที่มีการเติมเมทานอลอย่างเดียว

ตารางที่ 4.11 ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีการซดเซยกลีเซอรินและตัวเร่งปฏิกิริยา

เวลา (นาที)	การผลิตไบโอดีเซลโดยไม่มีระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง	การผลิตไบโอดีเซลโดยมีระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องและการซดเซยเมทานอลแบบต่อเนื่องตามเวลา	การผลิตไบโอดีเซลโดยมีระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องและมีการซดเซยเมทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยาแบบต่อเนื่องตามเวลา
0	0	0.00	0.00
5	73.25	88.49	90.95
15	77.12	94.00	90.96
25	83.3	94.61	92.56
35	85.81	95.81	92.07
45	87.36	96.41	92.79
55	88.43	95.27	93.58



ภาพที่ 4.10 เปรียบเทียบปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์แบบกะไม่มีการแยกกลีเซอรินและเครื่องปฏิกรณ์แบบกะที่มีระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องและมีการชดเชยกลีเซอรินและตัวเร่งปฏิกิริยา

จากการทดลองดังกล่าวพบว่า การชดเชยปริมาณเมทานอลตามเวลาที่ระบบเกิดการสูญเสียเมทานอลเนื่องจากการแยกกลีเซอริน จะส่งผลให้ปริมาณการเกิดผลิตภัณฑ์สุดท้ายมีค่าเพิ่มขึ้น จากการที่สมดุลของปฏิกิริยามีการเลื่อนไปทางผลิตภัณฑ์ ทำให้ระบบการผลิตไบโอดีเซลโดยมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องสามารถปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันไบโอดีเซลให้มีร้อยละของเมทิลเอสเทอร์เพิ่มขึ้นได้ และจากการทดลองข้างต้นยังสรุปได้ว่า ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่ชดเชยเข้าไปยังระบบตามเวลาที่ระบบเกิดการสูญเสียตัวเร่งปฏิกิริยาเนื่องจากการแยกกลีเซอริน จะส่งผลให้ระบบมีอัตราการเกิดผลิตภัณฑ์ในช่วงแรกสูงขึ้นอย่างรวดเร็วและเข้าสู่สมดุลของปฏิกิริยาได้เร็วขึ้น ทำให้ปริมาณร้อยละของเมทิลเอสเทอร์ในน้ำมันไบโอดีเซลที่ลดลงจากการสูญเสียเมทานอลในระบบการผลิตไบโอดีเซลโดยมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องเพิ่มขึ้นเท่ากับระบบที่ไม่มีมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

บทที่ 5

สรุปผลการทดลอง

จากผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยระบบการผลิตที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง สามารถสรุปได้ดังนี้

1. การผลิตไบโอดีเซลที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง ไม่ช่วยให้การเกิดปฏิกิริยาดีขึ้น เนื่องจากระบบสูญเสียเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยากับการแยกกลีเซอรินออกจากระบบ
2. การปรับปรุงระบบเป็นระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบกึ่งกะที่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องไม่ส่งผลให้การเกิดปฏิกิริยาดีขึ้น เนื่องจากในช่วงต้นมีเมทานอลในระบบน้อยทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้ช้าแล้วจึงค่อยๆ เพิ่มขึ้นเมื่อมีการเติมเมทานอลลงไป
3. การปรับปรุงระบบการผลิตไบโอดีเซลที่มีระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง สามารถทำได้โดยการเติมเมทานอล ชดเชยเมทานอลที่สูญเสียไปจากระบบ ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าสามารถทำให้ปริมาณการเกิดของผลิตภัณฑ์สุดท้ายเพิ่มขึ้นเท่ากับระบบที่ไม่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง
4. การปรับปรุงระบบการผลิตไบโอดีเซลที่มีระบบการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง สามารถทำได้โดยการเติมเมทานอลและตัวเร่งปฏิกิริยา ชดเชยเมทานอลที่สูญเสียไปจากระบบ ซึ่งจากผลการทดลองพบว่าสามารถทำให้เกิดผลิตภัณฑ์ในช่วงเริ่มต้นเพิ่มขึ้นเท่ากับระบบที่ไม่มีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง
5. การเกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน ในช่วงเริ่มต้นเมทานอลจะละลายในชั้นของน้ำมันได้น้อยมากแต่เมื่อเกิดเมทิลเอสเทอร์ขึ้นในชั้นของน้ำมันแล้ว เมทานอลจะละลายได้มากขึ้นและจะลดลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยากลายเป็นกลีเซอริน
6. ตัวเร่งปฏิกิริยาเกือบทั้งหมดจะละลายอยู่ในวัฏภาคของกลีเซอรินจะมีเพียงจำนวนเล็กน้อยเท่านั้นที่ละลายอยู่ในวัฏภาคของน้ำมันไบโอดีเซล

รายการอ้างอิง

- [1] Ulf, S., Ricardo S., and Rogério M V., Transesterification of Vegetable Oils: a Review. J. Braz. Chem (May 1997): 199-210
- [2] Freedman, B., Pryde, E.H. and Mounts, T.L., Variables Affecting the Yields of Fatty Esters from Transesterified Vegetable Oil Journal of the American Oil Chemists' Society. (Oct 1984.): 1638-1643
- [3] Keera, S.T., Sabagh, S.M., and Taman, A.R., Transesterification of vegetable oil to biodiesel fuel using alkaline catalyst Fuel 90 (Aug 2010) : 42–47
- [4] Tanaka, Y., Okabe, A., and Ando, S., Method for the preparation of a lower alkyl ester of fatty acids. US Patent 4 (Dec 1981): 303-590
- [5] มุลนิธิ วิกิมีเดีย.ปฏิกิริยาเอสเทอร์ฟิเคชัน [ออนไลน์], แหล่งที่มา : <http://en.wikipedia.org/wiki/File:Steglich-1.svg> [2554, สิงหาคม 1]
- [6] Bart, H.J., Reidetschlager, J., Schatka, K, and Lehmann, A. Kinetics of esterification of levulinic acid with n-butanol by homogeneous catalysis Industrial and Engineering Chemistry Research 33 (Jan 1994), pp 21-25
- [7] Sendzikiene, E., Makareviciene, V., Janulis P., and Kitrys S. Kinetic of Free fatty acid esterification with methanol in the production of biodiesel fuel. European Journal of Lipid Science and Technology 106 (Dec 2004): 831-836.
- [8] มุลนิธิ วิกิมีเดีย.การผลิตน้ำมันไบโอดีเซล [ออนไลน์], แหล่งที่มา : http://en.wikipedia.org/wiki/Biodiesel_production [2554, สิงหาคม 1]
- [9] Fukuda H, and Kondo A, Noda H. Biodiesel fuel production by transesterification of oils. J Biosci Bioeng (Sep 2001): 405–416
- [10] Sharma, Y.C, Singh, B., and Upadhyay, S.N., Advancements in development and characterization of biodiesel: A review, Fuel 87 (Jan 2008): 2355–2373

- [11] Dennis, L , Xuan, W and Leung M.K.H., A review on biodiesel production using catalyzed transesterification Applied Energy 87 (Oct 2009) 1083–1095
- [12] Dan, A., Derek, M., Bill, M., and Larry S., Industrial Biodiesel Plant Design and Engineering: Practical Experience, International Palm Oil Conference (PIPOC), Putrajaya, Malaysia (Aug 2003)
- [13] บริษัท Lurgi ระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องของบริษัทLurgi [ออนไลน์],แหล่งที่มา : www.Lurgi.com [2554, สิงหาคม 1]
- [14] บริษัท Energea ระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องของบริษัท Energea [ออนไลน์], แหล่งที่มา : www.energea.at/ [2554, สิงหาคม 1]
- [15] Nouredini H and Zhu, D., Kinetics of transesterification of soybean oil, Journal of the American Oil Chemists Society, (Nov 1997): 1457-1463
- [16] Gwi Taek J.,and Don Hee P.,Batch (One- and Two-Stage) Production of Biodiesel Fuel From Rapeseed Oil Applied Biochemistry and Biotechnology Vol 131 (2006).: 668-679,
- [17] Gökhan Ç.,and Selim K.,Increased yields in biodiesel production from used cooking oilsby a two step process: Comparison with one step process by using TGA Fuel processing technology 89 (2008): 118-122
- [18] Mendow, G., Veizaga, N.S., Sánchez, B.S., and. Querini, C.A, Biodiesel production by two-stage transesterification with ethanol Bioresource Technology (Aug 2011)
- [19] Darnoko D and Cheryan M, Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor Journal of the American oil chemists society Vol 77(2004) :1263–1267
- [20] L.C. Meher, D., Vidya S., and Naik, S.N., Technical aspects of biodiesel production by transesterification a review. Renewable and Sustainable Energy Reviews 10 (Jun 2006): 248–268
- [21] Klofutar, B., Golob, J., Likozar, B., Klofutar, C, Z`agar D, and Poljanšek,I., The transesterification of rapeseed and waste sunflower oils: Mass-transfer and kinetics in a laboratory batch reactor and in an industrial-scale reactor/separator setup Bio resource Technology 101 (May 2010) : 3333–3344

- [22] Vicente, G., Martinez, M., Aracil, J., Esteban, Application of the factorial design of experiments and response surface methodology to optimize biodiesel production Industrial Crops and Products Vol 8 (Mar 1998) : 29-35
- [23] ศูนย์วิจัยปาล์มน้ำมันสุราษฎร์ธานี.การผลิตไบโอดีเซล [ออนไลน์] 2553แหล่งที่มา : <http://it.doa.go.th/palm/linkTechnical/biodiesel.html/> [2554, สิงหาคม 1]
- [24] สมประสงค์ จันทโรจรัตน์, การผลิตเมทิลเอสเทอร์จากน้ำมันปาล์มโอเลอินโดยใช้ตัวทำละลายร่วม,วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต ,สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ,วิศวกรรมศาสตร์, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2553
- [25] Alex Barreto, M.,Yurany, C.,Leonardo, H.,Martin, A.,and Maria, R., Liquid-Liquid Equilibrium study in Ternary Castor oil bio diesel + Ethanol + Glycerol and Quaternary Castor Oil Bio Diesel + Ethanol + Glycerol + NaOH system at (298.2 and 333.2 K) Journal of chemical & Engineering 56 (Oct 2011) : 2196-2201.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก
ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

ตารางที่ ก.1 ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะ

เวลา (นาที)	ปริมาณร้อยละ ของเมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 1	ปริมาณร้อยละ ของเมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 2	ปริมาณร้อยละ ของเมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
0	0	0	0	0
5	72.48	73.57	73.70	73.25
15	75.40	78.03	77.93	77.12
25	84.39	82.33	83.18	83.30
35	85.30	85.67	86.46	85.49
45	87.01	87.23	87.84	87.36
55	88.38	88.87	88.04	88.43

ตารางที่ ก. 2 ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกะโดยมีการแยกกลีเซอรีนอย่างต่อเนื่อง

เวลา (นาที)	ปริมาณ ร้อยละของ เมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 1	ปริมาณ ร้อยละของ เมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 2	ปริมาณ ร้อยละ ของเมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
0	0	0	0	0
5	65.74	64.87	64.48	65.03
15	77.23	77.08	77.32	77.21
25	79.73	78.93	79.96	79.54
35	80.17	80.15	80.58	80.30
45	80.44	80.43	80.63	80.50
55	81.55	81.85	81.88	81.76

ตารางที่ ก.3 ผลการทดลองการผลิตไบโอดีเซลด้วยเครื่องปฏิกรณ์แบบกึ่งกะโดยมีการแยกกลีเซอรีนอย่างต่อเนื่อง

เวลา(นาที)	ปริมาณ รั้อยละของ เมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 1	ปริมาณ รั้อยละ ของเมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 2	ปริมาณ รั้อยละ ของเมทิลเอสเทอร์ ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
0	0	0	0	0
5	57.80	55.23	52.87	55.30
15	71.53	71.03	72.15	71.57
25	82.21	81.88	81.70	81.93
35	82.86	82.45	82.34	82.55
45	83.84	82.96	83.55	83.45
55	83.21	83.19	83.92	83.44

ตารางที่ ก. 4 ปริมาณของเมทานอลที่ลดลงของระบบเมื่อเกิดปฏิกิริยา

เวลา (นาที)	ร้อยละของเมทานอล ที่ลดลง ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของ เมทานอลที่ลดลง ตัวอย่างที่ 2	ร้อยละของ เมทานอลที่ลดลง ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
0	0	0	0	-
5	19.96	19.23	20.18	19.79
10	55.23	53.8	55.79	54.94
15	60.75	65.33	65.47	63.85
20	67.84	66.18	65.99	66.67
25	70.32	69.78	69.9	70.00
30	70.93	71.37	72.2	71.50

ตารางที่ ก. 5 ปริมาณร้อยละของเมทานอลในวัฏภาคของน้ำมัน

เวลา (นาที)	ร้อยละของเมทานอล ในวัฏภาค ของน้ำมัน ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของเมทานอล ในวัฏภาค ของน้ำมัน ตัวอย่างที่ 2	ร้อยละของ เมทานอลในวัฏภาค ของน้ำมัน ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
0	15.86	16.97	17.18	16.67
5	50.48	58.39	56.76	55.21
10	20.42	21.66	21.28	21.12
15	17.85	18.53	17.68	18.02
20	17.55	17.96	16.84	17.45
25	16.62	16.59	16.17	16.46
30	15.19	15.72	15.41	15.44

ตารางที่ ก.6 ปริมาณของเมทานอลในวัฏภาคของกลีเซอริน

เวลา (นาที)	ร้อยละของเมทานอล ในวัฏภาค ของกลีเซอริน ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของเมทานอล ในวัฏภาค ของกลีเซอริน ตัวอย่างที่ 2	ร้อยละของเมทานอล ในวัฏภาค ของกลีเซอริน ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
0	87.68	80.65	81.66	83.33
5	25.43	25.21	24.36	25.00
10	24.16	23.85	23.78	23.93
15	18.73	18.02	17.64	18.13
20	15.75	15.12	16.8	15.89
25	13.4	13.39	13.83	13.54
30	13.42	13.54	12.22	13.06

ตารางที่ ก. 7 ปริมาณของเมทานอลที่สูญเสียไปจากการแยกกลีเซอรินออกจากระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

เวลา(นาท)	ปริมาณเมทานอลที่สูญเสียไป จากระบบการผลิตแบบแยก กลีเซอรินอย่างต่อเนื่องในแต่ละ ช่วงเวลา (กรัม) ตัวอย่างที่ 1	ปริมาณเมทานอลที่สูญเสียไป จากระบบการผลิตแบบแยก กลีเซอรินอย่างต่อเนื่องในแต่ละ ช่วงเวลา (กรัม) ตัวอย่างที่ 2	ค่าเฉลี่ย
5	0.41	0.19	0.3
15	3.72	2.65	3.19
25	3.80	3.21	3.51
35	1.84	1.96	1.9
45	1.77	1.93	1.85
55	1.86	1.91	1.88

ตารางที่ ก. 8 ปริมาณของเมทานอลที่สูญเสียไปจากการแยกกลีเซอรินออกจากกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่องแบบสะสม

เวลา (นาที)	ร้อยละของปริมาณเมทานอลที่สูญเสียไปแบบสะสมเทียบค่าเริ่มต้น ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของปริมาณเมทานอลที่สูญเสียไปแบบสะสมเทียบค่าเริ่มต้นตัวอย่างที่ 2	ค่าเฉลี่ย
ค5	0.27	0.12	0.19
15	2.68	1.84	2.26
25	5.15	3.93	4.54
35	6.34	5.20	5.77
45	7.49	6.46	6.97
55	8.70	7.70	8.20

ตารางที่ ก. 9 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินในระบบการผลิตแบบกะ

เวลา (นาที)	ร้อยละของตัวเร่ง ปฏิกิริยาในวัฏภาค ของกลีเซอริน ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของตัวเร่ง ปฏิกิริยาในวัฏภาค ของกลีเซอริน ตัวอย่างที่ 2	ร้อยละของตัวเร่ง ปฏิกิริยาในวัฏภาค ของกลีเซอริน ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
2	75.67	77.89	76.75	77.22
5	70.00	68.83	69.00	69.18
10	65.91	73.29	72.22	70.48
15	70.65	72.96	66.36	69.99
20	71.70	69.12	70.00	70.41
25	71.00	69.00	69.00	69.83
30	70.34	69.16	69.16	69.16

ตารางที่ ก.10 ปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของน้ำมันในระบบการผลิตแบบกะ

เวลา(นาที)	ร้อยละของตัวเร่ง ปฏิกิริยา ในวัฏภาค ของน้ำมัน ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของตัวเร่ง ปฏิกิริยา ในวัฏภาคของ น้ำมัน ตัวอย่างที่ 2	ร้อยละของตัวเร่ง ปฏิกิริยา ในวัฏภาคของ น้ำมัน ตัวอย่างที่ 3	ค่าเฉลี่ย
2	7.70	8.00	7.90	7.87
5	4.00	4.00	3.00	3.78
10	2.17	1.51	3.01	2.23
15	1.40	1.11	1.11	1.20
20	2.47	1.83	1.43	2.15
25	1.25	1.05	1.99	1.62
30	1.81	1.76	1.78	1.78

ตารางที่ ก. 11 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาในวัฏภาคของกลีเซอรินที่แยกออกจากระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

เวลา (นาท)	ร้อยละของปริมาณตัวเร่ง ปฏิกิริยาที่สูญเสียไปในแต่ละ ช่วงเวลา เทียบค่าเริ่มต้น ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของปริมาณตัวเร่ง ปฏิกิริยาที่สูญเสียไปในแต่ละ ตัวอย่างที่ 2	ค่าเฉลี่ย
5	0.09	0.13	0.11
15	6.75	6.46	6.61
25	8.07	8.07	8.07
35	4.68	5.03	4.86
45	5.38	5.31	5.34
55	4.06	4.67	4.36

ตารางที่ ก. 12 ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาในชั้นของกลีเซอรินที่แยกออกจากระบบการผลิตไบโอดีเซลแบบมีการแยกกลีเซอรินอย่างต่อเนื่อง

เวลา (นาท)	ร้อยละของปริมาณตัวเร่ง ปฏิกิริยาที่สูญเสียไปแบบ สะสมเทียบค่าเริ่มต้น ตัวอย่างที่ 1	ร้อยละของปริมาณตัวเร่ง ปฏิกิริยาที่สูญเสียไปแบบ สะสมเทียบค่าเริ่มต้น ตัวอย่างที่ 2	ค่าเฉลี่ย
5	0.09	0.13	0.11
15	6.84	6.59	6.72
25	14.91	14.66	14.78
35	19.59	19.69	19.64
45	24.97	25.00	24.98
55	29.02	29.67	29.35

ภาคผนวก ข การวิเคราะห์ข้อมูล

ข 1 การวิเคราะห์ปริมาณกรดไขมันอิสระในสารตัวอย่าง

กระบวนการที่ใช้วิเคราะห์ : AOCS, Ca 5a-40

สารเคมีที่ใช้

1. เอทิลแอลกอฮอล์ ความบริสุทธิ์ไม่น้อยกว่าร้อยละ 95
2. สารละลายฟีนอล์ฟทาลีน ใช้เป็นสารบ่งชี้ความเป็นกรด เบส ความเข้มข้นร้อยละ 1 ละลายใน แอลกอฮอล์
3. สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ ที่มีความเข้มข้นแน่นอนใช้เป็นสารมาตรฐานในการไทเทรต โดยความเข้มข้นที่ใช้จะถูกกำหนดโดยปริมาณกรดไขมันอิสระในสารตัวอย่าง ตามตามร่างที่ ข 1

กระบวนการวิเคราะห์

1. สารตัวอย่างที่นำมาวิเคราะห์จะต้องเป็นของเหลวที่ละลายรวมกันโดยสมบูรณ์ ก่อนที่จะนำมาทำการชั่งน้ำหนัก แต่ต้องไม่ให้ความร้อนแก่สารตัวอย่างมากกว่า 10 องศาเซลเซียสจากจุดหลอมเหลว
2. ใช้ตาราง ข 1 ในการระบุปริมาณสารตัวอย่างที่จะใช้ในการวิเคราะห์ โดยปริมาณสารตัวอย่างจะถูกกำหนดโดยช่วงของปริมาณกรดไขมันอิสระ ซึ่งสารตามปริมาณที่กำหนดได้ในขวดสำหรับไทเทรต
3. นำสารตัวอย่างไปผสมกับแอลกอฮอล์ที่เป็นกลางและเติมสารบ่งชี้ความเป็นกรด เบส ลงไป 2 มิลลิตร
4. ไทเทรตด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ จนกระทั่งสารละลายของสารตัวอย่างเปลี่ยนเป็นสีชมพู และสีดังกล่าวควรปรากฏอยู่อย่างน้อย 30 วินาที

ตารางที่ ข 1 แสดงถึงความเข้มข้นของ สารละลายเบสมาตรฐาน, ปริมาณแอลกอฮอล์และ ปริมาณของสารตัวอย่าง ที่ปริมาณร้อยละของกรดไขมันอิสระในช่วงต่าง ๆ

ปริมาณร้อยละของ กรดไขมัน	ปริมาณสารตัวอย่าง (กรัม)	ปริมาณแอลกอฮอล์ (มิลลิลิตร)	ความเข้มข้นของ สารละลายเบส (โมล ต่อลิตร)
0.0-0.2	56.4 ± 0.2	50	0.1
0.2-1.0	28.2 ± 0.2	50	0.1
1.0-30.0	7.05 ± 0.05	75	0.25
30.0-50.0	7.05 ± 0.05	100	0.25 หรือ 0.1
50.0-100	3.525 ± 0.001	100	0.25 หรือ 0.1

การคำนวณ

ร้อยละของกรดไขมันอิสระส่วนมากมักพบอยู่ในรูปแบบของ กรดโอเลอิก แต่อย่างไรก็ตาม ในน้ำมันมะพร้าวหรือน้ำมันปาล์มอาจจะพบกรดไขมันในรูปแบบของ กรดลอริก หรือ กรดปาล์ม มีทิดด้วย

$$\text{ร้อยละของกรดไขมันอิสระในรูปแบบของกรดโอเลอิก} = \frac{\text{ผลลัพท์ของสารละลายเบส} \times \text{ความเข้มข้น} \times 28.2}{\text{มวลของตัวอย่าง (กรัม)}}$$

$$\text{ร้อยละของกรดไขมันอิสระในรูปแบบของกรดลอริก} = \frac{\text{ผลลัพท์ของสารละลายเบส} \times \text{ความเข้มข้น} \times 20.0}{\text{มวลของตัวอย่าง (กรัม)}}$$

$$\text{ร้อยละของกรดไขมันอิสระในรูปแบบของกรดปาล์มมีทิด} = \frac{\text{ผลลัพท์ของสารละลายเบส} \times \text{ความเข้มข้น} \times 25.6}{\text{มวลของตัวอย่าง (กรัม)}}$$

ข 2 การวิเคราะห์หาค่าของกรด

กระบวนการใช้วิเคราะห์ : AOCS, Cd 3d-63

กระบวนกรวิเคราะห์

1. ชั่งน้ำหนักสารตัวอย่าง 10-20 กรัม ในขวดรูปชมพูนขนาด 250 มิลลิลิตร
2. ผสมเอทานอลและไอโซโพรพานอลสัดส่วน 1:1 โดยโมล
3. ผสมสารละลายเอทานอลและไอโซโพรพานอล 50 มิลลิลิตรกับสารตัวอย่าง

ดังกล่าว

4. เติมสารละลายฟีนอล์ฟทาไลน์เพื่อใช้เป็นสารบ่งชี้ความเป็นกรดเบส
5. ไทเทรตด้วยสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้น 0.1 โมลต่อลิตร

การคำนวณ

กำหนดให้ น้ำหนักของสารตัวอย่าง (กรัม) = W

ปริมาตรของ โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ใช้ในการไทเทรต (มิลลิลิตร) = V

ความเข้มข้นของโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (โมลต่อลิตร) = N

$$\text{ค่าความเป็นกรด} = \frac{56.1 Nv}{w}$$

ข 3 ค่าสปอนนิฟิเคชัน

กระบวนการใช้วิเคราะห์ : AOCS, Cd-3b-76

ค่าสปอนนิฟิเคชันคือ การทำปฏิกิริยาการเกิดสบู่โดยสมบูรณ์ โดยใช้น้ำมันหรือไข ทำปฏิกิริยากับโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ทราบค่า วัดปริมาณโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่เหลือเพื่อคำนวณหาจำนวนโมเลกุลของน้ำมัน

สารที่ใช้

1. กรดไฮโดรคลอริก ความเข้มข้น 0.5 โมลต่อลิตร
2. สารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ ในเอทานอล(ความบริสุทธิ์ร้อยละ 95) ที่ความเข้มข้น 0.5 โมลต่อลิตร
3. สารละลายฟีนอล์ฟทาไลน์ ใช้เป็นสารบ่งชี้ความเป็นกรด เบส ความเข้มข้นร้อยละ 1 ละลายใน แอลกอฮอล์

อุปกรณ์ที่ต้องใช้

ขวดรูปชมพู่ที่สามารถต่อเข้ากับคอลย์หล่อเย็นเพื่อป้องกันการระเหยของเอทานอล
การบวณการวิเคราะห์

1. ชั่งสารตัวอย่างขนาด 4 กรัมด้วยเครื่องชั่งที่มีความแม่นยำขนาด 1 มิลลิกรัม ใส่
ในขวดรูปชมพู่ขนาด 250 มิลลิลิตร
2. เติมสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้น 0.5 โมลต่อลิตร 50
มิลลิลิตรลงในขวดรูปชมพู่ดังกล่าวต่อเข้ากับคอลย์หล่อเย็น
3. ให้ความร้อนจนกระทั่งเอทานอลเดือดเขย่าขวดให้สารตัวอย่างละลายเข้ากลับ
สารละลายโพแทสเซียมได้ทั้งหมด จากนั้นให้ให้ความร้อนสารละลายดังกล่าวต่อไปอีก 1 ชั่วโมง
ครึ่ง
4. เติมสารละลายฟีนอล์ฟทาลีนเพื่อใช้เป็นสารบ่งชี้ความเป็นกรด เบส
5. นำสารละลายที่ได้ไปไทเทรตด้วยกรดไฮโดรคลอริกเข้มข้น 0.5 โมลต่อลิตร
6. นำสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ที่ยังไม่ได้ผสมสารตัวอย่างที่ปริมาณและ
ความเข้มข้นเดียวกันไปไทเทรตกับกรดไฮโดรคลอริกเพื่อวัดปริมาณโพแทสเซียม

การคำนวณ

กำหนดให้

$$\text{น้ำหนักของสารตัวอย่าง (กรัม)} = W$$

$$\text{ปริมาตรของ กรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรตสารตัวอย่างที่ทำการทดสอบ (มิลลิลิตร)} \\ = V_1$$

$$\text{ปริมาตรของ กรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรตสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์} \\ \text{เปล่า (มิลลิลิตร)} = V_2$$

$$\text{ความเข้มข้นของกรดไฮโดรคลอริก (โมลต่อลิตร)} = N$$

$$\text{ค่าสaponification} = \frac{56.1 N (V_2 - V_1)}{W}$$

สำหรับการคำนวณมวลโมเลกุลเฉลี่ยของกรดไขมันในน้ำมันนั้นสามารถคำนวณได้จาก
ค่าสaponification และค่าความเป็นกรดโดยใช้สมการดังนี้

กำหนดให้ M คือค่าเฉลี่ยของมวลโมเลกุลของกรดไขมัน

SV คือค่าสปอนนิฟิเคชัน

AV คือค่าความเป็นกรด

$$Mw = \frac{56,108 - 12.67 (Sv - Av)}{SV}$$

ข 4 ตัวอย่างการคำนวณมวลโมเลกุลของน้ำมันปาล์ม

กำหนดให้

น้ำหนักของสารตัวอย่าง (กรัม) = W

ปริมาตรของ กรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรตสารตัวอย่างที่ทำการทดสอบ (มิลลิลิตร)

= V_1

ปริมาตรของ กรดไฮโดรคลอริกที่ใช้ในการไทเทรตสารละลายโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์

เปล่า (มิลลิลิตร) = V_2

ความเข้มข้นของกรดไฮโดรคลอริก (โมลต่อลิตร) = N

$$\text{ค่าสปอนนิฟิเคชัน (SV)} = \frac{56.1 N (v_2 - v_1)}{w}$$

$$SV = \frac{(56.1 \times 0.485)(22 - 7.6)}{1.98}$$

$$SV = 197.82$$

กำหนดให้ AV = 0.7

$$Mw = \frac{(56,108 \times 12.67)(197.82 - 0.7)}{197.82}$$

$$Mw = 270.92$$

กำหนดให้มวลโมเลกุลของไตรกลีเซอไรด์ = MMw

$$MMw = 3Mw + 38$$

$$MMw = 3 \times 270.92 + 38$$

$$MMw = 850.76$$

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

ธนยศ จาติกวณิชย์ เกิดเมื่อวันที่ 3 สิงหาคม พ.ศ. 2525 ภูมิลำเนาอยู่ที่กรุงเทพมหานคร
ที่อยู่ปัจจุบัน 45/121 หมู่บ้านสุดจิตนิเวศน์ ถ.พระรามที่ 2 แขวงแสมดำ เขตบางขุนเทียน กรุงเทพฯ
10150

ประวัติการศึกษา

พ.ศ. 2540 - 2543	มัธยมปลาย โรงเรียน สอนกุลหลาบวิทยาลัย
พ.ศ. 2543 - 2546	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิตจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย สาขาวิชาวิศวกรรมเครื่องกลเรือ
พ.ศ. 2550 - 2554	วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิตจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี