

การวิเคราะห์การใช้พลังงานสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ

Analysis of Energy Usage of Four-Pattern Biodiesel

Production Plants

วรลักษณ์ อังปนานนท์

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์

มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

ปีการศึกษา 2557

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี


การวิเคราะห์การใช้พลังงานสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ

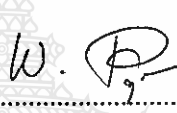
วรลักษณ์ อังปนานนท์

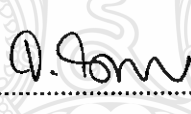
วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
ปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
ปีการศึกษา 2557
ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี

หัวข้อวิทยานิพนธ์ การวิเคราะห์การใช้พลังงานสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ
Analysis of Energy Usage of Four – Pattern Biodiesel Production Plants
ชื่อ - นามสกุล นางสาววรลักษณ์ อังปนานนท์
สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษา อาจารย์ชัยภพ ศีระวรกุล, วศ.ค.
ปีการศึกษา 2557

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์


..... ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์สมหมาย ตริย์ไชยาพร, Docteur de l'INPT)


..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์วรัญญา แพ่งจันทิก, Ph.D.)


..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์จุมไรวัลย์ รัตนะพิสิฐ, Ph.D.)


..... กรรมการ
(อาจารย์ชัยภพ ศีระวรกุล, วศ.ค.)

คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี อนุมัติวิทยานิพนธ์ฉบับนี้
เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

.....คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ศิวกร อ่างทอง, Ph.D.)

วันที่ 24 เดือน ธันวาคม พ.ศ. 2557

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การวิเคราะห์การใช้พลังงานสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ
ชื่อ-นามสกุล	นางสาวรลักษ์ณ์ อังปนานนท์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาหลัก	อาจารย์ชัยภพ ศิระวารกุล, วศ.ค.
ปีการศึกษา	2557

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ศึกษาการวิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานผลิตไบโอดีเซล ที่แตกต่างกัน 4 รูปแบบ ได้แก่ 1) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง 2) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด 3) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง และ 4) การใช้สภาวะยิ่งยวด โดยการผลิตทั้ง 4 รูปแบบใช้ปฏิกิริยารานเอสเทอร์ฟิเคชันในการผลิต กระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบนี้ถูกจำลองการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006

ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัยเริ่มต้นจากการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบในสถานะคงตัว โดยใช้น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ทำปฏิกิริยากับเมทานอล ที่อัตราส่วนเชิงโมลของน้ำมันต่อแอลกอฮอล์ 1 ต่อ 3 โดยอัตราการผลิตไบโอดีเซลสำหรับทุกรูปแบบมีค่าเท่ากับ 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ทั้ง 4 รูปแบบ กำหนดคุณภาพผลิตภัณฑ์ให้มีความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลมากกว่าร้อยละ 97 และกลีเซอรอลมีความบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99 การใช้พลังงานในแต่ละรูปแบบถูกประเมินโดยผลรวมพลังงานในแต่ละอุปกรณ์การผลิตของโรงงานทั้งหมด

ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานของการจำลองกระบวนการแสดงเห็นถึงการใช้พลังงานเรียงตามลำดับจากน้อยไปมากคือ 1) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง 2) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด 3) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง และ 4) การใช้สภาวะยิ่งยวด นอกจากนี้งานวิจัยนี้ได้เสนอแนวทางการลดการใช้พลังงาน โดยการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งผลการจำลองกระบวนการพบว่าการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับกระบวนการผลิตแบบสภาวะยิ่งยวดจะลดการใช้พลังงานได้มากที่สุด

คำสำคัญ กระบวนการผลิตไบโอดีเซล การจำลองกระบวนการ การวิเคราะห์การใช้พลังงาน ตัวเร่งปฏิกิริยา เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

Thesis title	Analysis of Energy Usage of Four-Pattern Biodiesel Production Plants
Name-Surname	Miss Woraluck Aungpananont
Program	Chemical Engineering
Thesis Adviser	Mr. Chaiyapop Siraworakun, D.Eng.
Academic Year	2014

ABSTRACT

This research investigates the analysis of the energy usage for four production patterns of the biodiesel production plants: 1) homogeneous base catalysis, 2) homogeneous acid catalysis, 3) heterogeneous base catalysis, and 4) supercritical fluid conditions. The four production patterns of biodiesel production plants are simulated by Aspen HYSYS 2006 commercial software.

This research methodology started by studying the simulation four production patterns of the biodiesel production plants. Ratio of pure palm oil to methanol and the product throughput are kept to be 1:3 and 1,000 kg/h respectively for all production patterns. Purity of biodiesel and glycerol are designed greater than 97% and 99%, respectively. The energy usage of each plant is evaluated by collecting the energy consumption of each unit operation of the entire plant.

Simulation results show that the ascending order of energy usage is 1) homogeneous base catalysis, 2) heterogeneous base catalysis, 3) homogeneous acid catalysis, and 4) supercritical fluid, respectively. Additionally, this research proposes the energy saving approach by heat exchanger utilizing. Simulation results show that the installation of heat exchanger for the supercritical plant affects the most energy saving.

Keywords: biodiesel, simulation process, Aspen HYSYS, analysis energy

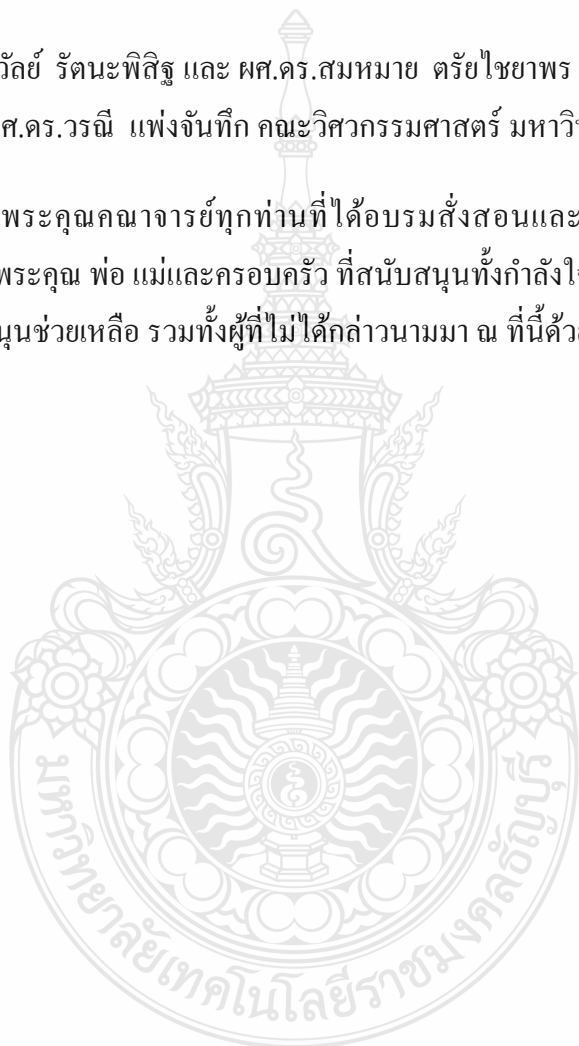
กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยดีจากความกรุณาและความช่วยเหลือเป็นอย่างดียิ่งจากบุคคล และหน่วยงานต่างๆ ข้าพเจ้าขอขอบพระคุณที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ดร.ชัยภท ศิระวรกุล เป็นอย่างสูงในการให้คำปรึกษาและช่วยเหลือชี้แนะในการทำวิทยานิพนธ์

ผศ.ดร.จุไรวัลย์ รัตนะพิสิฐ และ ผศ.ดร.สมหมาย ตรีไชยาพร กรรมการสอบวิทยานิพนธ์ อาจารย์ผู้ทรงคุณวุฒิ ผศ.ดร.วรณี แผงจันทิก คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์

ขอขอบพระคุณคณาจารย์ทุกท่านที่ได้อบรมสั่งสอนและประสิทธิ์ประสาทความรู้วิชาการต่างๆ ขอขอบพระคุณ พ่อ แม่และครอบครัว ที่สนับสนุนทั้งกำลังใจและกำลังทรัพย์ ทุกท่านที่มีส่วนให้ความสนับสนุนช่วยเหลือ รวมทั้งผู้ที่ไม่ได้กล่าวนามมา ณ ที่นี้ด้วย

วรลักษณ์ อังปนานนท์



สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	(3)
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	(4)
กิตติกรรมประกาศ.....	(5)
สารบัญ.....	(6)
สารบัญตาราง.....	(7)
สารบัญภาพ.....	(9)
คำอธิบายสัญลักษณ์.....	(10)
บทที่ 1 บทนำ.....	11
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	11
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	12
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	13
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	13
บทที่ 2 งานวิจัยและทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	14
2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	14
2.2 ไบโอดีเซลและปฏิกิริยาที่ใช้ในการผลิต.....	17
บทที่ 3 ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย.....	24
3.1 แผนการดำเนินงานวิจัย.....	24
3.2 การจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล.....	24
3.3 การวิเคราะห์การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ.....	40
บทที่ 4 ผลการดำเนินงานวิจัย.....	44
4.1 ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล.....	44
4.2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล.....	45
4.3 การวิเคราะห์การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ.....	65
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานวิจัย.....	76
บรรณานุกรม.....	78
ภาคผนวก.....	81
ผลงานตีพิมพ์เผยแพร่.....	112
ประวัติผู้เขียน.....	130

สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 1.1 ปริมาณและอัตราการเปลี่ยนแปลงการใช้พลังงานทดแทนปี พ.ศ. 2553-2555.....	12
ตารางที่ 2.1 องค์ประกอบกรดไขมันของน้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันเมล็ดในปาล์ม.....	18
ตารางที่ 2.2 คุณลักษณะทั่วไปของกรดไขมันปาล์ม.....	19
ตารางที่ 3.1 แผนการดำเนินงานวิจัย	25
ตารางที่ 3.2 รหัสและรายชื่ออุปกรณ์.....	27
ตารางที่ 3.3 ค่าสถานะและความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้น.....	30
ตารางที่ 3.4 ค่าสถานะที่ใช้ในแต่ละหน่วยอุปกรณ์.....	31
ตารางที่ 3.5 การใช้พลังงานของการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ.....	43
ตารางที่ 4.1 ค่าสถานะและความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์.....	44
ตารางที่ 4.2 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา...	45
ตารางที่ 4.3 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	47
ตารางที่ 4.4 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากหม้อกลั่น โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	47
ตารางที่ 4.5 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหม้อกลั่น โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	48
ตารางที่ 4.6 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	48
ตารางที่ 4.7 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	49
ตารางที่ 4.8 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่ง.....	49
ตารางที่ 4.9 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่ง.....	50
ตารางที่ 4.10 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.	50
ตารางที่ 4.11 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา....	51
ตารางที่ 4.12 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากหม้อกลั่น โดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	51
ตารางที่ 4.13 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหม้อกลั่น โดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	53
ตารางที่ 4.14 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	53
ตารางที่ 4.15 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	54
ตารางที่ 4.16 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.	54
ตารางที่ 4.17 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่ง....	55
ตารางที่ 4.18 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	57
ตารางที่ 4.19 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	57

สารบัญตาราง (ต่อ)

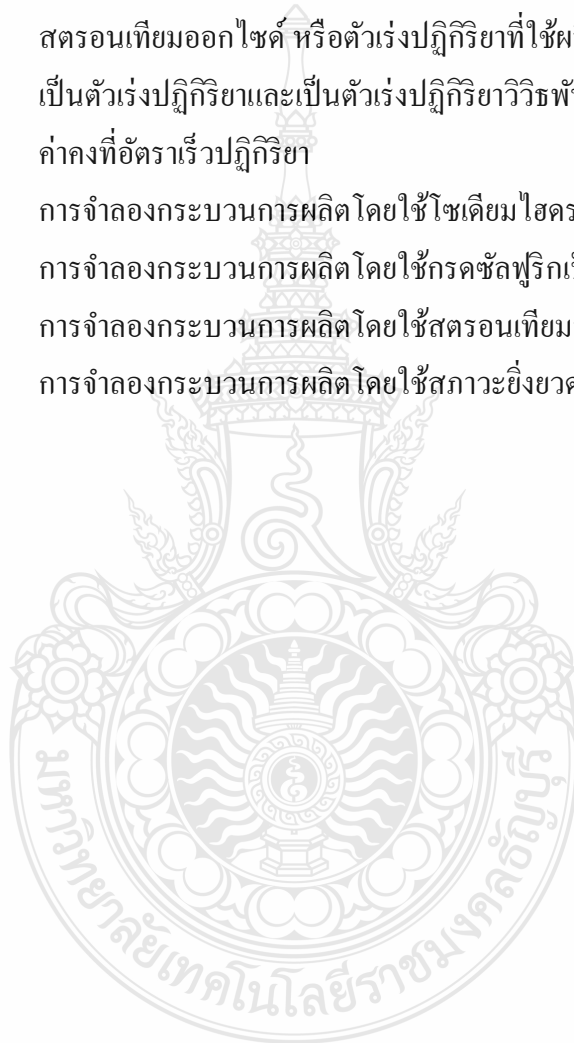
		หน้า
ตารางที่ 4.20	ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	58
ตารางที่ 4.21	สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	58
ตารางที่ 4.22	ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากหอกถัน โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	59
ตารางที่ 4.23	สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหอกถัน โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	59
ตารางที่ 4.24	ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่ง.....	60
ตารางที่ 4.25	สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่ง.....	60
ตารางที่ 4.26	ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด.....	61
ตารางที่ 4.27	สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด.....	61
ตารางที่ 4.28	ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากหอกถัน โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด.....	63
ตารางที่ 4.29	สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหอกถัน โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด.....	64
ตารางที่ 4.30	ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด....	64
ตารางที่ 4.31	สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด.....	65
ตารางที่ 4.32	การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	66
ตารางที่ 4.33	การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	67
ตารางที่ 4.34	การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา.....	68
ตารางที่ 4.35	การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด.....	69
ตารางที่ 4.36	การเปรียบเทียบการใช้พลังงานทั้งหมดในการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ.....	70
ตารางที่ 4.37	การใช้พลังงานในการผลิตโดย SrO เป็นตัวเร่งหลังติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.	71
ตารางที่ 4.38	การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด หลังติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	74
ตารางที่ 4.39	การเปรียบเทียบการใช้พลังงานทั้งหมดหลังการติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	75

สารบัญภาพ

	หน้า
ภาพที่ 2.1 ปฏิกริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันของไตรกลีเซอไรด์กับเมทานอลเพื่อผลิต เมทิลเอสเตอร์	20
ภาพที่ 2.2 แผนผังการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่ง.....	21
ภาพที่ 2.3 แผนผังการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วโดยใช้ H ₂ SO ₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา	21
ภาพที่ 2.4 แผนผังการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยสภาวะยิ่งยวด.....	22
ภาพที่ 2.5 การผลิตไบโอดีเซลโดยมีเอนไซม์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา (ไลเปส).....	22
ภาพที่ 2.6 แผนภาพการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์.....	23
ภาพที่ 3.1 คุณสมบัติของไตรโอดีอินที่ใช้ในการจำลองการผลิต.....	28
ภาพที่ 3.2 คุณสมบัติของสตรอนเทียมออกไซด์ที่ใช้ในการจำลองการผลิต.....	28
ภาพที่ 3.3 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง (NaOH).....	34
ภาพที่ 3.4 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด (H ₂ SO ₄).....	35
ภาพที่ 3.5 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง (SrO).....	37
ภาพที่ 3.6 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด.....	39
ภาพที่ 4.1 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง (NaOH).....	46
ภาพที่ 4.2 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด (H ₂ SO ₄).....	52
ภาพที่ 4.3 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง (SrO).....	56
ภาพที่ 4.4 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด.....	62
ภาพที่ 4.5 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งหลังจากติดเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน.....	72
ภาพที่ 4.6 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดหลังจากติดเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน.....	72

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

NaOH	=	โซเดียมไฮดรอกไซด์ หรือตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ต่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
H ₂ SO ₄	=	กรดซัลฟูริกหรือตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
SrO	=	สตรอนเทียมออกไซด์ หรือตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ต่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาวិวิพันธ์
k	=	ค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยา
Base	=	การจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
Acid	=	การจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
Heterogeneous	=	การจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
Supercritical	=	การจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวด



บทที่ 1

บทนำ

1.1. ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

การใช้พลังงานในปัจจุบันมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเรื่อยๆทุกปี โดยเฉพาะน้ำมันเชื้อเพลิงมีการใช้มากที่สุด ในขณะที่ราคาน้ำมันดิบได้ปรับตัวสูงขึ้นอย่างต่อเนื่องส่งผลกระทบต่อภาคเศรษฐกิจของประเทศในปัจจุบันและอนาคต อีกทั้งการใช้พลังงานน้ำมันถ่านหิน ก๊าซธรรมชาติและพลังงานนิวเคลียร์ล้วนส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ปัญหาเหล่านี้ได้เป็นแรงผลักดันให้มีการศึกษาและพัฒนาพลังงานทดแทน โดยเฉพาะพลังงานทดแทนน้ำมันดีเซล โดยไบโอดีเซลเป็นพลังงานทางเลือกที่น่าสนใจและสามารถหาผลผลิตได้จากในประเทศได้ นอกจากนี้ไบโอดีเซลเป็นพลังงานสะอาดแล้ววัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตสามารถหาได้จากในประเทศได้และคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล นอกจากนี้ยังพบว่าการใช้น้ำมันไบโอดีเซลในประเทศไทยมีปริมาณการใช้เพิ่มขึ้นทุกปี ตามตารางที่ 1.1 แสดงให้เห็นว่าการใช้ไบโอดีเซลมีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นมากที่สุด

ไบโอดีเซลเป็นพลังงานทางเลือกที่สามารถผลิตได้จากทรัพยากรหมุนเวียน วัตถุดิบสามารถหาได้ภายในประเทศ ได้แก่ น้ำมันที่ได้จากพืชธรรมชาติ เช่น ปาล์ม งา มะพร้าว ถั่วเหลือง ทานตะวัน สนุ่น เป็นต้น ไบโอดีเซลเกิดจากการทำปฏิกิริยารานเอสเทอร์ริฟิเคชัน (Transesterification) โดยมีน้ำมันที่ได้จากพืชหรือไขมันสัตว์ที่เป็นสารประกอบอินทรีย์ประเภท ไตรกลีเซอไรด์ (Triglyceride) ทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ (Alcohol) เช่น เมทานอล หรือเอทานอล และมีตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นด่าง กรด หรือเอนไซม์ ช่วยในการเร่งให้ทำปฏิกิริยาเกิดเร็วขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือ อัลคิลเอสเทอร์ หรือไบโอดีเซล มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล สามารถใช้ได้กับเครื่องยนต์ดีเซลโดยตรง และก่อให้เกิดมลภาวะทางอากาศลดน้อยลง นอกจากนี้ผลิตภัณฑ์จากการผลิตไบโอดีเซลยังมีกลีเซอรอลเป็นผลพลอยได้และเป็นที่ต้องการในอุตสาหกรรมหลายประเภท

ปัจจุบันการผลิตไบโอดีเซลในระดับอุตสาหกรรมนั้นมีต้นทุนในการศึกษาค่อนข้างสูง การศึกษาการลดต้นทุนการผลิตจึงได้รับความสนใจ และในช่วงไม่กี่ปีที่ผ่านมา มีการศึกษาวิธีการผลิตไบโอดีเซลรูปแบบใหม่เพิ่มมากขึ้นและเน้นไปที่การลดค่าใช้จ่ายด้านพลังงานในแต่ละรูปแบบการผลิตที่เป็นที่นิยมทั่วไปคือการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์เนื่องจากต้นทุนในการผลิตต่ำ แต่ก็มีหลากหลายงานวิจัยที่ศึกษาการผลิตโดยสภาวะยิ่งยวด และการผลิตโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดของแข็งเพื่อลดความยุ่งยากในการแยกตัวเร่งปฏิกิริยาออกจากผลิตภัณฑ์ อย่างไรก็ตามการศึกษารผลิตไบโอดีเซลในระดับอุตสาหกรรมนั้นจะต้องใช้ต้นทุนในการศึกษาค่อนข้างสูง ดังนั้นผู้วิจัยได้

เลือกการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลในระดับโรงงานผ่านโปรแกรมทางคอมพิวเตอร์ เพื่อศึกษาผลการวิจัยและหาข้อสรุปการทำวิจัย โดยงานวิจัยนี้ศึกษาเกี่ยวกับ การจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 ประกอบด้วยการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ที่เป็นกรดและด่าง ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ที่เป็นด่าง และการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวด จากนั้นวิเคราะห์เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ และปรับปรุงการลดการใช้พลังงาน

ตารางที่ 1.1 ปริมาณและอัตราการเปลี่ยนแปลงการใช้พลังงานทดแทนปี พ.ศ. 2553-2555 [1]

การใช้พลังงานทดแทน	ปริมาณ (พันตันเทียบเท่าน้ำมันดิบ)			อัตราการ เปลี่ยนแปลง (ร้อยละ)
	2553	2554	2555	
ไฟฟ้า (แสงอาทิตย์ ลม น้ำ ชีวมวล ขยะ และก๊าซชีวภาพ)	304	372	455	22.3
ความร้อน (แสงอาทิตย์ ชีวมวล ขยะ และก๊าซชีวภาพ)	4,443	5,129	5,718	11.5
เชื้อเพลิงชีวภาพ				
- เอทานอล	329	331	364	10.0
- ไบโอดีเซล	475	547	755	38.0
รวม	5,551	6,379	7,292	14.3
การใช้พลังงานขั้นสุดท้าย	70,248	70,562	73,316	3.9
สัดส่วนการใช้พลังงานทดแทน	7.9	9.0	9.9	-

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 เพื่อศึกษาการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ

1.2.2 เพื่อวิเคราะห์และเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซล

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มจำนวน 4 รูปแบบ โดยอ้างอิงจากบทความเรื่อง Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant นำเสนอโดย Alex H. West และคณะ[2] โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 ในการจำลองกระบวนการ

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.4.1 ได้แบบจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล จำนวน 4 รูปแบบ
- 1.4.2 ได้ผลการวิเคราะห์และเปรียบเทียบของกระบวนการผลิตไบโอดีเซล



บทที่ 2

งานวิจัยและทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

ในบทนี้จะกล่าวถึงงานวิจัยที่เกี่ยวข้องและทฤษฎีต่างๆที่จำเป็นต่อการจำลองและวิเคราะห์พลังงานรวมถึงค่าใช้จ่ายที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มและแอลกอฮอล์ โดยใช้ซอฟต์แวร์ในการจำลองกระบวนการผลิต

2.1 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Y. Zhang และคณะ [3] ได้ศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันพืชบริสุทธิ์และน้ำมันพืชใช้แล้ว 4 รูปแบบ โดยมีกรดและด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา มีการออกแบบสภาวะการทำงานและอุปกรณ์ในแต่ละส่วนของกระบวนการ การวิเคราะห์ทั้ง 4 กระบวนการพบว่ากระบวนการที่มีด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและใช้น้ำมันพืชบริสุทธิ์เป็นวัตถุดิบใช้ต้นทุนน้อยที่สุดและมีขนาดของอุปกรณ์เล็กสุด แต่ต้นทุนของวัตถุดิบจะมีราคาสูงกว่าน้ำมันพืชใช้แล้ว นอกจากนี้งานวิจัยนี้นำเสนอว่ากระบวนการที่มีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีความซับซ้อนน้อยกว่ากระบวนการที่มีด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ดังนั้นกระบวนการที่ใช้กรดจึงถูกศึกษาในเชิงพาณิชย์

Michael J. Hass [4] ได้พัฒนาแบบจำลองการประมาณค่าใช้จ่ายและค่าการดำเนินงานของการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันถั่วเหลือง โดยมีกำลังการผลิต 38 ล้านลิตรต่อปี มีค่าใช้จ่ายในการก่อสร้าง 11.3 ล้านดอลลาร์ และพบว่า 1 ใน 3 ส่วนของค่าใช้จ่ายทั้งหมดเป็นส่วนของการเก็บผลิตภัณฑ์ และต้นทุนการผลิตเป็น 0.53 ดอลลาร์ต่อลิตร

J.M.N. van Kasteren และ A.P. Nisworo [5] ศึกษาและออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วและเมทานอลด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอล โปรแกรมที่ใช้คือ Aspen Plus มีกำลังการผลิต 8,000 80,000 และ 125,000 ตันต่อปี ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีความบริสุทธิ์สูงถึง 99.8% ผลพลอยได้คือกลีเซอรอลบริสุทธิ์ 96.4 % ใช้โพรเพนเป็นตัวทำละลาย ต้นทุนการผลิตอยู่ที่ 0.17, 0.24 และ 0.52 ดอลลาร์ ของกำลังการผลิต 8,000 80,000 และ 125,000 ตันต่อปี ตามลำดับ

Alex H. West และคณะ [2] ได้เปรียบเทียบการและออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจำนวน 4 รูปแบบ ด้วยโปรแกรม HYSYS กำลังการผลิต 8,000 ตันต่อปี ประกอบไปด้วยปฏิกิริยาเอกพันธ์โดยมีด่างและกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ปฏิกิริยาวิวิธพันธ์โดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอล เป็นกระบวนการเปลี่ยนน้ำมันพืชใช้แล้วให้เป็นไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์สูงทั้ง 4 รูปแบบพบว่ากระบวนการผลิตด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอลมีจำนวนหน่วยปฏิบัติการน้อยที่สุด

นอกจากนี้ยังมีการประเมินการใช้วัตถุดิบและพลังงานที่การทำงานสภาวะเท่ากันพบว่ากระบวนการผลิตแบบปฏิกริยาวิวิธพันธ์โดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกริยา มีค่าใช้จ่ายน้อยที่สุด

Kiwjaroun และคณะ [6] ได้ทำการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยโปรแกรม HYSYS มีค่าเป็นต้นทุนปฏิกริยาและด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอล ที่อุณหภูมิ 300 องศาเซลเซียส พบว่า การใช้พลังงานในการผลิตที่มีค่าเป็นต้นทุนปฏิกริยาใช้พลังงานสูงกว่า 38% เนื่องจากการใช้พลังงานในส่วนของการรีไซเคิลเมทานอล

Sandra Glisic และ Dejan Skalaa [7] ได้ศึกษาและวิเคราะห์ข้อมูลงานวิจัยที่ผ่านมาที่เกี่ยวกับการการใช้พลังงานของโรงงานผลิตไบโอดีเซลขนาดใหญ่ที่ใช้วิธีคริติคอลฟลูอิดในการผลิตไบโอดีเซล การเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีคริติคอลฟลูอิด (SCA) และการผลิตโดยมีค่าเป็นต้นทุนปฏิกริยา (HACA) ที่กำลังการผลิต 10,000 ตันต่อปี พบว่า กระบวนการผลิตทั้ง 2 รูปแบบมีการใช้พลังงานที่ใกล้เคียงกัน (2,407 และ 2,326 กิโลวัตต์ ของ SCA และ HACA ตามลำดับ) SCA จะใช้พลังงานสูงกว่าแต่ในขณะเดียวกัน HACA มีการใช้พลังงานในส่วนของการทำให้กลีเซอรอลบริสุทธิ์ที่มากกว่า

Youngsub Lim และคณะ [8] ได้เห็นถึงการผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอลมีค่าใรน้อยกว่าการผลิตโดยใช้ค่าและกรดเป็นตัวเร่งปฏิกริยา เนื่องจากการผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอลมีการใช้อุณหภูมิและความดันที่สูงในการทำปฏิกริยา เพื่อประเมินกำไรจากการผลิตทั้ง 3 รูปแบบที่ต่างกันในส่วนของคุณสมบัติ ความดัน ระยะเวลาที่เกิดปฏิกริยา และอัตราส่วนน้ำมันต่อเมทานอล พบว่าค่าใช้จ่ายในการลงทุนของการผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอลมีค่าสูงกว่าการใช้กรดหรือค่า 1.5 เท่า แต่ค่าใช้จ่ายในส่วนอื่นๆเช่น การแยกกลีเซอรอล ค่าบำรุงรักษาอุปกรณ์การผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอลยังมีค่าใช้จ่ายน้อยกว่า การผลิต 3 รูปแบบพบว่ารูปแบบที่ 3 (310 องศาเซลเซียส 350 บาร์ อัตราส่วน 40:1 และเวลาการเกิดปฏิกริยา 25 นาที) สามารถลดต้นทุนการผลิตได้จึงส่งผลให้การผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีซูปเปอร์คริติคอลมีค่าใรสูงกว่ากระบวนการที่ใช้ค่าเป็นต้นทุนปฏิกริยา

กันธารศ จักรตอน และชงไชย ศรีนพคุณ [9] ได้ศึกษาการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกริยาวิวิธพันธ์โดยมีค่าเป็นต้นทุนปฏิกริยา โดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกริยา และน้ำมันปาล์มเป็นวัตถุดิบการจำลองการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus ในการจำลองการผลิตนี้มี 2 รูปแบบคือ การผลิตแบบสัดส่วนและการผลิตการกลั่นแบบมีปฏิกริยาโดยทั้งสองแบบมีกรณีศึกษาย่อยอย่างละ 3 กรณี โดยมีอัตราการป้อนของเมทานอล และน้ำมันเป็น 120 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และ 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมงตามลำดับ

G.C.S. Santana และคณะ [10] ได้ศึกษาและปรับปรุงกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์สูงด้วยวิธีการผลิตโดยใช้ค่าเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา มีน้ำมันละหุ่งและเอทานอลเป็นวัตถุดิบ โปรแกรม Aspen HYSYS ถูกเลือกใช้เป็นโปรแกรมจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลสำหรับงานนี้ เพื่อหากระบวนการที่จะได้ผลผลิตและผลพลอยได้อย่างมีประสิทธิภาพที่มีความบริสุทธิ์สูง เพื่อลดการทำให้น้ำมัน เพราะกลีเซอรอลถูกใช้มากในอุตสาหกรรม

Lene Fjerbaek Sotofit [11] ได้จำลองกระบวนการและประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์ของการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้เอนไซม์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา มีน้ำมันเรพซิดและเมทานอลเป็นวัตถุดิบ โดยไม่ใช้ตัวทำละลายและใช้ตัวทำละลายร่วม เปรียบเทียบกันที่ค่าการผลิต 2 แบบคือ 8 และ 200 ล้านดอลลาร์ต่อปีตามลำดับ นอกจากนี้ยังเปรียบเทียบราคาเอนไซม์ที่ใช้ จากการศึกษาพบว่ากระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวทำละลายร่วมมีต้นทุนการผลิตที่สูงที่สุด และรูปแบบที่เหมาะสมแก่การผลิตที่สุดคือ รูปแบบที่ไม่ใช้ตัวทำละลาย ที่ค่าการผลิต 200 ล้านดอลลาร์ต่อปี

Soojin Lee และคณะ [12] ได้จำลองการผลิตไบโอดีเซล 3 รูปแบบ มีค่าการผลิต 40,000 ดอลลาร์ต่อปี ประกอบไปด้วยการผลิตที่ใช้ค่าเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโดยใช้น้ำมันพืชใหม่และน้ำมันพืชใช้แล้ว และด้วยวิธีซูเปอร์คริติคอลลกับน้ำมันพืชใช้แล้วเป็นวัตถุดิบ ด้วยโปรแกรมจำลอง HYSYS เพื่อพัฒนาความถูกต้องของคุณสมบัติของไตรโอลลีน (Triolein) ที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ สิ่งที่ถูกปรับปรุงคือ ค่าความจุความร้อน ความหนาแน่น และความหนืด นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ด้วยโปรแกรม Aspen พบว่า กระบวนการผลิตที่ใช้น้ำมันพืชบริสุทธิ์และมีค่าเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีค่าใช้จ่ายในการลงทุนต่ำที่สุด แต่กระบวนการผลิตด้วยวิธีซูเปอร์คริติคอลมีความเป็นไปได้ทางด้านเศรษฐศาสตร์มากกว่าเนื่องจากต้นทุนการผลิตต่ำ

Victor Fernando Marulanda [13] ได้จำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus 2006 โดยอ้างอิงจากผลการทดลองจากห้องแล็บ เป็นการผลิตด้วยวิธีซูเปอร์คริติคอล โดยมีอัตราส่วน เมทานอลต่อไตรกลีเซอไรด์ 9 ต่อ 1 ที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส มีค่าการผลิตเป็น 10,000 ดอลลาร์ต่อปี (ใช้พลังงาน 573 กิโลวัตต์) ซึ่งมีการใช้พลังงานที่น้อยกว่างานวิจัยที่ผ่านมา (ใช้พลังงาน 2407 กิโลวัตต์ ที่อัตราส่วน 42 ต่อ 1 ที่อุณหภูมิ 300 องศาเซลเซียส) ดังนั้นที่อัตราส่วน 9 ต่อ 1 มีศักยภาพในการผลิตมากกว่าเพราะใช้พลังงานน้อยกว่าจึงได้ผลตอบแทนที่สูง

น้ำค้าง คมสัน และจิตรลดา นาคประดิษฐ์ [14] ได้นำเสนอการศึกษาการประเมินด้านพลังงาน และการประมาณค่าใช้จ่ายในการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล และมีโซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen

HYSYS 2006 พบว่าต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลคือ 65.40 บาทต่อกิโลกรัม และพลังงานที่ใช้มีค่าเท่ากับ 2,400 บีทียูต่อกิโลกรัม และกำไรเป็น 21.50 บาทต่อกิโลกรัม

ปรีวาที พิมพิสัย และรัตนา เข่นลับ [15] ได้นำเสนอการศึกษาการประเมินด้านพลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายในการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล และมีกรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 พบว่าต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลคือ 86.65 บาทต่อกิโลกรัม และพลังงานที่ใช้มีค่าเท่ากับ 4,831.46 บีทียูต่อกิโลกรัม และกำไรเป็น 22.87 บาทต่อกิโลกรัม

ณัฐพร เกตุไทย และศศิประภา วังบรรณ [16] ได้ประเมินการใช้พลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิพันท์ โดยมีน้ำมันปาล์มกับเมทานอลเป็นวัตถุดิบ จำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 พบว่าต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลคือ 51.092 บาทต่อกิโลกรัม และพลังงานที่ใช้มีค่าเท่ากับ 1,070.42 บีทียูต่อกิโลกรัม และกำไรเป็น 119.67 บาทต่อกิโลกรัม

ปรัชญาพร ลิ้มปรั้งยี และจิราลักษณ์ ครอง [17] ได้ประเมินการใช้พลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซลโดยใช้วิธีซูเปอร์คริติคอลลูอิด โดยมีน้ำมันปาล์มกับเมทานอลเป็นวัตถุดิบ จำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 พบว่าต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลคือ 52.131 บาทต่อกิโลกรัม และพลังงานที่ใช้มีค่าเท่ากับ 1,185.602 บีทียูต่อกิโลกรัม และกำไรเป็น 23.309 บาทต่อกิโลกรัม

2.2 ไบโอดีเซลและปฏิกิริยาที่ใช้ในการผลิต

2.2.1 ไบโอดีเซล

ไบโอดีเซล (Biodiesel) เป็นเชื้อเพลิงทดแทนที่ผลิตจากน้ำมันพืช หรือไขมันสัตว์ โดยผ่านกระบวนการทางเคมีโดยการเติมแอลกอฮอล์ เช่น เมทานอล เรียกว่า ปฏิกิริยารานส์เอสเทอร์ิฟิเคชัน (Transesterification) เพื่อเปลี่ยน โครงสร้างไขมันเป็นเอสเทอร์ของกรดไขมัน มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล มีการเผาไหม้ที่สะอาดและสมบูรณ์ จึงไม่ทำให้เกิดภาวะเรือนกระจกและไม่เป็นพิษทางอากาศ เป็นพลังงานหมุนเวียน มีต้นทุนในการผลิตต่ำเพราะประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมสามารถปลูกพืชน้ำมันได้หลากหลายเช่น ปาล์ม ทานตะวัน ละหุ่ง มะพร้าว งา ถั่วเหลือง สนุ่นดำ เป็นต้น นอกจากนี้ยังสามารถนำน้ำมันพืชใช้แล้วมาผลิตเป็นไบโอดีเซลได้ จึงสามารถลดการนำเข้าน้ำมันจากต่างประเทศได้

2.2.2 วัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซล

(1) น้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ ในปัจจุบันมีการศึกษาน้ำมันที่นำมาเป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลให้มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล การเลือกวัตถุดิบมาใช้ก็มีผลต่อต้นทุนการผลิต ในงานวิจัยนี้จะใช้น้ำมันปาล์มเนื่องจากประเทศไทยมีปาล์มเป็นพืชน้ำมันที่มีปริมาณผลผลิตสูงที่สุด และเมื่อเทียบราคาต้นทุนการผลิตน้ำมันในกลุ่มพืชที่ให้น้ำมันเช่น ปาล์ม ถั่วเหลือง เมล็ดธัญพืช งามะพร้าว สบู่ดำทานตะวัน เป็นต้น พบว่าน้ำมันปาล์มมีต้นทุนการผลิตต่ำที่สุด น้ำมันปาล์มจึงมีต้นทุนถูกกว่า นอกจากนี้ปาล์มยังเป็นพืชเศรษฐกิจเนื่องจากไทยมีผลผลิตน้ำมันปาล์มดิบเป็นอันดับ 3 ของโลก น้ำมันปาล์มดิบประกอบด้วยไตรกลีเซอไรด์ (Triglycerides) ประมาณ 95 เปอร์เซ็นต์ กรดไขมันอิสระ (Free fatty acids) ประมาณ 3-5 เปอร์เซ็นต์ และ Minor & Trace component ประมาณ 1 เปอร์เซ็นต์ โดยมีองค์ประกอบและคุณลักษณะทั่วไปแสดงดังตารางที่ 2.1 และ 2.2 ตามลำดับ ไตรโอลลีน (Triolein) ถูกใช้เป็นตัวแทนของน้ำมันปาล์ม มีสูตรทางเคมี $C_{57}H_{104}O_6$ น้ำหนักโมเลกุล 885.4 เป็นไตรกลีเซอไรด์ชนิดไม่อิ่มตัวที่มีอยู่มากในน้ำมันปาล์ม

ตารางที่ 2.1 องค์ประกอบกรดไขมันของน้ำมันปาล์มดิบและน้ำมันเมล็ดในปาล์ม [18]

กรดไขมัน	น้ำมันปาล์มดิบ	น้ำมันเมล็ดในปาล์ม
กรดไขมันอิ่มตัว	50%	82%
C 6:0 (caproic acid)	-	0.1 - 0.5
C 8:0 (caprylic acid)	-	3.4 - 5.9
C 10:0 (capric acid)	-	3.3 - 4.4
C12:0 (lauric acid)	0.1 - 0.4	46.3 - 51.1
C14:0 (myristic acid)	1.0 - 1.4	14.3 - 16.8
C16:0 (palmitic acid)	40.9 - 47.5	6.5 - 8.9
C18:0 (stearic acid)	3.8 - 4.8	1.6 - 2.6
C20:0 (arachidic acid)	0-0.8	-
กรดไขมันไม่อิ่มตัว	50%	18%
C16:1 (palmitoleic acid)	0-0.6	-
C18:1 (oleic acid)	36.4-41.2	13.2-16.4
C18:2 (linoleic acid)	9.2-11.6	2.2-3.4
C18:3 (linolenic acid)	0-0.5	-
อื่นๆ	-	tr-0.9

ตารางที่ 2.2 คุณลักษณะทั่วไปของกรดไขมันปาล์ม [19]

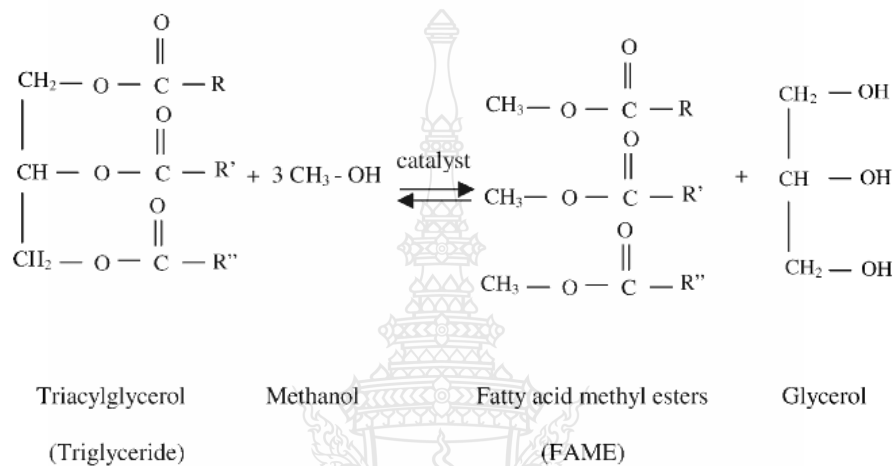
Parameter	Moh (1999)	Tay (2007)
Iodine value (g/100g)	50.3–62.7	46.3–57.6
FFA (palmitic, %)	74.6–93.9	72.7–92.6
Conventional mass per volume @ 50 C (kg litre ⁻¹)	0.7170–0.8891	0.8640–0.8880
Titre (C)	45.0–47.8	46.0–48.3
Water content (%)	0.04–0.93	0.03–0.24
Saponifiable value (mg KOH g ⁻¹ of sample)	196–222	200.3–215.4
Unsaponifiable matter (%)	0.9–4.5	1.0–2.5

(2) แอลกอฮอล์ เป็นสารตั้งต้นในการผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้ จะขึ้นอยู่กับชนิดของแอลกอฮอล์ที่นำมาเป็นวัตถุดิบ แอลกอฮอล์ที่นิยมใช้มากที่สุดก็คือ เมทานอลและเอทานอล เนื่องจากมีราคาถูกหาง่ายและมีคุณสมบัติทางเคมีและกายภาพเหมาะสม กล่าวคือเป็นสารประกอบที่มีขั้ว (polar compound) มีสายโมเลกุลสั้นทำให้สามารถทำปฏิกิริยากับไตรกลีเซอไรด์และตัวเร่งได้ดีขึ้น [19] การเกิดปฏิกิริยาที่สมบูรณ์ต้องใช้อัตราส่วนโดยโมลแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันเป็น 3 ต่อ 1 แต่ในทางปฏิบัติต้องใช้อัตราส่วนที่มากกว่านั้น ในงานวิจัยนี้จะใช้เมทานอลเป็นวัตถุดิบในการผลิต เมทานอล (methanol) หรือ เมทิลแอลกอฮอล์ (Methyl Alcohol) เป็นแอลกอฮอล์ชนิดที่กินไม่ได้ ใช้เป็นตัวทำละลายในงานอุตสาหกรรม เช่น เช็ดล้างพลาสติก เป็นส่วนผสมทำกาวสำหรับไม้อัด ส่วนผสมในการผลิตไบโอดีเซล (biodiesel) มีสูตรทางเคมีคือ CH₃OH หรือ CH₄O ลักษณะเป็นของเหลวใส ไม่มีสี นอกจากนี้ยังเป็นส่วนผสมหลักในการผลิตพอร์มลิตไฮลด์ เป็นตัวทำละลายในสี และน้ำมันขัดเงา เป็นต้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะอยู่ในรูปของเมทิลเอสเตอร์ และกลีเซอรอลเป็นผลพลอยได้

2.2.3 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชัน

วิธีการผลิตไบโอดีเซลที่นิยมใช้กันมากที่สุดคือการใช้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ฟิเคชันในการทำปฏิกิริยา เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นระหว่างน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ มีตัวเร่งปฏิกิริยาได้ เช่น ตัวเร่งชนิดต่าง ตัวเร่งชนิดกรด หรือตัวเร่งที่เป็นเอนไซม์ ให้ผลิตภัณฑ์เป็นอัลคิลเอสเตอร์หรือไบโอดีเซล และกลีเซอรอล โดยที่ไตรกลีเซอไรด์เป็นองค์ประกอบหลักที่มีในน้ำมันพืช ประกอบไปด้วยกรดไขมัน 3 ตัวต่อเป็นโซ่ เมื่อไตรกลีเซอไรด์ทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ (เช่น

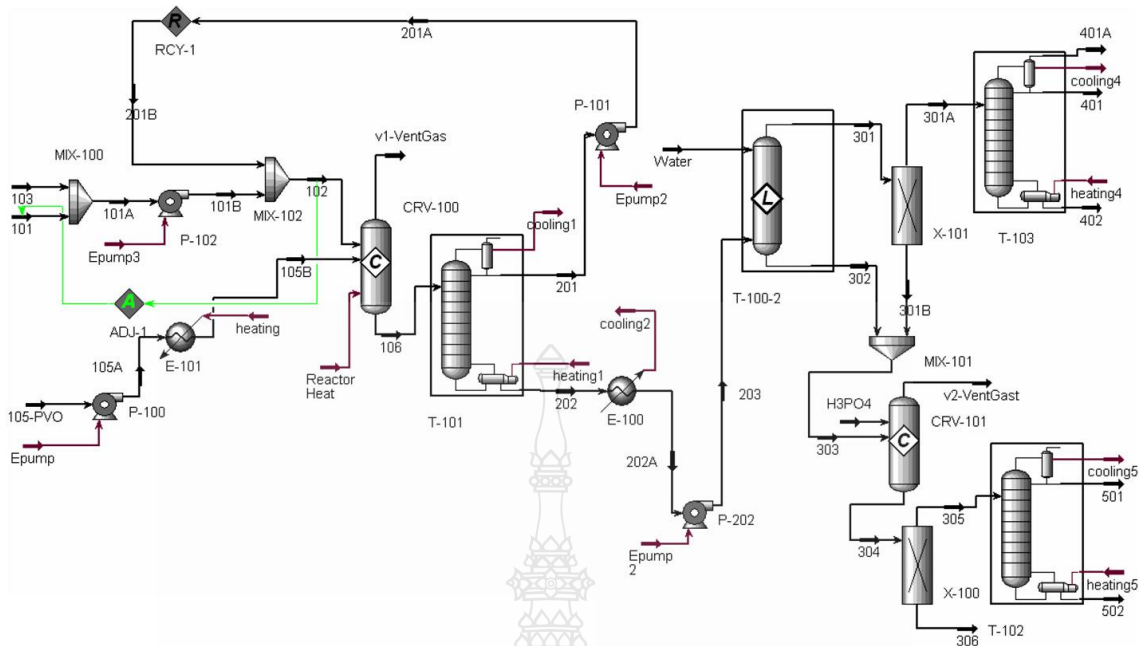
เมทานอล เอทานอล) กรดไขมันนี้จะสลายพันธะแล้วจับกับแอลกอฮอล์เป็นอัลคิลเอสเทอร์ เช่น เมทิลของกรดไขมัน (Fatty Acid Methyl Esters หรือ FAME) มีกลีเซอรอลเป็นผลพลอยได้ที่ได้จากการผลิต เมทานอลเป็นแอลกอฮอล์ที่นิยมใช้มากที่สุดเพราะต้นทุนต่ำ สมการการเกิดปฏิกิริยาแสดงดังภาพที่ 2.1



ภาพที่ 2.1 ปฏิกิริยารานส์เอสเทอร์ฟิเคชันของไตรกลีเซอไรด์กับเมทานอลเพื่อผลิตเมทิลเอสเทอร์ [2]

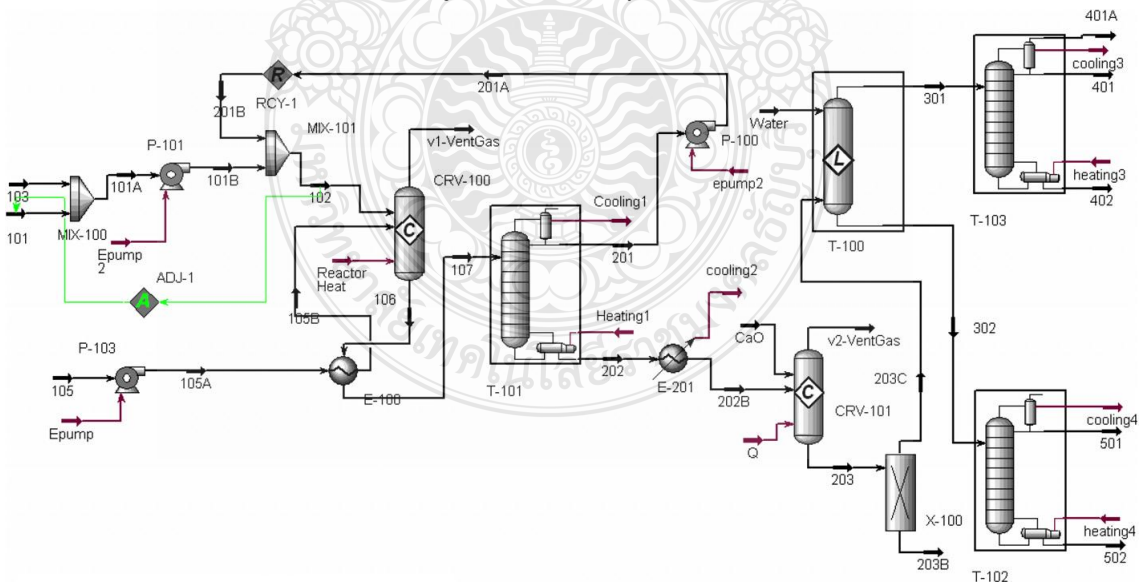
ปัจจุบันมีงานวิจัยที่ศึกษาและพัฒนาการผลิตไบโอดีเซลในอุตสาหกรรมประกอบไปด้วย

(1) การทำปฏิกิริยาของน้ำมันพืชกับแอลกอฮอล์ โดยใช้ด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) โพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ (KOH) เป็นต้น ปฏิกิริยาใช้อุณหภูมิและความดันต่ำ นิยมใช้วิธีนี้ในการผลิตมากที่สุด เนื่องจากต้นทุนต่ำ ตัวอย่างเช่นงานวิจัยของ Alex H. West และคณะ [2] ดังภาพที่ 2.2



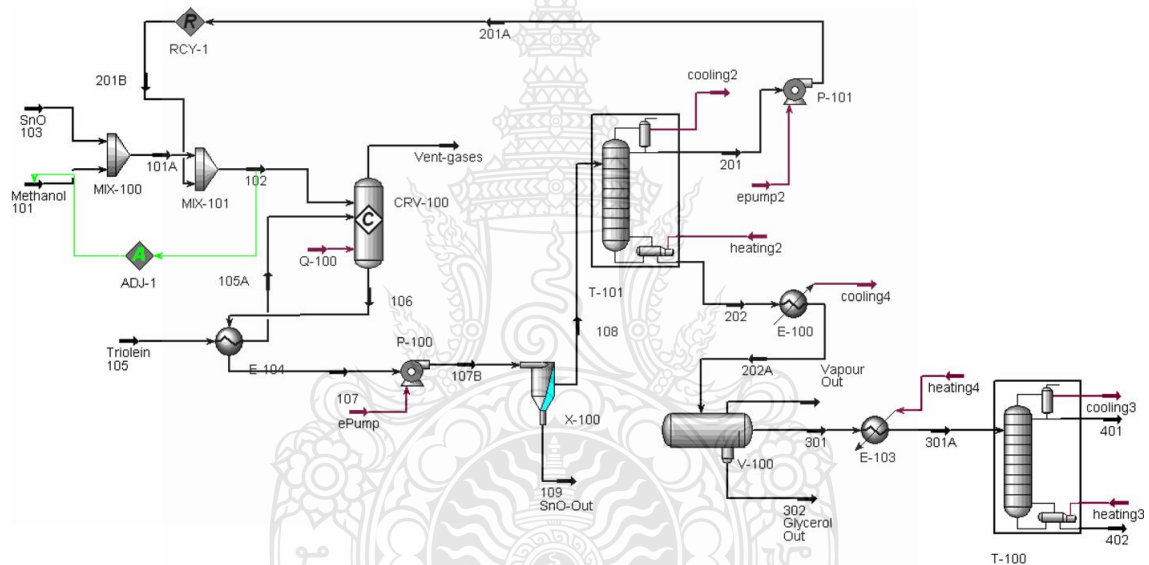
ภาพที่ 2.2 แผนผังการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

(2) การทำปฏิกิริยาของน้ำมันพืชกับแอลกอฮอล์ โดยใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น กรดซัลฟูริก (H_2SO_4) กรดไฮโดรคลอริก (HCl) แต่มีข้อเสียของการกักค่อนของกรดในอุปกรณ์ที่ใช้ผลิต และการผลิตใช้เมทานอลและพลังงานมากกว่าการใช้ด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ดังเช่นงานวิจัยของ Alex H. West และคณะ [2] ใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาดังภาพที่ 2.3



ภาพที่ 2.3 แผนผังการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

นอกจากนี้กระบวนการผลิตไบโอดีเซลในประเทศไทยที่นิยมใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ (Homogeneous Catalysts) ที่เป็นตัวเร่ง เช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์ (Sodium Hydroxide) และที่เป็นกรด เช่น กรดซัลฟิวริก (Sulfuric Acid) มีข้อเสียเปรียบเนื่องจากการใช้ตัวเร่งดังกล่าวจำเป็นต้องมีการแยกตัวเร่งปฏิกิริยาเหล่านี้ออกจากผลิตภัณฑ์หลังจากปฏิกิริยาสิ้นสุดลง เพื่อให้ไบโอดีเซลมีคุณภาพที่ต้องการ ส่งผลให้การดำเนินงานในการแยกมีความยุ่งยากและส่งผลให้ผลิตภัณฑ์ที่มีปริมาณลดลง เนื่องจากการแยกตัวเร่งปฏิกิริยาเหล่านี้จะใช้วิธีล้างด้วยน้ำ และน้ำที่ใช้ล้างไบโอดีเซลนั้นจะมีความเป็นกรดหรือด่างสูง จึงต้องมีการบำบัดน้ำก่อนปล่อยลงสู่สิ่งแวดล้อม ดังนั้นการนำตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ที่เป็นของแข็ง (Solid Heterogeneous Catalysts) ไปใช้แทนตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ จะมีความง่ายในการแยก ตัวอย่างงานวิจัยของ Alex H. West [2] ดังภาพที่ 2.6



ภาพที่ 2.6 แผนภาพการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ (SnO)

บทที่ 3

ขั้นตอนการดำเนินงานวิจัย

การผลิตไบโอดีเซลมีวิธีการผลิตหลากหลายรูปแบบวิธี เทคนิคต่างๆมีข้อดีข้อเสีย ที่แตกต่างกัน ขึ้นอยู่กับคุณภาพของวัตถุดิบที่ใช้และของผลิตภัณฑ์ที่ต้องการผลิต ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซล โดยใช้ปฏิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน ใช้วิธีการผลิตต่างกัน และเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิตทั้ง 4 รูปแบบ

3.1 แผนการดำเนินงานวิจัย

3.1.1 ศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับการออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซล ปฏิริยาที่ใช้ในการผลิต และตัวเร่งปฏิริยาที่ใช้ในกระบวนการ สารที่ใช้ในการผลิต และหน่วยปฏิบัติการ เพื่อนำข้อมูลที่ได้จากการศึกษาไปออกแบบกระบวนการ โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS และใส่ค่าของกระบวนการเพื่อให้ได้แบบจำลองที่สมบูรณ์

3.1.2 ศึกษาการใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 ในส่วนของเครื่องมือที่ต้องใช้ในกระบวนการ ลักษณะของปฏิริยาที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการ

3.1.3 การจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจำนวน 4 รูปแบบ ประกอบไปด้วย

1. การผลิต ไบโอดีเซล โดยใช้ตัวเร่งปฏิริยาเอกพันธ์ที่เป็นค่า
2. การผลิต ไบโอดีเซล โดยใช้ตัวเร่งปฏิริยาเอกพันธ์ที่กรด
3. การผลิต ไบโอดีเซล โดยใช้ตัวเร่งปฏิริยาวิวิธพันธ์ที่เป็นค่า
4. การผลิต ไบโอดีเซล โดยใช้การผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

3.1.4 วิเคราะห์และเปรียบเทียบการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ

3.1.5 สรุปผลจัดทำรูปเล่ม

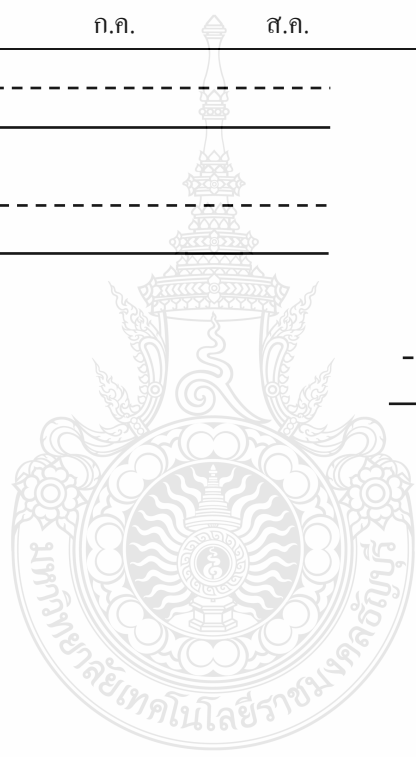
เพื่อให้การดำเนินโครงการเสร็จสิ้นตามระยะเวลาที่กำหนด จึงมีการกำหนดแผนการดำเนินงานขึ้นแสดงดังตารางที่ 3.1

3.2 การจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จากการศึกษาข้อมูลเกี่ยวกับการออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซล เพื่อนำข้อมูลที่ได้ไปออกแบบกระบวนการ โดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 ที่สภาวะคงที่ (Steady State) และใส่ค่าของกระบวนการเพื่อให้ได้แบบจำลองที่สมบูรณ์ โดยมีข้อมูลที่ต้องศึกษาเป็น 3 ส่วน คือ

ตารางที่ 3.1 แผนการดำเนินงานวิจัย

รายละเอียด	2556							
	มี.ย.	ก.ค.	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.	พ.ย.	ธ.ค.	
1.ศึกษาและรวบรวมข้อมูล เอกสารที่เกี่ยวข้อง และศึกษาการใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006	-----							
2. จำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยมี ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรดเป็นตัวเร่ง ปฏิกิริยา	-----							
3. จำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยมี ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดด่างเป็นตัวเร่ง ปฏิกิริยา				-----				
4. จำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยมี ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดด่างเป็นตัวเร่ง ปฏิกิริยา					-----			
5. จำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ สภาวะยิ่งยวด						-----		
6. คำนวณการใช้พลังงานทั้งหมดในกระบวนการ ผลิต							-----	
หมายเหตุ	-----	แสดงแผนการดำเนินงาน			-----	แสดงการดำเนินงานจริง		



ตารางที่ 3.1 แผนการดำเนินงานวิจัย (ต่อ)

รายละเอียด	2557											
	ม.ค.	ก.พ.	มี.ค.	เม.ย.	พ.ค.	มิ.ย.	ก.ค.	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.	พ.ย.	
7. ปรับปรุงกระบวนการ โดยการติดเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน	-----			_____								
8. วิเคราะห์ผลการทดลอง					-----							
9. สรุปผลการทดลอง							-----					
10. จัดทำรูปเล่มวิทยานิพนธ์										-----		_____
หมายเหตุ	-----			แสดงแผนการดำเนินงาน				_____				แสดงการดำเนินงานจริง



3.2.1 ข้อมูลในการออกแบบกระบวนการ หน่วยอุปกรณ์ที่ต้องใช้ในการผลิตไบโอดีเซลในแต่ละหน่วยประกอบไปด้วย เครื่องผสม ป้อน เครื่องทำความร้อน ถังปฏิกรณ์ หอกลั่น เครื่องทำความเย็น เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เครื่องแยกตัวเร่งปฏิกิริยา เครื่องแยก 3 เฟส รหัสและรายชื่ออุปกรณ์ถูกแสดงดังตารางที่ 3.2

ตารางที่ 3.2 รหัสและรายชื่ออุปกรณ์

รหัส	รายชื่ออุปกรณ์
MIX-100 ถึง MIX-101	เครื่องผสม
P-100 ถึง P-104	ป้อน
E-100 ถึง E-101	เครื่องทำความร้อน
E-200 ถึง E-204	เครื่องทำความเย็น
CSTR-100	ถังปฏิกรณ์
T-100	หอกลั่น
X-100	เครื่องแยกตัวเร่งปฏิกิริยา
V-100	เครื่องแยก 3 เฟส
HE-100	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

3.2.2 วัตถุดิบและผลิตภัณฑ์ในการผลิตไบโอดีเซล

กระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ฟิเคชัน โดยการผลิตไบโอดีเซลมีสารตั้งต้นหลักที่ใช้คือน้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ สารตั้งต้นแต่ละชนิดจะทำให้ได้คุณภาพของไบโอดีเซลที่แตกต่างกันตามปริมาณกรดไขมัน ใช้อัตราส่วนโดยโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมันเป็น 3:1 ในงานวิจัยนี้สารตั้งต้นที่ใช้ได้แก่

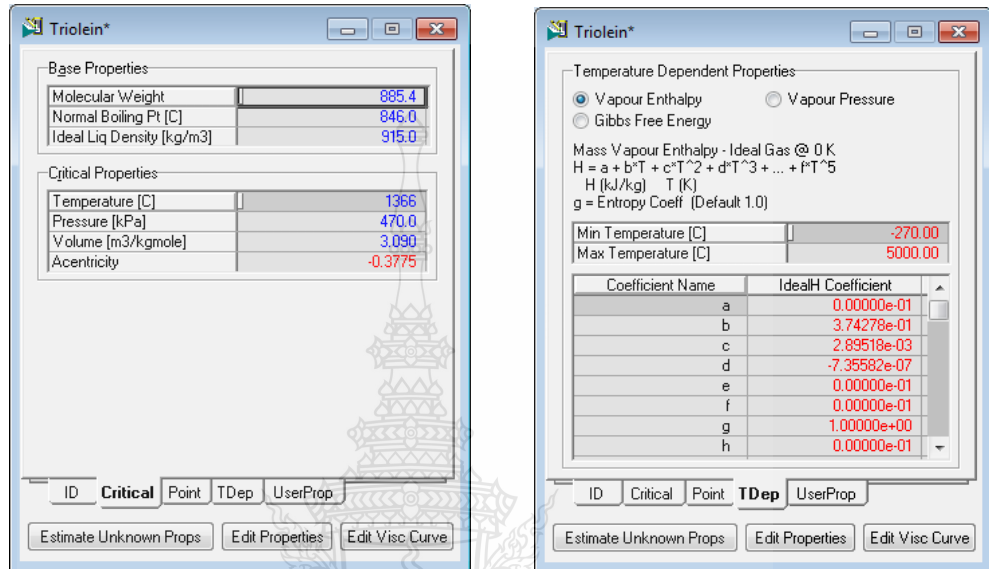
(1) น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ มีไตรกลีเซอไรด์ประมาณร้อยละ 95 และกรดไขมันอิสระร้อยละ 3-5 ดังนั้นในงานวิจัยนี้จะใช้ไตรโกลีอิน (Triolein) เป็นตัวแทนของน้ำมันปาล์ม และใช้กรดโอเลอิก (Oleic Acid) เป็นตัวแทนของกรดไขมันอิสระ โดยคุณสมบัติของไตรโกลีอินที่กำหนดในโปรแกรมถูกแสดงดังภาพที่ 3.1

(2) เมทานอล (Methanol) หรือ เมทิล แอลกอฮอล์ (Methyl Alcohol)

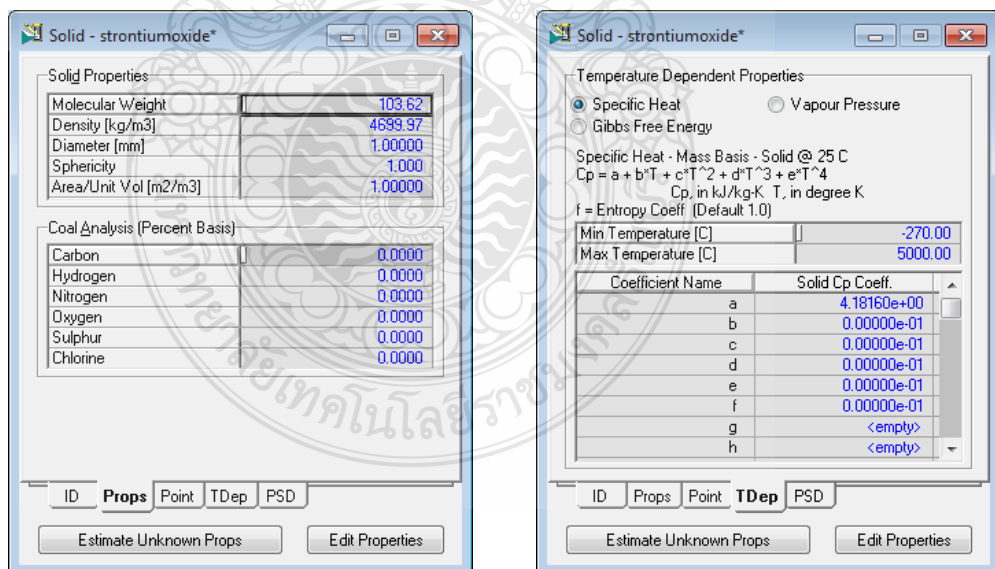
(3) ไบโอดีเซล (Biodiesel) ในงานวิจัยนี้จะใช้เมทิลโอเลต (Methyl-Oleate) เป็นตัวแทนของน้ำมันไบโอดีเซล

(4) กลีเซอรอล (Glycerol)

(5) ตัวเร่งปฏิกิริยา ในงานวิจัยนี้จะใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) และกรดซัลฟูริก (H_2SO_4) และ สตรอนเทียมออกไซด์ (SrO) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งสตรอนเทียมออกไซด์นั้นไม่มีข้อมูลอยู่ในโปรแกรมจึงกำหนดค่าคุณสมบัติของสตรอนเทียมออกไซด์ดังภาพที่ 3.2



ภาพที่ 3.1 คุณสมบัติของไตรโอลลีนที่ใช้ในการจำลองการผลิต



ภาพที่ 3.2 คุณสมบัติของสตรอนเทียมออกไซด์ที่ใช้ในการจำลองการผลิต

3.2.3 การผลิตไบโอดีเซล

ในการผลิตไบโอดีเซลนั้น มีรูปแบบวิธีการผลิตที่หลากหลาย มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาต่างชนิดกัน รูปแบบที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลในงานวิจัยนี้ จำนวน 4 รูปแบบดังนี้

- (1) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
- (2) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
- (3) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
- (4) การผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวด

3.2.4 ข้อมูลของคุณสมบัติทางกล ทางเคมี และทางฟิสิกส์ เช่น อุณหภูมิ ความดัน อัตราการป้อนของสารตั้งต้น ปริมาตรของสารในแต่ละหน่วยปฏิบัติการ องค์ประกอบที่ใช้ในกระบวนการปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการ เป็นต้น สำหรับการจำลองกระบวนการนี้ จะสามารถทราบค่าคุณสมบัติทางฟิสิกส์โดยใช้ข้อมูลพื้นฐานที่มีอยู่ในโปรแกรม Aspen HYSYS 2006 โดยการป้อนชื่อสารที่เป็นองค์ประกอบในกระบวนการแล้วเลือกสาร แต่กรณีที่ไม่พบสารที่ต้องการค้นหา เช่น ไตรโอลลีน (Triolein) และสตรอนเทียมออกไซด์ (Strontium Oxide) ในส่วนนี้เราสามารถเลือกกำหนดคุณสมบัติอื่นๆ ให้กับสารเคมีที่เราทราบค่าได้ โดยใช้ฟังก์ชันไฮโปทีติคอล (Hypothetical) โดยข้อมูลที่ใช้ นั้น ประกอบด้วยจุดเดือดของสาร มวลโมเลกุล ความหนาแน่น อุณหภูมิวิกฤติ ความดันวิกฤติ เป็นต้น

กระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ มีการใช้พลังงานในการดำเนินงานต่างกัน จึงต้องมีการประเมินพลังงานที่ใช้ในการผลิต เพื่อให้ได้ผลประโยชน์จากการผลิตไบโอดีเซลมากที่สุด โดยใช้งานวิจัยของ Alex H. West เป็นต้นแบบ งานวิจัยนี้ได้มีการปรับโดยกำหนดให้สารขาเข้าและสารขาออกมีค่าสภาวะใกล้เคียงกันทั้ง 4 รูปแบบ และปรับในส่วนของอุปกรณ์ที่ใช้แยกกลีเซอรอลกับไบโอดีเซล เพื่อให้ง่ายต่อการเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิต โดยค่าสภาวะและความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้นถูกแสดงดังตารางที่ 3.3 ค่าสภาวะของแต่ละอุปกรณ์ถูกแสดงดังตารางที่ 3.4 โดยกำหนดความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์มีค่ามากกว่าร้อยละ 97

3.2.5 รูปแบบและค่าจลนพลศาสตร์ที่ใช้ในการผลิตประกอบไปด้วย 4 รูปแบบ คือ

1. การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา อ้างอิงค่าจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของน้ำค้างและจิตรลดา [14] มีค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาเคมีแสดงดังสมการ 3.1

$$k = 96,470 e^{\frac{-23,149}{RT(K)}} \quad (3.1)$$

2. การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา อ้างอิงค่าจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของปรีวาทีและรัตน [15] มีค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาเคมีแสดงดังสมการ 3.2

$$k = 1.52 \times 10^8 e^{\frac{-14,700}{RT(K)}} \quad (3.2)$$

3. การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา อ้างอิงค่าจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของณัฐพรและศศิประภา [16] มีค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาเคมีแสดงดังสมการ 3.3

$$k = 2.4649 \times 10^{10} e^{\frac{-39,072}{RT(K)}} \quad (3.3)$$

4. การผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวด อ้างอิงค่าจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของปรัชญาพรและจิราลักษณ์ [17] มีค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาเคมีแสดงดังสมการ 3.4

$$k = 15,000 e^{\frac{-39,000}{RT(K)}} \quad (3.4)$$

ตารางที่ 3.3 ค่าสภาวะและความบริสุทธิ์ของสารตั้งต้น

สารตั้งต้น	Base	Acid	Heterogeneous	Supercritical
Temperature (C)	25	25	25	25
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
<u>Palm Oil*</u>				
Mass flow (kg/h)	1,000	1,000	1,000	1,000
Mole fraction	1.0	1.0	1.0	1.0
<u>Methanol</u>				
Mass flow (kg/h)	120.03	120.03	120.86	104.92
Mole fraction	1.0	1.0	1.0	1.0

*Palm Oil ประกอบไปด้วย ไตรโกลีอีนร้อยละ 95 กรดโอเลอิกร้อยละ 5

ตารางที่ 3.4 ค่าสภาวะที่ใช้ในแต่ละหน่วยอุปกรณ์

Unit	Properties	Condition			
		Base	Acid	Heterogeneous	Super critical
Catalyst	Catalyst	NaOH	H2SO4	SrO	N/A
Reactor	Type	CSTR	CSTR	CSTR	CSTR
	Temperature (C)	60	80	60	350
	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	2,000
	Conversion (%)	100	88.95	88.35	97.43
	Volume (m ³)	21.83	21.83	21.83	1,000
	Diameter (m)	2.646	2.646	2.646	9,468
	Height (m)	3.969	3.969	3.969	14.20
Distillation	Reflux ratio	2	2	3.99	3.42
	Number of stages	6	6	14	12
	Condenser Pressure (kPa)	20	101.3	40	101.3
	Reboiler Pressure (kPa)	30	111.0	50	105.3
	Diameter (m)	1.5	1.5	1.5	1.5
	Tray Space (m)	0.55	0.55	0.55	0.55
	Tray Volume (m ³)	0.9719	0.9719	0.9719	0.9719
3-Phase Separator	Temperature (C)	231	223	230	244
	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3

3.2.5.1 วิธีการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

(1) การเตรียมสารตั้งต้น ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสคาล ประกอบด้วยไตรโอดีอินร้อยละ 95 และกรดโอริก ร้อยละ 5 อัตราการไหล 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมทานอลบริสุทธิ์ อัตราการไหล 120 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(2) การเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา จะใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ตัวเร่งจะถูกป้อนและผสมกันกับเมทานอลในถังผสม (MIX-100) ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3

กิโลปาสกาล อัตราการไหล 10 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จากนั้นถูกนำไปผสมกับเมทานอลที่ถูกรีไซเคิล
กลับมาจากหอกลั่น (T-100) ด้วยเครื่องผสม (MIX-101) และถูกป้อนเข้ายังถังปฏิกรณ์ที่กระแส 102

(3) ไตรโอลลีนที่ถูกเตรียมไว้ในข้อแรกจะถูกให้อุณหภูมิจาก 25 องศาเซลเซียส เป็น 60
องศาเซลเซียส ด้วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (E-100) และถูกส่งไปยังถังปฏิกรณ์

(4) สารตั้งต้นทั้ง 2 สายจากจะทำปฏิกิริยากันที่ถังปฏิกรณ์ (CSTR-100) ที่อุณหภูมิ 60 องศา
เซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล มีค่าคอนเวอร์ชัน (Conversion) เท่ากับ 100 ได้ผลิตภัณฑ์ที่
กระแส 106

(5) ผลิตภัณฑ์จากกระแส 106 ถูกส่งไปยังหอกลั่น (T-100) เพื่อกลั่นแยกเมทานอล ออกที่
ด้านบนของหอกลั่นที่กระแส 201 และรีไซเคิลกลับไปใช้ใหม่ ส่วนผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งออกที่
ด้านล่างหอกลั่นที่กระแส 202

(6) ตัวเร่งปฏิกิริยาถูกแยกด้วยเครื่องแยก (X-100) ออกทางกระแส 301 และผลิตภัณฑ์ที่
เหลือถูกส่งไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100) ที่กระแส 302

(7) เครื่องแยก 3 เฟส (V-100) จะแยกกลีเซอรอลออกทางด้านล่างของเครื่องแยก ที่กระแส
403 มีอัตราการไหล 101.0 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมทิลโอดีเอต (หรือไบโอดีเซล) ออกที่กระแส 402
มีอัตราการไหล 1,006 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(8) กระแส 402 และ 403 ถูกปรับให้อุณหภูมิและความดันเป็น 25 องศาเซลเซียส ความ
ดัน 101.3 กิโลปาสกาล ที่กระแส 402B และ 403B ตามลำดับ

3.2.5.2 วิธีการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

(1) การเตรียมสารตั้งต้น ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล
ประกอบไปด้วยไตรโอลลีนร้อยละ 95 และกรดโอดีร้อยละ 5 อัตราการไหล 1,000 กิโลกรัมต่อ
ชั่วโมง และเมทานอลบริสุทธิ์ อัตราการไหล 120 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(2) การเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา จะใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ตัวเร่งจะถูกป้อนและ
ผสมกันกับเมทานอลในถังผสม (MIX-100) ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโล
ปาสกาลอัตราการไหล 150 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จากนั้นถูกนำไปผสมกับเมทานอลที่ถูกรีไซเคิลกลับมา
จากหอกลั่น (T-100) ด้วยเครื่องผสม (MIX-101) และถูกป้อนเข้ายังถังปฏิกรณ์ที่กระแส 102

(3) ไตรโอลลีนที่ถูกเตรียมไว้ในข้อแรกจะถูกให้อุณหภูมิจาก 25 องศาเซลเซียส เป็น 60
องศาเซลเซียส ด้วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (E-100) และถูกส่งไปยังถังปฏิกรณ์ที่กระแส 105B

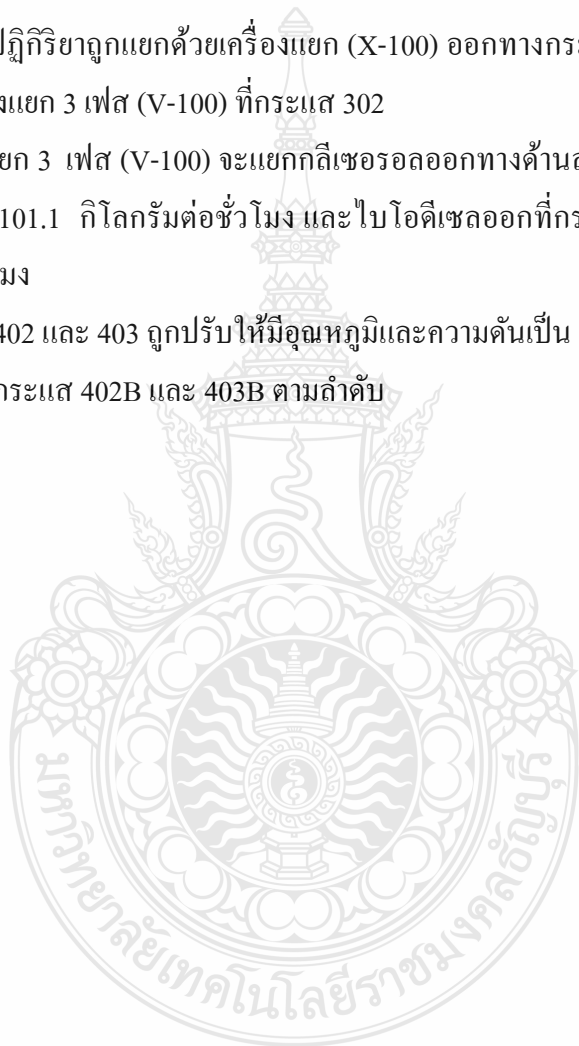
(4) สารตั้งต้นทั้ง 2 สายจากจะทำปฏิกิริยากันที่ถังปฏิกรณ์ (CSTR-100) ที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล มีค่าคอนเวอร์ชันเท่ากับ 88.95 ได้ผลิตภัณฑ์ที่กระแส 106 และลดอุณหภูมิด้วยเครื่องทำความเย็น (E-200) เหลือ 50 องศาเซลเซียสที่กระแส 107

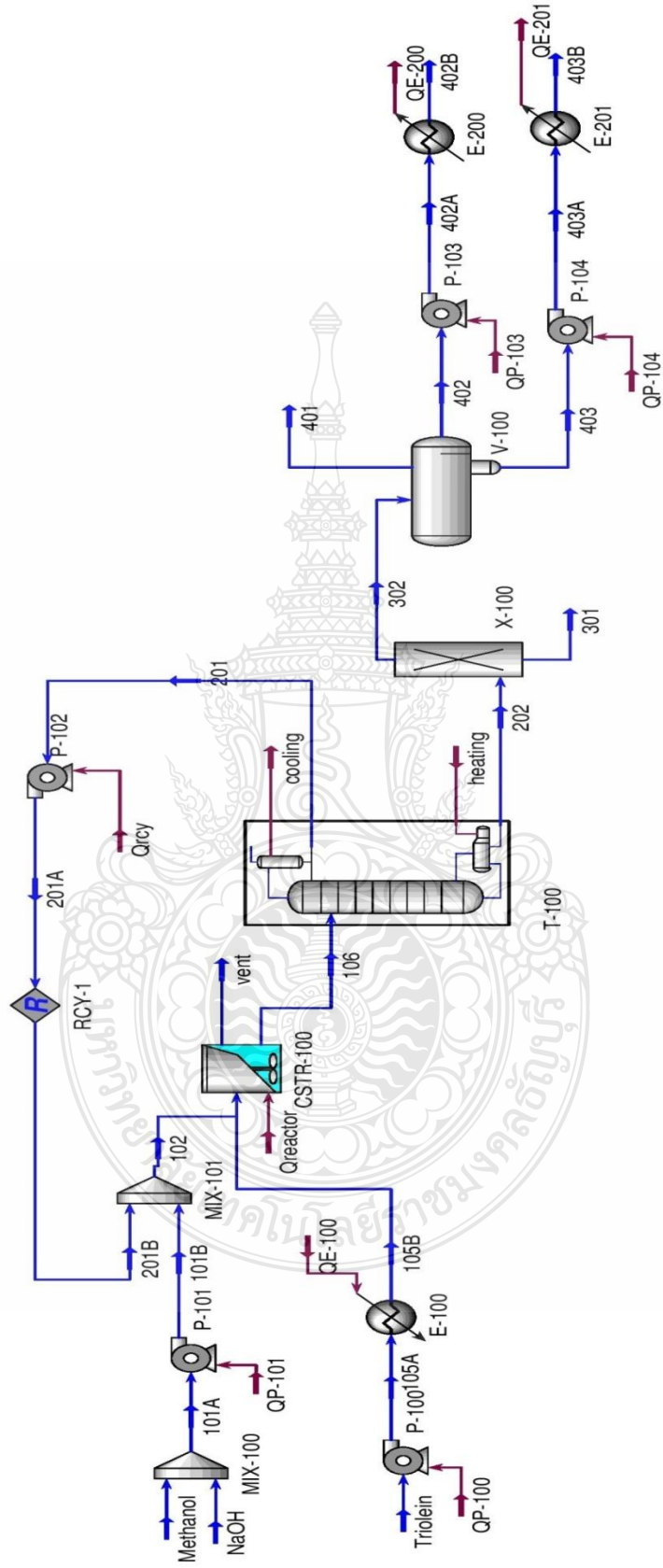
(5) ผลิตภัณฑ์จากกระแส 107 ถูกส่งไปยังหอกลั่น (T-100) เพื่อกลั่นแยกเมทานอลออกที่ด้านบนของหอกลั่นที่กระแส 201 และรีไซเคิลกลับไปใช้ใหม่ ส่วนผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งออกที่ด้านล่างหอกลั่นที่กระแส 202

(6) ตัวเร่งปฏิกิริยาถูกแยกด้วยเครื่องแยก (X-100) ออกจากกระแส 301 และผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100) ที่กระแส 302

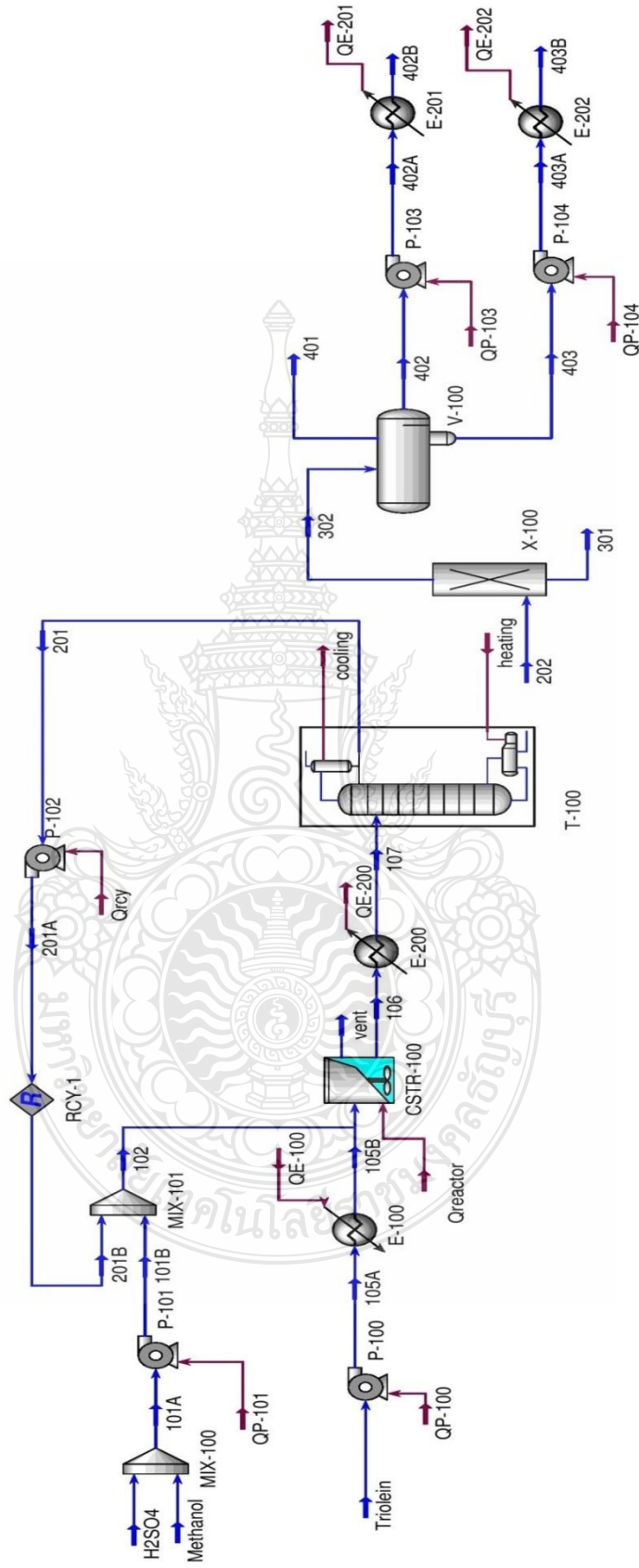
(7) เครื่องแยก 3 เฟส (V-100) จะแยกกลีเซอรอลออกทางด้านล่างของเครื่องแยกที่กระแส 403 มีอัตราการไหล 101.1 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และไปโอดีเซลออกที่กระแส 402 มีอัตราการไหล 1,006 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(8) กระแส 402 และ 403 ถูกปรับให้มีอุณหภูมิและความดันเป็น 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล ที่กระแส 402B และ 403B ตามลำดับ





ภาพที่ 3.3 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาออกพืชนชนิดต่าง (NaOH)



ภาพที่ 3.4 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพจน์ชนิดกรด (H₂SO₄)

3.2.5.3 วิธีการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

(1) การเตรียมสารตั้งต้น ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสคาล ประกอบด้วยไตรโอดีอินร้อยละ 95 และกรดโอดีกร้อยละ 5 อัตราการไหล 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมทานอลบริสุทธิ์ อัตราการไหล 120 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(2) การเตรียมตัวเร่งปฏิกิริยา จะใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ตัวเร่งจะถูกป้อนและผสมกันกับเมทานอลในถังผสม (MIX-100) ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสคาลอัตราการไหล 4.145 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จากนั้นถูกนำไปผสมกับเมทานอลที่ถูกรีไซเคิลกลับมาจากหอกลั่น (T-100) ด้วยเครื่องผสม (MIX-101) และถูกป้อนเข้ายังถังปฏิกรณ์ที่กระแสด 102

(3) ไตรโอดีอินที่ถูกเตรียมไว้ในข้อแรกจะถูกให้อุณหภูมิจาก 25 องศาเซลเซียส เป็น 45 องศาเซลเซียส ด้วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (E-100) และถูกส่งไปยังถังปฏิกรณ์ที่กระแสด 105

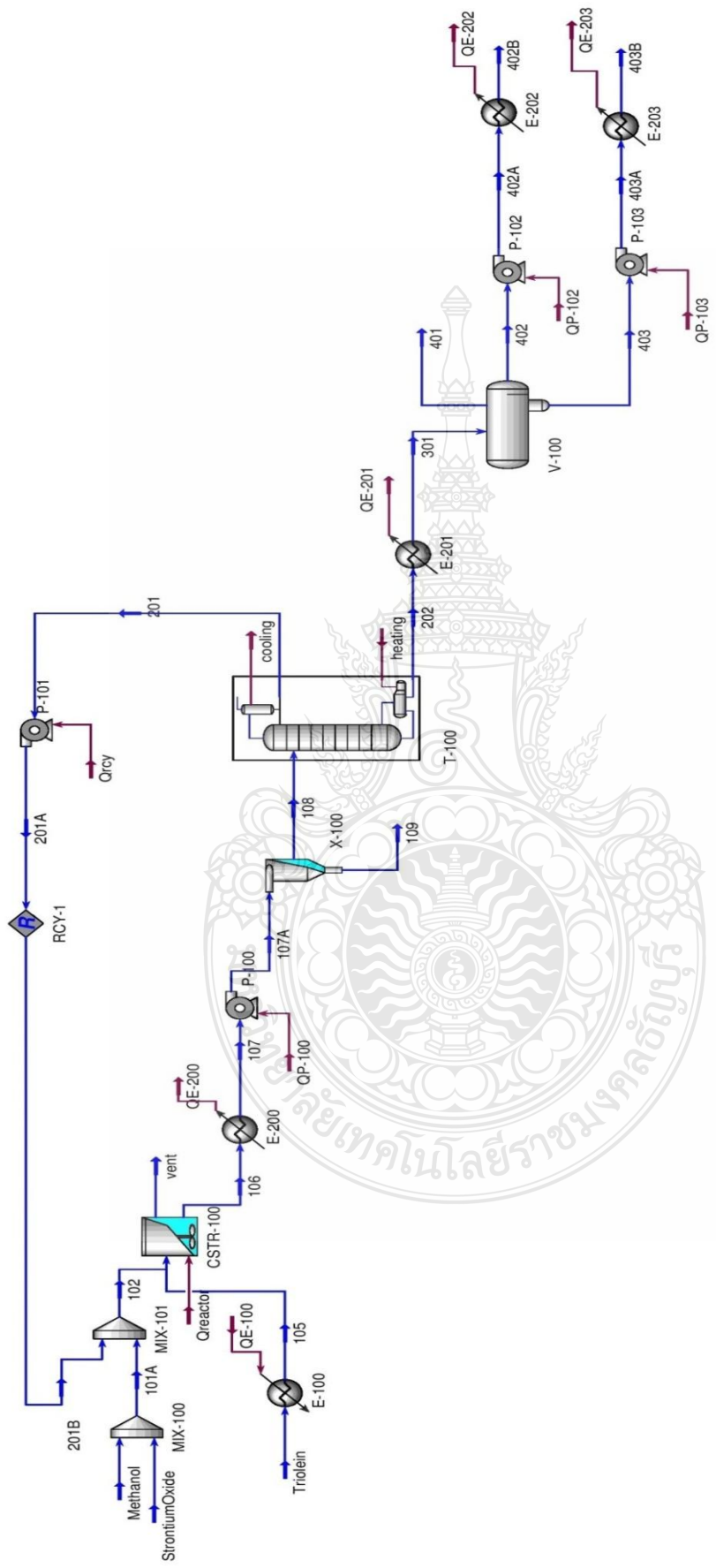
(4) สารตั้งต้นทั้ง 2 สายจากจะทำปฏิกิริยากันที่ถังปฏิกรณ์ (CSTR-100) ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสคาล มีค่าคอนเวอร์ชันเท่ากับ 88.34 ได้ผลิตภัณฑ์ที่กระแสด 106 และลดอุณหภูมิด้วยเครื่องทำความเย็น (E-200) เหลือ 45 องศาเซลเซียสที่กระแสด 107 และเพิ่มความดันด้วยปั๊ม (P-100) เป็น 150 กิโลปาสคาลที่กระแสด 107A

(5) ตัวเร่งปฏิกิริยาถูกแยกด้วยไฮโดรไซโคลน (X-100) ซึ่งเป็นเครื่องแยกสารที่มีอนุภาคเป็นของแข็งออกจากกระแสด 109 และผลิตภัณฑ์ที่เหลือออกจากกระแสด 108

(6) ผลิตภัณฑ์จากกระแสด 108 ถูกส่งไปยังหอกลั่น (T-100) เพื่อกลั่นแยกเมทานอลออกที่ด้านบนของหอกลั่นที่กระแสด 201 และรีไซเคิลกลับไปใช้ใหม่ และด้านล่างหอกลั่นที่กระแสด 202 จะถูกลดอุณหภูมิลงด้วยเครื่องทำความเย็น (E-201) เป็นกระแสด 301 และถูกส่งไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100)

(7) เครื่องแยก 3 เฟส (V-100) จะแยกกลีเซอรอลออกจากด้านล่างของเครื่องแยกที่กระแสด 403 มีอัตราการไหล 101.0 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และไบโอดีเซลออกที่กระแสด 402 มีอัตราการไหล 1,006 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(8) กระแสด 402 และ 403 ถูกปรับให้อุณหภูมิและความดันเป็น 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสคาล ที่กระแสด 402B และ 403B ตามลำดับ



ภาพที่ 3.5 แผนผังการผลิต SrO โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดต่าง (SrO)

3.2.5.4 วิธีการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด

(1) การเตรียมสารตั้งต้น ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล ประกอบไปด้วยไตรโอดีอินร้อยละ 95 และกรดโอดีกร้อยละ 5 อัตราการไหล 1,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และเมทานอลบริสุทธิ์ อัตราการไหล 105 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และถูกส่งไปรวมกับเมทานอลที่รีไซเคิลกลับมาจากหอกลั่น (T-100) ด้วยเครื่องผสม (MIX-101) เป็นกระแสสารตั้งต้น (กระแส 101A)

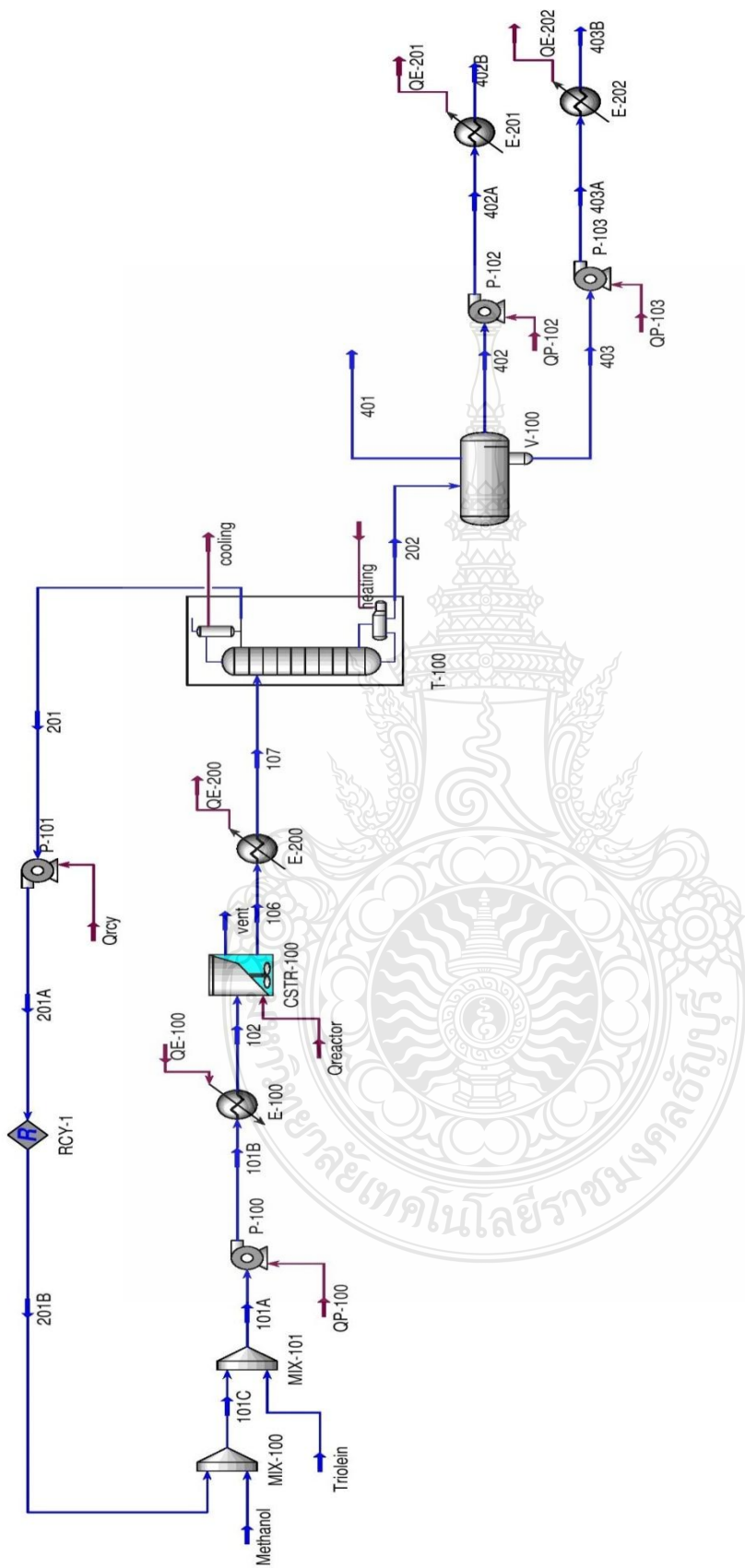
(2) สารตั้งต้นที่ถูกเตรียมไว้ในข้อแรกจะถูกเพิ่มความดันให้เป็น 2000 กิโลปาสกาลด้วยปั๊ม (P-100) และให้อุณหภูมิเป็น 45 องศาเซลเซียส ด้วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (E-100) และถูกส่งไปยังถังปฏิกรณ์ที่กระแส 102

(3) สารตั้งต้นจะทำปฏิกิริยากันที่ถังปฏิกรณ์ (CSTR-100) ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส ความดัน 1899 กิโลปาสกาล มีค่าคอนเวอร์ชันเท่ากับ 97.39 ได้ผลิตภัณฑ์ที่กระแส 106 และลดอุณหภูมิด้วยเครื่องทำความเย็น (E-200) เหลือ 187 องศาเซลเซียสที่กระแส 107

(4) ผลิตภัณฑ์จากกระแส 107 ถูกส่งไปยังหอกลั่น (T-100) เพื่อกลั่นแยกเมทานอลออกที่ด้านบนของหอกลั่นที่กระแส 201 และรีไซเคิลกลับไปใช้ใหม่ และด้านล่างหอกลั่นที่กระแส 202 จะส่งไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100)

(5) เครื่องแยก 3 เฟส (V-100) จะแยกกลีเซอรอลออกทางด้านล่างของเครื่องแยกที่กระแส 403 มีอัตราการไหล 108.6 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และไบโอดีเซลออกที่กระแส 402 มีอัตราการไหล 995.5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

(6) กระแส 402 และ 403 ถูกปรับให้อุณหภูมิและความดันเป็น 25 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล ที่กระแส 402B และ 403B ตามลำดับ



ภาพที่ 3.6 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด

3.3 การวิเคราะห์การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ

เมื่อจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบแล้ว จะนำผลมาวิเคราะห์ข้อมูล โดยจะมีการเปรียบเทียบค่าต่างๆเพื่อหาความแตกต่าง โดยงานวิจัยนี้จะทำการเปรียบเทียบการใช้พลังงานทุกอุปกรณ์รวมกันของแต่ละรูปแบบการผลิตไบโอดีเซล ประกอบด้วย บั้มและเครื่องทำความเย็นทั้งหมดในกระบวนการ ถึงปฏิกรณ์ หอกลั่น เครื่องทำความร้อน เพื่อนำมาเปรียบเทียบการใช้พลังงานในแต่ละรูปแบบ รายชื่ออุปกรณ์และสายพลังงานถูกแสดงดังตารางที่ 3.5

3.3.1 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา จากรูปที่ 3.3 จะเห็นได้ว่า การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลในรูปแบบนี้ มีการใช้พลังงานในแต่ละอุปกรณ์ทั้งหมด 11 ส่วนได้แก่

- (1) บั้มตัวที่ 1 (P-100) เพื่อป้อนไตรโอดีลินให้กับการผลิต
- (2) บั้มตัวที่ 2 (P-101) เพื่อป้อนเมทานอลและโซเดียมไฮดรอกไซด์ให้กับการผลิต
- (3) บั้มตัวที่ 3 (P-102) เพื่อป้อนเมทานอลจากหอกลั่น (T-100) ไปยังรีไซเคิล (RCY-1)
- (4) บั้มตัวที่ 4 (P-103) เพื่อปรับความดันให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (5) บั้มตัวที่ 5 (P-104) เพื่อปรับความดันให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (6) เครื่องทำความร้อน (E-100) เพื่อปรับอุณหภูมิของไตรโอดีลินก่อนการผลิต
- (7) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 1 (E-200) เพื่อปรับอุณหภูมิให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (8) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 2 (E-201) เพื่อปรับอุณหภูมิให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (9) เครื่องทำความร้อนที่หอกลั่น (T-100)
- (10) เครื่องทำความเย็นที่หอกลั่น (T-100)
- (11) เครื่องปฏิกรณ์ (CSTR-100)

3.3.2 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริก เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลในรูปแบบนี้ มีการใช้พลังงานในแต่ละอุปกรณ์ทั้งหมด 12 ส่วน รายละเอียดชื่อและอุปกรณ์แสดงดังรูปที่ 3.4 ได้แก่

- (1) บั้มตัวที่ 1 (P-100) เพื่อป้อนไตรโอดีลินให้กับการผลิต
- (2) บั้มตัวที่ 2 (P-101) เพื่อป้อนเมทานอลและกรดซัลฟูริกให้กับการผลิต
- (3) บั้มตัวที่ 3 (P-102) เพื่อป้อนเมทานอลจากหอกลั่น (T-100) ไปยังรีไซเคิล (RCY-1)
- (4) บั้มตัวที่ 4 (P-103) เพื่อปรับความดันให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น

- (5) บั้มตัวที่ 5 (P-104) เพื่อปรับความดันให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (6) เครื่องทำความร้อน (E-100) เพื่อปรับอุณหภูมิของไตร โอลีอินก่อนการผลิต
- (7) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 1 (E-200) เพื่อลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์จากถังปฏิกรณ์ก่อนเข้าหอกลั่น
- (8) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 2 (E-201) เพื่อปรับอุณหภูมิให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (9) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 3 (E-202) เพื่อปรับอุณหภูมิให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (10) เครื่องทำความร้อนที่หอกลั่น (T-100)
- (11) เครื่องทำความเย็นที่หอกลั่น (T-100)
- (12) เครื่องปฏิกรณ์ (CSTR-100)

3.3.3 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

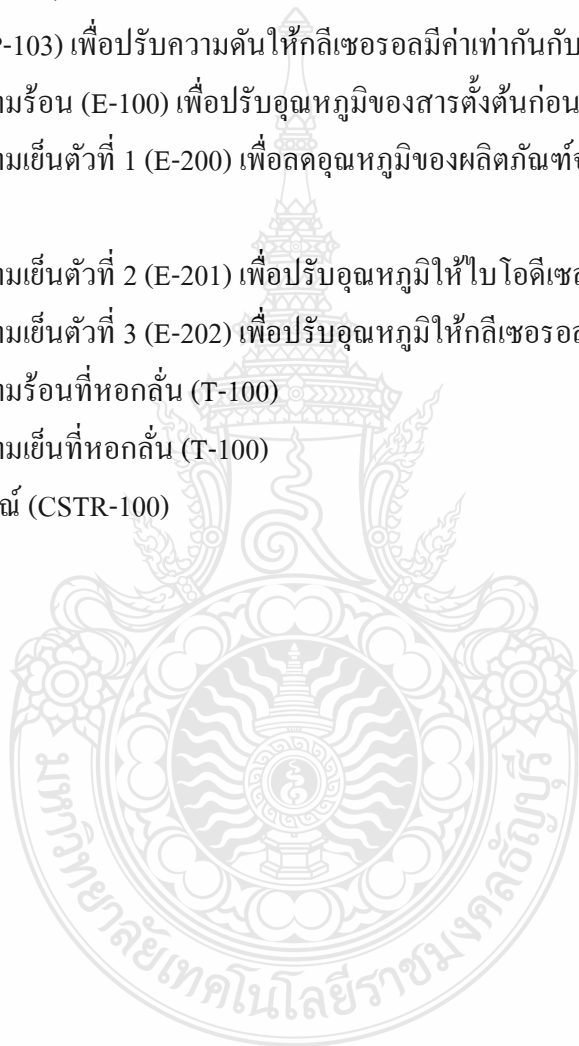
จากรูปที่ 3.5 จะเห็นได้ว่า การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลในรูปแบบนี้ มีการใช้พลังงานในแต่ละอุปกรณ์ทั้งหมด 12 ส่วน ได้แก่

- (1) บั้มตัวที่ 1 (P-100) เพื่อป้อนผลิตภัณฑ์จากเครื่องปฏิกรณ์เข้าสู่เครื่องแยกตัวเร่งปฏิกิริยา
- (2) บั้มตัวที่ 2 (P-101) เพื่อป้อนเมทานอลจากหอกลั่น (T-100) ไปยังรีไซเคิล (RCY-1)
- (3) บั้มตัวที่ 3 (P-102) เพื่อปรับความดันให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (4) บั้มตัวที่ 4 (P-103) เพื่อปรับความดันให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (5) เครื่องทำความร้อน (E-100) เพื่อปรับอุณหภูมิของไตร โอลีอินก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์
- (6) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 1 (E-200) เพื่อลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์จากถังปฏิกรณ์ก่อนเข้าเครื่องแยกปฏิกิริยา
- (7) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 2 (E-201) เพื่อลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์จากหอกลั่นก่อนเข้าเครื่องแยก 3 เฟส
- (8) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 3 (E-202) เพื่อปรับอุณหภูมิให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (9) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 4 (E-203) เพื่อปรับอุณหภูมิให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับกับรูปแบบอื่น
- (10) เครื่องทำความร้อนที่หอกลั่น (T-100)
- (11) เครื่องทำความเย็นที่หอกลั่น (T-100)
- (12) เครื่องปฏิกรณ์ (CSTR-100)

3.3.4 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด

จากรูปที่ 3.6 จะเห็นได้ว่า การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลในรูปแบบนี้ มีการใช้พลังงานในแต่ละอุปกรณ์ทั้งหมด 11 ส่วนได้แก่

- (1) ป้อนตัวที่ 1 (P-100) เพื่อปรับความดันของสารตั้งต้นก่อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์
- (2) ป้อนตัวที่ 2 (P-101) เพื่อป้อนเมทานอลจากหอกลับ (T-100) ไปยังรีไซเคิล (RCY-1)
- (3) ป้อนตัวที่ 3 (P-102) เพื่อปรับความดันให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (4) ป้อนตัวที่ 4 (P-103) เพื่อปรับความดันให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (5) เครื่องทำความร้อน (E-100) เพื่อปรับอุณหภูมิของสารตั้งต้นก่อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์
- (6) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 1 (E-200) เพื่อลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์จากถังปฏิกรณ์ก่อนเข้าหอกลับ
- (7) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 2 (E-201) เพื่อปรับอุณหภูมิให้ไบโอดีเซลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (8) เครื่องทำความเย็นตัวที่ 3 (E-202) เพื่อปรับอุณหภูมิให้กลีเซอรอลมีค่าเท่ากับรูปแบบอื่น
- (9) เครื่องทำความร้อนที่หอกลับ (T-100)
- (10) เครื่องทำความเย็นที่หอกลับ (T-100)
- (11) เครื่องปฏิกรณ์ (CSTR-100)



ตารางที่ 3.5 การใช้พลังงานของการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ

อุปกรณ์	ชื่อสายพลังงานในแต่ละอุปกรณ์							
	Base		Acid		Heterogeneous		Supercritical	
	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน
pump	P-100	QP-100	P-100	QP-100	P-101	Qrcy	P-101	Qrcy
	P-101	QP-101	P-101	QP-101	P-100	QP-100	P-100	QP-100
	P-102	Qrcy	P-102	Qrcy	P-102	QP-102	P-102	QP-102
	P-103	QP-103	P-103	QP-103	P-103	QP-103	P-103	QP-103
	P-104	QP-104	P-104	QP-104				
Heater	E-100	QE-100	E-100	QE-100	E-100	QE-100	E-100	QE-100
Cooling	E-200	QE-200	E-200	QE-200	E-200	QE-200	E-200	QE-200
	E-201	QE-201	E-201	QE-201	E-201	QE-201	E-201	QE-201
			E-202	QE-202	E-202	QE-202	E-202	QE-202
					E-203	QE-203		
Column	T-100	Cooling	T-100	Cooling	T-100	Cooling	T-100	Cooling
	T-100	Heating	T-100	Heating	T-100	Heating	T-100	Heating
Reactor	CSTR-100	Qreactor	CSTR-100	Qreactor	CSTR-100	Qreactor	CSTR-100	Qreactor



บทที่ 4

ผลการดำเนินงานวิจัย

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS 2006 โดยมีน้ำมันปาล์มทำปฏิกิริยากันกับเมทานอล ด้วยรูปแบบการผลิตจำนวน 4 รูปแบบ

4.1 ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

จากการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะคงที่ โดยกำหนดให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีความบริสุทธิ์ไม่ต่ำกว่าร้อยละ 97 และค่าสภาวะของสารผลิตภัณฑ์มีค่าเท่ากันทุกรูปแบบ โดยควบคุมความดันและอุณหภูมิของสารผลิตภัณฑ์ด้วยปั๊มและเครื่องทำความเย็น ผลที่ได้ถูกแสดงดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 ค่าสภาวะและความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์

ผลิตภัณฑ์	Base	Acid	Heterogeneous	Supercritical
Temperature (C)	25	25	25	25
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
M-Oleate				
Mass flow (kg/h)	1,006	1,006	1,006	995.5
Mole fraction	0.9769	0.9772	0.9769	0.9706
Glycerol				
Mass flow (kg/h)	101.1	101.1	101.0	108.6
Mole fraction	0.9981	0.9980	0.9979	0.9867

การปรับเพิ่มอุปกรณ์ของการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบนี้ ส่งผลให้การจำลองการผลิตมีประสิทธิภาพในการเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิต เนื่องจากสารตั้งต้นและสารผลิตภัณฑ์มีค่าสภาวะใกล้เคียงกันทุกรูปแบบ เว้นแต่รูปแบบที่ 4 คือการผลิตไบโอดีเซลโดยการใช้สภาวะยิ่งยวด จะมีปริมาณผลิตภัณฑ์น้อยกว่ารูปแบบอื่นเล็กน้อย เนื่องจากการป้อนสารตั้งต้นที่แตกต่างกันเนื่องจากขั้นตอนการจำลองกระบวนการผลิตในรูปแบบที่ 4 มีการป้อนเมทานอลที่น้อยกว่ารูปแบบอื่น เนื่องจากการใช้เมทานอลในปริมาณมากกว่าจะเกิดการสูญเสียเมทานอลไปในเครื่องปฏิกรณ์

(กระแส vent) การจำลองกระบวนการผลิตทั้ง 4 รูปแบบพบว่า ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่กำหนดให้มีค่ามากกว่าร้อยละ 97 พบว่า ผลที่ได้ของไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบมีค่าร้อยละ 97 ส่วนกลีเซอรอลที่ได้มีความบริสุทธิ์อยู่ที่ร้อยละ 99

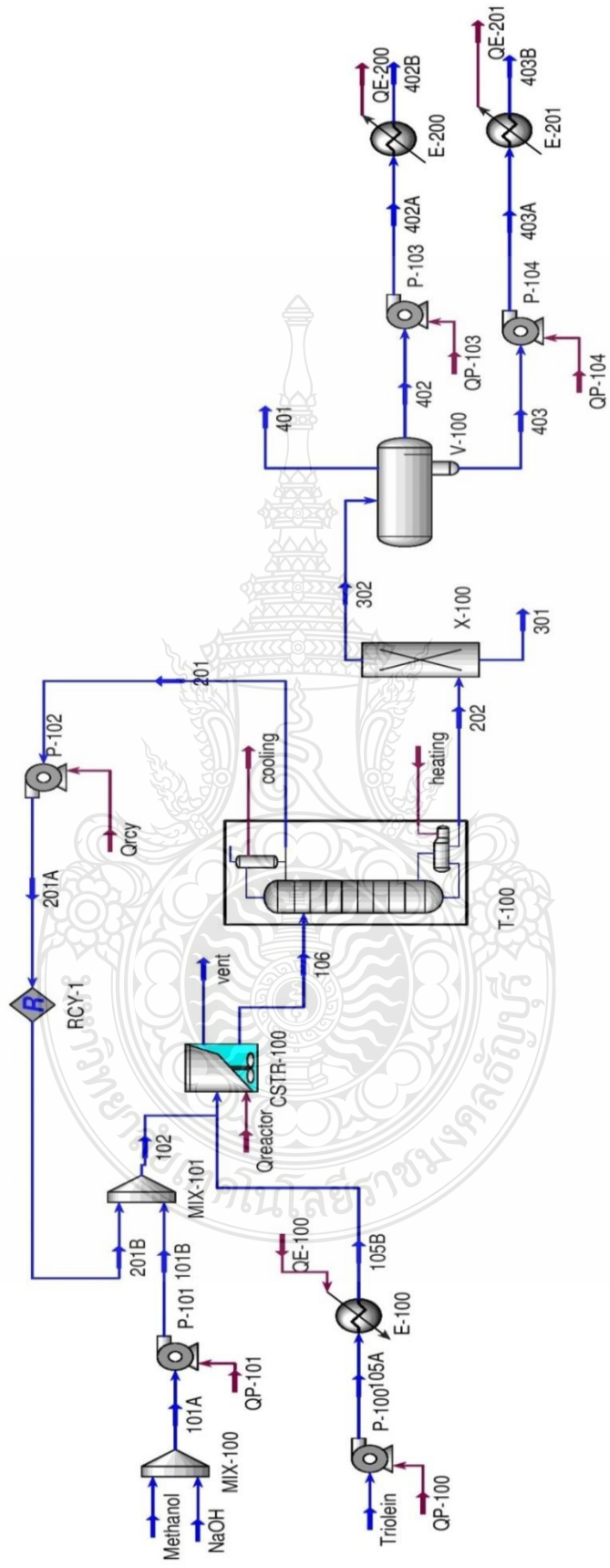
4.2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล

4.2.1 การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

ในการทำปฏิกริยานี้ ควบคุมไว้ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และความดันที่ถึงปฏิกรณ์มีค่า 101.3 กิโลปาสกาล อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมันคือ 3:1 ค่าสภาวะและสัดส่วนของสารขาเข้าและออกจากถังปฏิกรณ์ถูกแสดงตารางที่ 4.2 และ 4.3 ตามลำดับ โดย 102 เป็นกระแสของตัวเร่งและเมทานอล 105B เป็นกระแสของน้ำมัน และ 106 เป็นกระแสผลิตภัณฑ์เพื่อส่งต่อไปแยกเมทานอลด้วยหอกลั่น โดยมีคอนเวอร์ชันอยู่ที่ 100 เมื่ออ้างอิงจากการใช้เมทานอล พลังงานที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์มีค่าเท่ากับ 497,100 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.2 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

CSTR-100/NaOH	102	105B	106	vent
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	25.33	60.00	60.0	60.0
Pressure (kPa)	101.3	400.0	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	3.996	1.169	5.165	0.0000
Mass Flow (kg/h)	130.0	1000	1130	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	0.1565	1.093	1.249	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.296e+005	-1.582e+006	-6.321e+005	-
				1.997e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	39.38	4013	230.7	179.7
Heat Flow (kJ/h)	-9.176e+005	-1.850e+006	-3.265e+006	0.0000



ภาพที่ 4.1 แผนผังการผลิตไบโอเอติเฮดโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาออกพ่นซ์ชนิดต่าง (NaOH)

ตารางที่ 4.3 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

CSTR-100/NaOH	102	105B	106	vent
Methanol	0.9374	0.0000	0.0801	0.9999
Glycerol	0.0000	0.0000	0.2151	0.0001
M-Oleate	0.0000	0.0000	0.6452	0.0000
Oleic Acid	0.0000	0.0500	0.0113	0.0000
Triolein	0.0000	0.9500	0.0000	0.0000
NaOH	0.0626	0.0000	0.0484	0.0000

เมื่อได้ผลิตภัณฑ์ที่ขาออกของถังปฏิกรณ์แล้ว จะถูกส่งไปเข้าเครื่องกลั่นเพื่อกลั่นแยกเมทานอลและนำกลับไปใช้ใหม่ด้วยหอกลั่น (T-100) โดยกระแส 106 เป็นกระแสที่ถูกส่งมาจากเครื่องปฏิกรณ์เข้าสู่หอกลั่นที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล เมื่อกลั่นแยกเมทานอล หอกลั่นจะกลั่นเมทานอลส่งออกทางด้านบนของหอกลั่นที่กระแส 201 อุณหภูมิ 28.20 องศาเซลเซียส ความดัน 20 กิโล-ปาสกาล และผลิตภัณฑ์ถูกส่งออกทางด้านล่างหอกลั่นที่กระแส 202 อุณหภูมิ 232.1 องศาเซลเซียส ความดัน 30 กิโลปาสกาล ค่าสภาวะและสัดส่วนของสาร ในหอกลั่น ถูกแสดงตารางที่ 4.4 และ 4.5 ตามลำดับ พลังงานที่ใช้ในหอกลั่นมีค่า 562,050 กิโลจูลต่อชั่วโมง ซึ่งแบ่งเป็นการใช้พลังงานจากคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์เป็น 49,350 และ 512,700 กิโลจูลต่อชั่วโมงตามลำดับ

ตารางที่ 4.4 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากหอกลั่น โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

T-100/NaOH	106	201	202
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	60.0	28.20	232.1
Pressure (kPa)	101.3	20.00	30.00
Molar Flow (kgmole/h)	5.165	0.4136	4.752
Mass Flow (kg/h)	1130	13.26	1117
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.249	1.666e-002	1.232
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.321e+005	-2.391e+005	-5.688e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	230.7	35.79	559.3
Heat Flow (kJ/h)	-3.265e+006	-9.890e+004	-2.703e+006

ตารางที่ 4.5 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหอกลั่น โดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

T-100/NaOH	106	201	202
Methanol	0.0801	0.9999	0.0000
Glycerol	0.2151	0.0001	0.2338
M-Oleate	0.6452	0.0000	0.7013
OleicAcid	0.0113	0.0000	0.0123
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0484	0.0000	0.0526

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหอกลั่นในกระแส 202 จะถูกส่งไปแยกตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยเครื่องแยก (X-100) ออกจากกระแส 301 และผลิตภัณฑ์ถูกส่งออกที่กระแส 302 โดยค่าสถานะและสัดส่วนของสารในเครื่องแยกถูกแสดงตารางที่ 4.6 และ 4.7 ตามลำดับ

ตารางที่ 4.6 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

X-100/NaOH	202	301	302
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	232.1	300.0	231.1
Pressure (kPa)	30.00	111.0	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	4.752	0.2500	4.502
Mass Flow (kg/h)	1117	9.9999	1107
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.232	5.610e-003	1.226
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-5.688e+005	-3.837e+004	-5.982e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	555.4	135.2	587.9
Heat Flow (kJ/h)	-2.703e+006	-9592	-2.693e+006

ตารางที่ 4.7 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

X-100/NaOH	202	301	302
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000
Glycerol	0.2338	0.0000	0.2468
M-Oleate	0.7013	0.0000	0.7402
OleicAcid	0.0123	0.0000	0.0130
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0526	1.0000	0.0000

เมื่อแยกตัวเร่งปฏิกิริยาออกแล้วผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100) มีค่าสถานะและสัดส่วนของสาร แสดงดังตารางที่ 4.8 และ 4.9 ตามลำดับ โดยกระแส 302 เป็นสารขาเข้า กระแส 401 402 403 เป็นสารขาออกของก๊าซ ไบโอดีเซล และกลีเซอรอล ตามลำดับ

ตารางที่ 4.8 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

V-100/NaOH	302	401	402	403
Vapor	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	231.1	231.1	231.1	231.1
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	4.502	0.0000	3.409	1.092
Mass Flow (kg/h)	1107	0.0000	1006	101.0
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.226	0.0000	1.146	8.033e-002
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.982e+005	-5.447e+005	-5.898e+005	-6.244e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	587.9	473.5	712.8	198.1
Heat Flow (kJ/h)	-2.693e+006	0.0000	-2.001e+006	-6.821e+005

ตารางที่ 4.9 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

V-100/NaOH	302	401	402	403
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Glycerol	0.2468	0.7471	0.0060	0.9981
M-Oleate	0.7402	0.2509	0.9769	0.0017
OleicAcid	0.0130	0.0020	0.0171	0.0002
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

4.2.2 การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

ในการทำปฏิกิริยานี้ ควบคุมไว้ที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส และความดันที่ถึงปฏิกรณ์มีค่า 60 กิโล-ปาสคาล อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมันคือ 3:1 ค่าสถานะและสัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ถูกแสดงดังตารางที่ 4.10 และ 4.11 ตามลำดับ โดยกระแส 105B เป็นกระแสของน้ำมันและกระแส 102 เป็นกระแสของตัวเร่งและเมทานอล ส่วนผลิตภัณฑ์ที่ต้องการออกทางกระแส 106 เพื่อส่งต่อไปแยกเมทานอลที่เหลือออกด้วยหอกลั่น โดยมีค่าคอนเวอร์ชันอยู่ที่ 88.95 เมื่ออิงจากการใช้เมทานอล พลังงานที่ใช้ในเครื่องปฏิกรณ์มีค่าเท่ากับ 390,400 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.10 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ H₂SO₄ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

CSTR-100/H ₂ SO ₄	102	105B	106	vent
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000	1.000
Temperature (C)	28.16	35.00	80.00	80.00
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	5.275	1.169	6.445	0.0000
Mass Flow (kg/h)	270.0	1.169	1270	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	0.2319	1.093	1.324	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-4.013e+005	-1.625e+006	-6.839e+005	-1.988e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	44.64	3851	242.7	182.4
Heat Flow (kJ/h)	-2.117e+006	-1.900e+006	-4.408e+006	0.0000

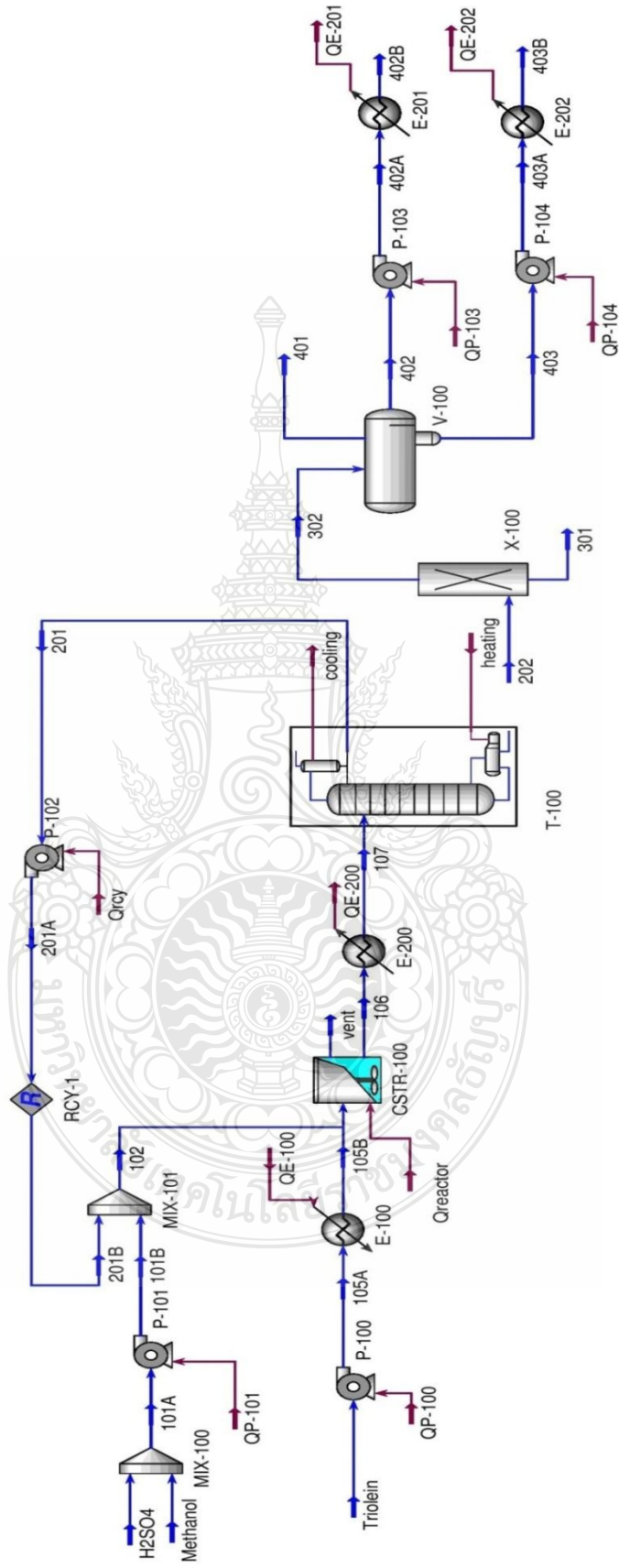
เมื่อได้ผลิตภัณฑ์ที่ขาออกของถังปฏิกรณ์แล้ว จะถูกส่งไปเข้าเครื่องกลั่นเพื่อกลั่นแยกเมทานอลและนำกลับไปใช้ใหม่ด้วยหอกลั่น (T-100) โดยกระแส 106 เป็นกระแสที่ถูกส่งมาจากเครื่องปฏิกรณ์เข้าสู่เครื่องทำความเย็นโดยลดอุณหภูมิจาก 80 องศาเซลเซียส เหลือ 50 องศาเซลเซียสก่อนเข้าหอกลั่น เมื่อกลั่นแยกเมทานอล หอกลั่นจะกลั่นเมทานอลส่งออกทางด้านบนของหอกลั่นที่กระแส 201 อุณหภูมิ 64.48 องศาเซลเซียส ความดัน 101.3 กิโลปาสกาล และผลิตภัณฑ์ถูกส่งออกทางด้านล่างหอกลั่นที่กระแส 202 อุณหภูมิ 282.7 องศาเซลเซียส ความดัน 111 กิโลปาสกาล ค่าสภาวะและสัดส่วนของสาร ในหอกลั่นถูกแสดงดังตารางที่ 4.12 และ 4.13 ตามลำดับ พลังงานที่ใช้ในหอกลั่นคือ 776,550 800 กิโลจูลต่อชั่วโมง ซึ่งแบ่งเป็นการใช้พลังงานจากคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์เป็น 43,750 และ 732,800 กิโลจูลต่อชั่วโมงตามลำดับ

ตารางที่ 4.11 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

CSTR-100/ H_2SO_4	102	105B	106	vent
Methanol	0.7101	0.0000	0.0642	0.9998
Glycerol	0.0000	0.0000	0.1724	0.0002
M-Oleate	0.0000	0.0000	0.5161	0.0000
Oleic Acid	0.0000	0.0500	0.0091	0.0000
H_2SO_4	0.2899	0.0000	0.2372	0.0000
Triolein	0.0000	0.9500	0.0000	0.0000

ตารางที่ 4.12 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากหอกลั่น โดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

T-100/ H_2SO_4	107	201	202
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	50.00	64.48	282.7
Pressure (kPa)	60.00	101.3	111.0
Molar Flow (kgmole/h)	6.445	0.4132	6.032
Mass Flow (kg/h)	1270	13.24	1257
Std Ideal Liq Vol Flow (m^3/h)	1.324	1.664e-002	1.307
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-6.961e+005	-2.348e+005	-6.134e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	180.5	75.74	556.2
Heat Flow (kJ/h)	-4.486e+006	-9.702e+004	-3.700e+006



ภาพที่ 4.2 แผนผังการผลิตไป ไอติเซดโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด (H₂SO₄)

ตารางที่ 4.13 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหอกลั่น โดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

T-100/ H_2SO_4	107	201	202
Methanol	0.0642	1.0000	0.0001
Glycerol	0.1724	0.0000	0.1841
M-Oleate	0.5171	0.0000	0.5525
OleicAcid	0.0091	0.0000	0.0097
H_2SO_4	0.2372	0.0000	0.2536
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากหอกลั่นจะถูกแยกตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยเครื่องแยก (X-100) ออกจากกระแส 301 และผลิตภัณฑ์ถูกส่งออกไปที่กระแส 302 โดยค่าสภาวะและสัดส่วนของสารในเครื่องแยกถูกแสดงดังรูปที่ 4.14 และ 4.15 ตามลำดับ

เมื่อแยกตัวเร่งปฏิกิริยาออกแล้วผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100) มีสัดส่วนของสารและค่าสภาวะ แสดงดังตารางที่ 4.16 และ 4.17 ตามลำดับ โดยกระแส 302 เป็นสารขาเข้า กระแส 401 402 403 เป็นสารขาออกของก๊าซ ไบโอดีเซล และกลีเซอรอล ตามลำดับ

ตารางที่ 4.14 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

X-100/ H_2SO_4	202	301	302
Vapor	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	282.7	820.0	222.9
Pressure (kPa)	111.0	111.0	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	6.032	1.529	4.502
Mass Flow (kg/h)	1257	150.0	1107
Std Ideal Liq Vol Flow (m^3/h)	1.307	8.105e-002	1.226
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-6.134e+005	-6.422e+005	-6.036e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	556.2	370.5	574.5
Heat Flow (kJ/h)	-3.700e+006	-9.821e+005	-2.718e+006

ตารางที่ 4.15 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

X-100/ H_2SO_4	202	301	302
Methanol	0.0001	0.0000	0.0001
Glycerol	0.1841	0.0000	0.2467
M-Oleate	0.5525	0.0000	0.7402
OleicAcid	0.0097	0.0000	0.0130
H_2SO_4	0.2536	1.0000	0.0000
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000

ตารางที่ 4.16 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

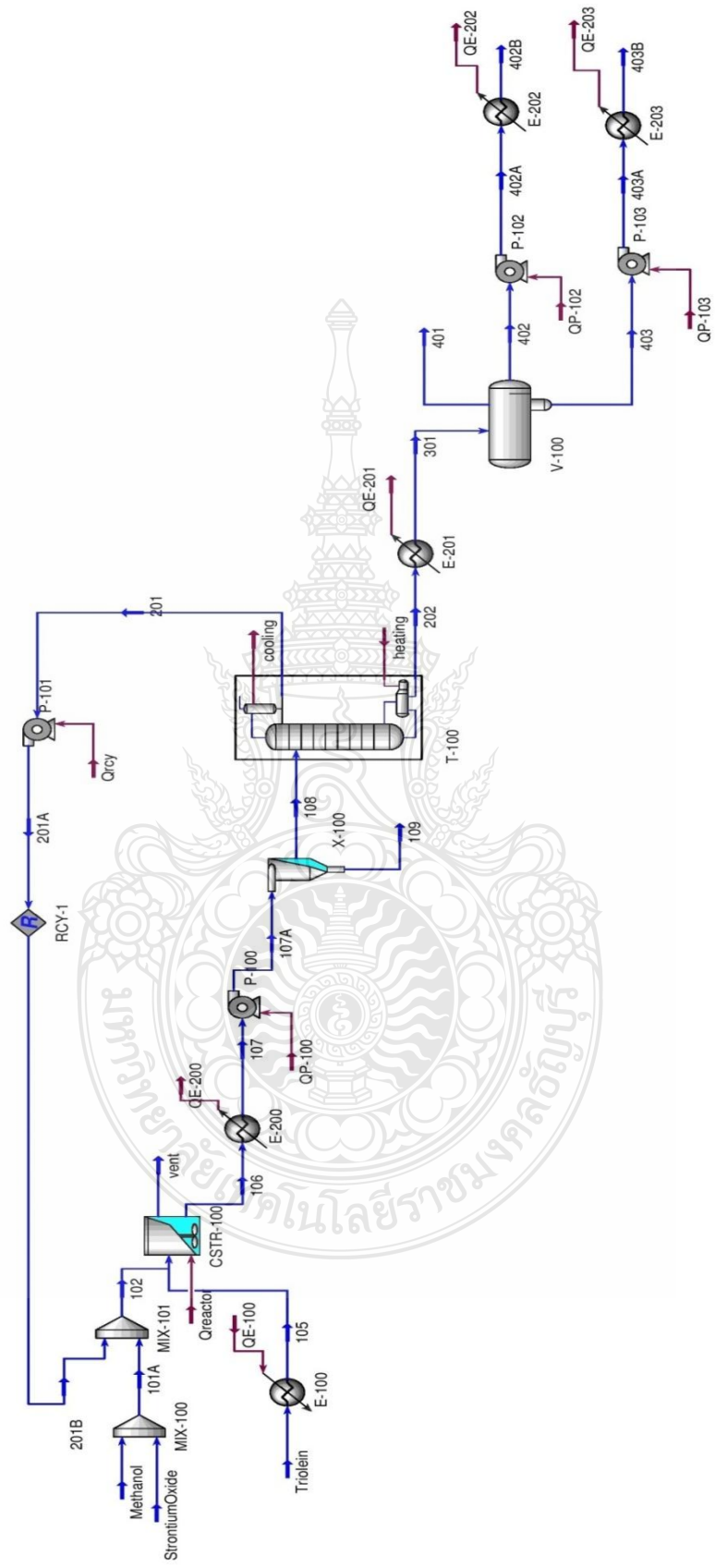
V-100/ H_2SO_4	302	401	402	403
Methanol	0.0001	0.0803	0.0001	0.0003
Glycerol	0.2467	0.7536	0.0056	0.9989
M-Oleate	0.7402	0.1645	0.9772	0.0015
OleicAcid	0.0130	0.0016	0.0171	0.0002
H_2SO_4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

ตารางที่ 4.17 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

V-100/ H_2SO_4	302	401	402	403
Vapor	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	222.9	222.9	222.9	222.9
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	4.502	0.0000	3.408	1.094
Mass Flow (kg/h)	1107	0.0000	1006	101.1
Std Ideal Liq Vol Flow (m^3/h)	1.226	0.0000	1.146	8.039e-002
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-6.036e+005	-5.213e+005	-5.962e+005	-6.266e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	574.5	413.6	697.5	191.2
Heat Flow (kJ/h)	-2.718e+006	0.0000	-2.032e+006	-6.854e+005

4.2.3 การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

ในการทำปฏิกิริยานี้ ความคุมไว้ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และความดันที่ถึงปฏิกิริยามีค่า 101.3 กิโลปาสคาล อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมันคือ 3:1 ค่าสภาวะและสัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถึงปฏิกิริยาถูกแสดงดังตารางที่ 4.18 และ 4.19 ตามลำดับ โดยกระแส 105 เป็นกระแสของน้ำมันและกระแส 102 เป็นกระแสของตัวเร่งและเมทานอล ส่วนผลิตภัณฑ์ที่ต้องการออกทางกระแส 106 เพื่อส่งต่อไปแยกเมทานอลที่เหลือออกด้วยหอกลั่น โดยมีคอนเวอร์ชันอยู่ที่ 88.34 เมื่ออ้างอิงจากเมทานอล พลังงานที่ใช้ในเครื่องปฏิกิริยามีค่าเท่ากับ 468,000 กิโลจูลต่อชั่วโมง



ภาพที่ 4.3 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิเศษชนิดต่าง (SrO)

ตารางที่ 4.18 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

CSTR-100/ SrO	102	105	106	vent
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	26.98	45.00	60.00	60.00
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	3.812	1.169	4.981	0.0000
Mass Flow (kg/h)	125.0	1000	1125	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	0.1528	1.093	1.245	0.0000
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-2.367e+005	-1.608e+006	-6.526e+005	-1.997e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	73.73	3912	260.5	179.7
Heat Flow (kJ/h)	-9.022e+005	-1.881e+006	-3.251e+006	0.0000

ตารางที่ 4.19 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

CSTR-100/SrO	102	105	106	vent
Methanol	0.9895	0.0000	0.0883	0.9999
OleicAcid	0.0000	0.0500	0.0117	0.0000
Glycerol	0.0000	0.0000	0.2231	0.0001
M-Oleate	0.0000	0.0000	0.6689	0.0000
Triolein	0.0000	0.9500	0.0000	0.0000
Strontium Oxide	0.0105	0.0000	0.0080	0.0000

เมื่อได้ผลิตภัณฑ์ที่ขาออกของถังปฏิกรณ์แล้ว จะถูกส่งไปเข้าเครื่องทำความเย็นเพื่อลดอุณหภูมิจาก 60 องศาเซลเซียส เหลือ 45 องศาเซลเซียส เข้าไฮโดรไซโคลน (X-100) เพื่อแยกสตรอนเทียมออกไซด์ออก โดยค่าสถานะและสัดส่วนของสารในเครื่องแยกถูกแสดงดังตารางที่ 4.20 และ 4.21 ตามลำดับ

ตารางที่ 4.20 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

X-100/ SrO	107A	109	108
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	45.04	45.04	45.04
Pressure (kPa)	150.0	150.0	150.0
Molar Flow (kgmole/h)	4.981	4.000e-002	4.941
Mass Flow (kg/h)	1125	4.145	1121
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.245	8.819e-004	1.244
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-6.597e+005	8681	-6.652e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	229.0	2497	210.6
Heat Flow (kJ/h)	-3.286e+006	347.3	-3.287e+006

ตารางที่ 4.21 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยกโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

X-100/ SrO	107A	109	108
Methanol	0.0883	0.0000	0.0890
OleicAcid	0.0117	0.0000	0.0118
Glycerol	0.2231	0.0000	0.2248
M-Oleate	0.6689	0.0000	0.6744
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000
Strontium Oxide	0.0080	1.0000	0.0000

เมื่อแยกตัวเร่งออกจากผลิตภัณฑ์แล้วจะผลิตภัณฑ์ไปกลั่นแยกเมทานอลและนำกลับไปใช้ใหม่ด้วยหอกลั่น (T-100) โดยกระแส 108 เป็นกระแสที่ถูกส่งมาจากเครื่องแยกเข้าสู่หอกลั่นที่อุณหภูมิ 45 องศาเซลเซียส ความดัน 150 กิโลปาสกาล เมื่อกลั่นแยกเมทานอล หอกลั่นจะกลั่นเมทานอลส่งออกทางด้านบนของหอกลั่นที่กระแส 201 อุณหภูมิ 42.57 องศาเซลเซียส ความดัน 40 กิโลปาสกาล และผลิตภัณฑ์ถูกส่งออกทางด้านล่างหอกลั่นที่กระแส 202 อุณหภูมิ 243.5 องศาเซลเซียส ความดัน 50 กิโลปาสกาล ค่าสถานะและสัดส่วนของสาร ในหอกลั่นถูกแสดงดังตารางที่ 4.22 และ

4.23 ตามลำดับ และพลังงานที่ใช้ในหอกลับมีค่าเป็น 688,160 กิโลจูลต่อชั่วโมงซึ่งแบ่งเป็นการใช้พลังงานจากคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์เป็น 80,860 และ 607,300 กิโลจูลต่อชั่วโมงตามลำดับ

ตารางที่ 4.22 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากหอกลับ โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

T-100/ SrO	108	201	202
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	45.04	42.57	243.5
Pressure (kPa)	150.0	40.00	50.00
Molar Flow (kgmole/h)	4.941	0.4394	4.502
Mass Flow (kg/h)	1121	0.4394	1107
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.244	14.08	1.226
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-6.652e+005	-2.374e+005	-5.900e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	210.6	52.63	606.1
Heat Flow (kJ/h)	-3.287e+006	-1.043e+005	-2.656e+006

ตารางที่ 4.23 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหอกลับ โดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

T-100/ SrO	108	201	202
Methanol	0.0890	1.0000	0.0001
OleicAcid	0.0118	0.0000	0.0130
Glycerol	0.2248	0.0000	0.2467
M-Oleate	0.6744	0.0000	0.7402
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000
Strontium Oxide	0.0000	0.0000	0.0000

เมื่อแยกตัวเร่งปฏิกิริยาออกแล้วผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งไปลดอุณหภูมิเพื่อส่งต่อไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100) มีค่าสถานะและสัดส่วนของสาร แสดงดังตารางที่ 4.24 และ 4.25 ตามลำดับ โดยกระแส 302 เป็นสารขาเข้า กระแส 401 402 403 เป็นสารขาออกของก๊าซ ไบโอดีเซล และกลีเซอรอล ตามลำดับ

ตารางที่ 4.24 ค่าสถานะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

V-100/ SrO	301	401	402	403
Vapor	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	230.0	230.0	230.0	230.0
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	4.502	0.0000	3.409	1.093
Mass Flow (kg/h)	1107	0.0000	1006	101.0
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.226	0.0000	1.146	8.036e-002
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.990e+005	-5.289e+005	-5.907e+005	-6.247e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	586.1	423.9	710.7	197.3
Heat Flow (kJ/h)	-2.696e+006	0.0000	-2.014e+006	-6.826e+005

ตารางที่ 4.25 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

V-100/ SrO	301	401	402	403
Methanol	0.0001	0.0539	0.0001	0.0002
OleicAcid	0.0130	0.0017	0.0171	0.0002
Glycerol	0.2467	0.7727	0.0060	0.9979
M-Oleate	0.7402	0.1717	0.9769	0.0017
Triolein	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Strontium Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

4.2.4 การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด

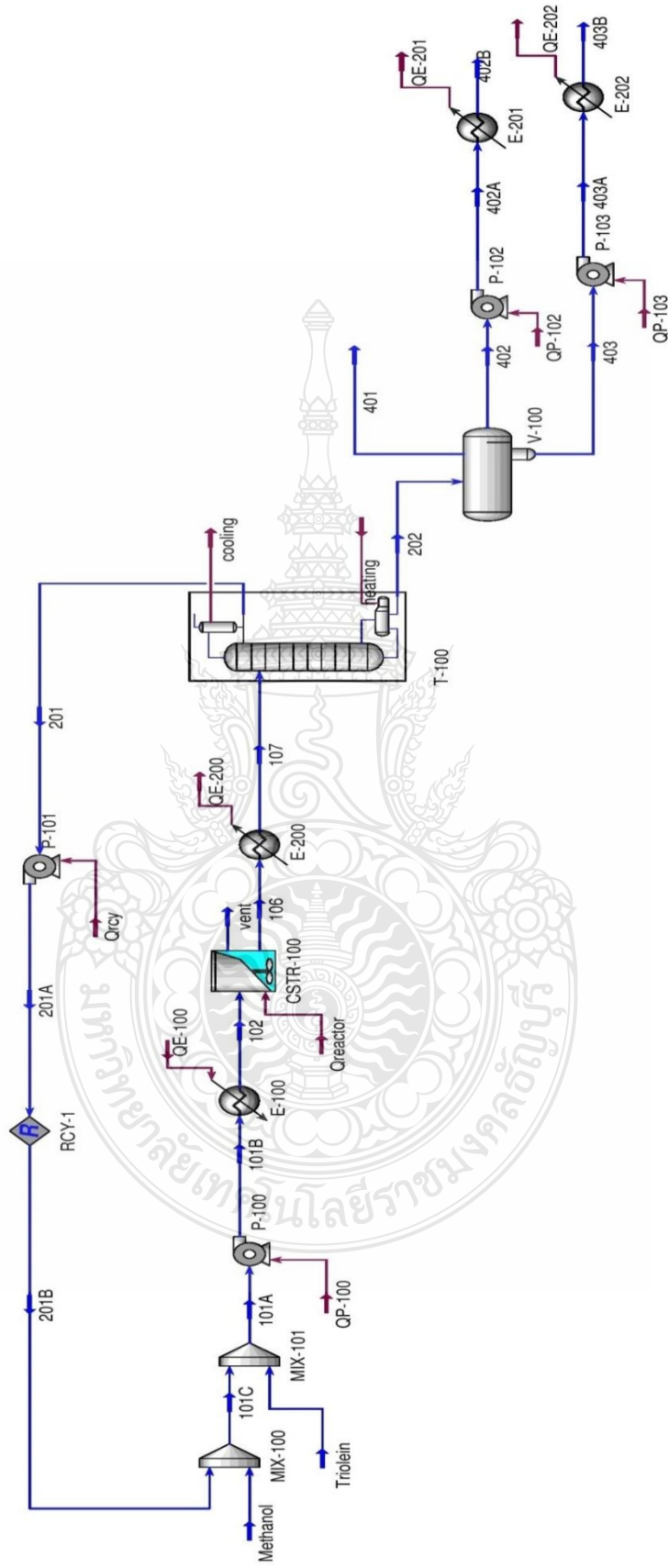
ในการทำปฏิกิริยานี้ ควบคุมไว้ที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส และความดันที่ถึงปฏิกิริยามีค่า 1,900 กิโลปาสกาล อัตราส่วนโดยโมลของเมทานอลต่อน้ำมันคือ 3:1 ค่าสภาวะและสัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกิริยาถูกแสดงดังตารางที่ 4.26 และ 4.27 ตามลำดับ โดยกระแส 102 เป็นกระแสของน้ำมันและเมทานอลที่ผ่านเครื่องทำความร้อนก่อนเข้าถังปฏิกิริยาแล้ว ส่วนผลิตภัณฑ์ที่ต้องการออกทางกระแส 106 เพื่อส่งต่อไปลดอุณหภูมิก่อนแยกเมทานอลที่เหลือออกด้วยหอกลั่น โดยมีค่าคอนเวอร์ชันอยู่ที่ 97.42 เมื่ออ้างอิงจากเมทานอล พลังงานที่ใช้ในเครื่องปฏิกิริยามีค่าเท่ากับ 919,400 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.26 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกิริยาโดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

CSTR-100/ Supercritical	102	106	vent
Vapor	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	185.0	350.0	350.0
Pressure (kPa)	1899	1899	1899
Molar Flow (kgmole/h)	4.501	4.501	0.0000
Mass Flow (kg/h)	1107	1107	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.228	1.226	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-4.899+005	-5.103e+005	-2.961e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1352	811.3	296.8
Heat Flow (kJ/h)	-2.205e+006	-2.297e+006	0.0000

ตารางที่ 4.27 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากถังปฏิกิริยา โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

CSTR-100 / Supercritical	102	106	vent
Methanol	0.7401	0.0191	0.6586
Glycerol	0.0001	0.2404	0.2738
M-Oleate	0.0000	0.7211	0.0661
OleicAcid	0.0130	0.0130	0.0010
Triolein	0.2468	0.0064	0.0005



ภาพที่ 4.4 แผนผังการผลิตโพลี بوتดีน โดย ใช้สถานะยิ่งยวด

เมื่อได้ผลิตภัณฑ์ที่ขาออกของถังปฏิกรณ์แล้ว จะถูกส่งไปเข้าเครื่องทำความเย็นเพื่อลดอุณหภูมิจาก 350 องศาเซลเซียส เหลือ 187 องศาเซลเซียส และส่งเข้าหอกลิ้นเพื่อกลั่นแยกเมทานอลและนำกลับไปใช้ใหม่ด้วยหอกลิ้น (T-100) โดยกระแส 107 เป็นกระแสที่ถูกส่งมาจากเครื่องทำความเย็นเข้าสู่หอกลิ้นที่อุณหภูมิ 187 องศาเซลเซียส ความดัน 1,800 กิโลปาสกาล เมื่อกลั่นแยกเมทานอล หอกลิ้นจะกลั่นเมทานอลส่งออกทางด้านบนของหอกลิ้นที่กระแส 201 อุณหภูมิ 42.68 องศาเซลเซียส ความดัน 40 กิโลปาสกาล และผลิตภัณฑ์ถูกส่งออกทางด้านล่างหอกลิ้นที่กระแส 202 อุณหภูมิ 244 องศาเซลเซียส ความดัน 50 กิโลปาสกาล พลังงานที่ใช้ในหอกลิ้นมีค่าเท่ากับ 175,907 กิโลจูลต่อชั่วโมง แบ่งเป็นการใช้พลังงานจากคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์เป็น 5,207 และ 170,700 กิโลจูลต่อชั่วโมงตามลำดับ ค่าสภาวะและสัดส่วนของสาร ในหอกลิ้นถูกแสดงดังตารางที่ 4.28 และ 4.29 ตามลำดับ

ตารางที่ 4.28 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากหอกลิ้นโดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

T-100/ Supercritical	107	201	202
Vapor	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	187.0	42.68	244.0
Pressure (kPa)	1789	40.00	50.00
Molar Flow (kgmole/h)	4.501	8.628e-002	4.415
Mass Flow (kg/h)	1107	2.815	1104
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.226	3.518e-003	1.223
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-6.236e+005	-2.398e+005	-5.939e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	560.3	53.56	637.5
Heat Flow (kJ/h)	-2.807e+006	-2.069e+004	-2.622e+006

ตารางที่ 4.29 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากหอกลั่น โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

T-100/ Supercritical	107	201	202
Methanol	0.0191	0.9950	0.0000
Glycerol	0.2404	0.0041	0.2450
M-Oleate	0.7211	0.0007	0.7351
OleicAcid	0.0130	0.0000	0.0132
Triolein	0.0064	0.0002	0.0066

เมื่อแยกเมทานอลออกแล้วผลิตภัณฑ์ที่เหลือถูกส่งไปลดอุณหภูมิเพื่อส่งต่อไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (V-100) มีค่าสภาวะและสัดส่วนของสาร แสดงดังตารางที่ 4.30 และ 4.31 ตามลำดับ โดย กระแส 202 เป็นสารขาเข้า กระแส 401 402 403 เป็นสารขาออกของก๊าซ ไบโอดีเซล และกลีเซอรอล ตามลำดับ

ตารางที่ 4.30 ค่าสภาวะของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟส โดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

V-100/ Supercritical	202	401	402	403
Vapor	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	244.0	244.0	244.0	244.0
Pressure (kPa)	50.00	50.00	50.00	50.00
Molar Flow (kgmole/h)	4.415	0.0000	3.341	1.073
Mass Flow (kg/h)	1104	0.0000	995.4	108.6
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	1.223	0.0000	1.133	8.950e-002
Molar Enthalpy (kj/kgmole)	-5.939e+005	-5.512e+005	-5.907e+005	-6.247e+005
Molar Entropy (kj/kgmole-C)	637.5	505.9	753.7	257.8
Heat Flow (kJ/h)	-2.622e+006	0.0000	-1.948e+006	-6.734e+005

ตารางที่ 4.31 สัดส่วนของสารขาเข้า-ออกจากเครื่องแยก 3 เฟสโดยการผลิตที่สภาวะยิ่งยวด

V-100/ Supercritical	202	401	402	403
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Glycerol	0.2450	0.8022	0.0067	0.9867
M-Oleate	0.7351	0.1846	0.9706	0.0022
OleicAcid	0.0132	0.0020	0.0174	0.0002
Triolein	0.0066	0.0112	0.0052	0.0108

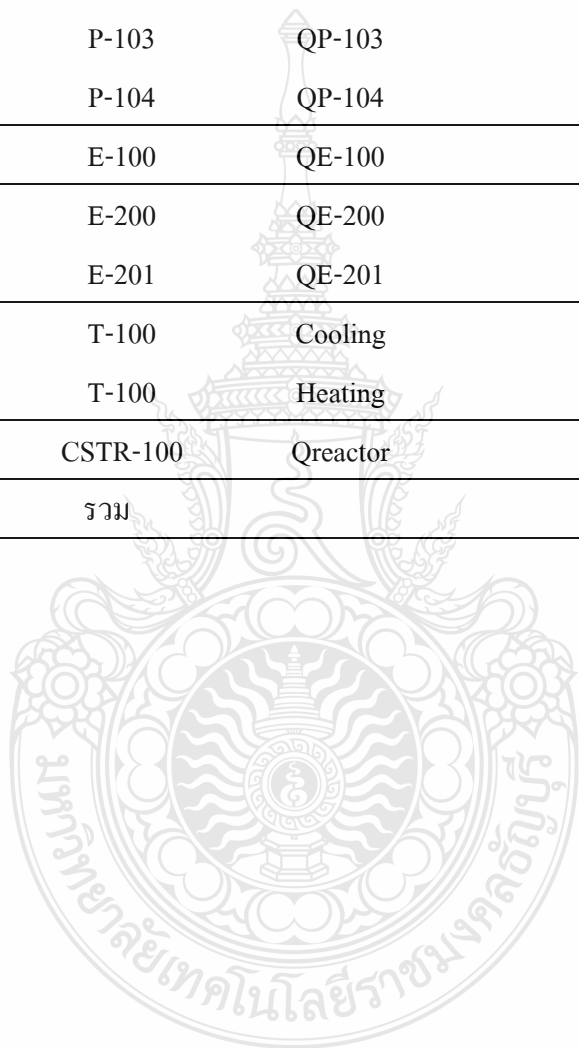
4.3 การวิเคราะห์การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ

จากการศึกษาพลังงานทั้งหมดที่ใช้การผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ โดยจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยโปรแกรม Apen HYSYS 2006 ในงานวิจัยนี้ผู้วิจัยได้อ้างอิงงานวิจัยของ Alex H. West [2] เป็นต้นแบบแผนผังการผลิต โดยมีการปรับโดยกำหนดให้สารขาเข้าและสารขาออกมีค่าสภาวะใกล้เคียงกันมากที่สุด และปรับเปลี่ยนอุปกรณ์ที่ใช้แยกกลีเซอรอลกับไบโอดีเซลเพื่อให้ง่ายต่อการเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิต การวิเคราะห์ข้อมูลการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลของทุกอุปกรณ์ในแต่ละรูปแบบ จะต้องคำนวณจากพลังงานที่ใช้ทั้งหมด 5 หน่วยปฏิบัติการ ได้แก่ ปัมและเครื่องทำความเย็นทั้งหมดในกระบวนการ ถังปฏิกรณ์ หอกลั่น เครื่องทำความร้อน

ปริมาณการใช้พลังงานของการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาถูกแสดงดังตารางที่ 4.32 มีพลังงานจากอุปกรณ์ 5 หน่วย 11 ส่วน ประกอบด้วยปัม 5 ตัวใช้พลังงาน 435.992 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความร้อน 1 เครื่อง ใช้พลังงาน 69,080 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความเย็น 2 เครื่อง ใช้พลังงานรวม 534,090 กิโลจูลต่อชั่วโมง รีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ที่หอกลั่น ใช้พลังงานรวม 562,050 กิโลจูลต่อชั่วโมง และถังปฏิกรณ์ ใช้พลังงาน 497,100 กิโลจูลต่อชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในการผลิตทุกอุปกรณ์มีค่าเป็น 1,662,756.992 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.32 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

อุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ปริมาณการใช้พลังงาน (kJ/h)
pump	P-100	QP-100	430.5
	P-101	QP-101	3.656
	P-102	Qrcy	1.836
	P-103	QP-103	0.000
	P-104	QP-104	0.000
Heater	E-100	QE-100	69,080
Cooling	E-200	QE-200	475,800
	E-201	QE-201	58,290
Column	T-100	Cooling	49,350
	T-100	Heating	512,700
Reactor	CSTR-100	Qreactor	497,100
	รวม		1,662,756.992



ปริมาณการใช้พลังงานของการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาถูกแสดงดังตารางที่ 4.33 มีพลังงานจากอุปกรณ์ 5 หน่วย 12 ส่วน ประกอบด้วยปั๊ม 5 ตัวใช้พลังงาน 85.86 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความร้อน 1 เครื่อง ใช้พลังงาน 19,300 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความเย็น 3 เครื่อง ใช้พลังงานรวม 587,910 กิโลจูลต่อชั่วโมง รีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ที่หอกลับ ใช้พลังงานรวม 776,500 กิโลจูลต่อชั่วโมง และถังปฏิกรณ์ ใช้พลังงาน 390,400 กิโลจูลต่อชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในการผลิตทุกอุปกรณ์มีค่าเป็น 1,774,245.86 กิโลจูลต่อชั่วโมง ในรูปแบบการผลิตนี้มีการใช้พลังงานมากกว่าการผลิตโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ในส่วนของการลดอุณหภูมิขากจากถังปฏิกรณ์จาก 80 องศาเซลเซียส เหลือ 50 องศาเซลเซียส และใช้พลังงานในหอกลับมากกว่า เหตุผลที่ต้องลดอุณหภูมิก่อนการกลั่นเพราะการผลิตโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาใช้อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียสในการทำปฏิกิริยา ซึ่งมีค่าน้อยกว่าการผลิตโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ที่ใช้อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียสในการทำปฏิกิริยา

ตารางที่ 4.33 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ H_2SO_4 เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

อุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ปริมาณการใช้พลังงาน (kJ/h)
pump	P-100	QP-100	0.000
	P-101	QP-101	85.86
	P-102	Qrcy	0.000
	P-103	QP-103	0.000
	P-104	QP-104	0.000
Heater	E-100	QE-100	19,300
Cooling	E-200	QE-200	78,230
	E-201	QE-201	453,900
	E-202	QE-202	55,780
Column	T-100	Cooling	43,750
	T-100	Heating	732,800
Reactor	CSTR-100	Qreactor	390,400
รวม			1,774,245.86

ปริมาณการใช้พลังงานของการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาถูกแสดงดังตารางที่ 4.34 มีพลังงานจากอุปกรณ์ 5 หน่วย 12 ส่วน ประกอบด้วยปั๊ม 4 ตัวใช้พลังงาน 84.32 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความร้อน 1 เครื่อง ใช้พลังงาน 39,040 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความเย็น 4 เครื่อง ใช้พลังงานรวม 606,720 กิโลจูลต่อชั่วโมง รีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ที่หอกัน ใช้พลังงานรวม 688,160 กิโลจูลต่อชั่วโมง และถึงปฏิกรณ์ ใช้พลังงาน 468,000 กิโลจูลต่อชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในการผลิตทุกอุปกรณ์มีค่าเป็น 1,802,004.32 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.34 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

อุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ปริมาณการใช้พลังงาน (kJ/h)
pump	P-101	Qrcy	1.500
	P-100	QP-100	82.82
	P-102	QP-102	0.0000
	P-103	QP-103	0.0000
Heater	E-100	QE-100	39,040
	E-200	QE-200	35,540
Cooling	E-201	QE-201	40,430
	E-202	QE-202	472,800
	E-203	QE-203	57,950
	T-100	Cooling	80,860
Column	T-100	Heating	607,300
Reactor	CSTR-100	Qreactor	468,000
	รวม		1,802,004.32

ปริมาณการใช้พลังงานของการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดถูกแสดงดังตารางที่ 4.35 มีพลังงานจากอุปกรณ์ 5 หน่วย 11 ส่วน ประกอบด้วยปั๊ม 4 ตัวใช้พลังงาน 3086.007 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความร้อน 1 เครื่อง ใช้พลังงาน 507,100 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความเย็น 3 เครื่อง ใช้พลังงานรวม 1,080,360 กิโลจูลต่อชั่วโมง รีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ที่หอกัน ใช้พลังงานรวม 175,907 กิโลจูลต่อชั่วโมง และถังปฏิกรณ์ ใช้พลังงาน 91,600 กิโลจูลต่อชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในการผลิตทุกอุปกรณ์มีค่าเป็น 1,858,053.007 กิโลจูลต่อชั่วโมง การผลิตด้วยวิธีนี้มีค่าการใช้พลังงานมากที่สุดเมื่อเทียบกับรูปแบบอื่น เนื่องจากการปรับสภาพแอลกอฮอล์ก่อนทำปฏิกิริยาให้อยู่ในสภาวะยิ่งยวดก่อนเข้าถังปฏิกรณ์และการลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ก่อนป้อนเข้าสู่หอกัน เนื่องจากการทำปฏิกิริยาด้วยสภาวะยิ่งยวดจะใช้อุณหภูมิมากถึง 350 องศาเซลเซียส

ตารางที่ 4.35 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด

อุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ปริมาณการใช้พลังงาน (kJ/h)
pump	P-101	Qrcy	0.09852
	P-100	QP-100	2982
	P-102	QP-102	96.12
	P-103	QP-103	7.788
Heater	E-100	QE-100	507,100
	E-200	QE-200	509,000
Cooling	E-201	QE-201	505,400
	E-202	QE-202	65,960
Column	T-100	Cooling	5,207
	T-100	Heating	170,700
Reactor	CSTR-100	Qreactor	91,600
รวม			1,858,053.007

ถ้าหากพิจารณาการใช้พลังงานทั้งหมดของแต่ละรูปแบบจะพบได้ว่าการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดมีการใช้พลังงานสูงกว่ารูปแบบอื่น เพราะเนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิของสารตั้งต้นให้อยู่ในสภาวะยิ่งยวดที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส และรูปแบบที่ใช้พลังงานน้อยที่สุดคือการผลิตโดยใช้ NaOH เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา การใช้พลังงานทั้งหมดถูกเปรียบเทียบและแสดงดังตารางที่ 4.36

ตารางที่ 4.36 การเปรียบเทียบการใช้พลังงานทั้งหมดในการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ

Energy (kJ/h)	Base	Acid	Heterogeneous	Supercritical
Reactor	497,100	390,400	468,000	91,600
Heating	69,080	19,300	39,040	507,100
Cooling	534,090	587,910	606,720	1,080,360
Pumps	435.992	85.86	84.32	3086.007
Column	562,050	776,550	688,160	175,907
Total	1,662,755.992	1,774,245.86	1,802,004.32	1,858,053.007

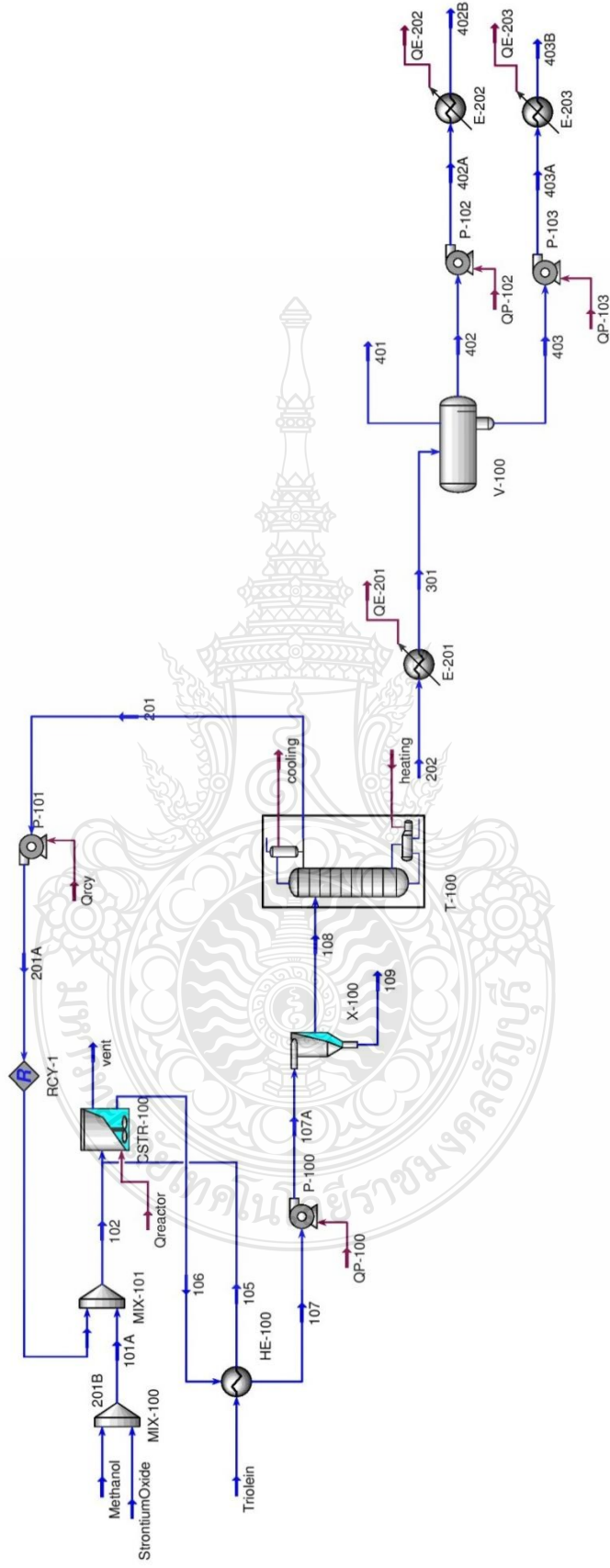
จากการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ จะเห็นได้ว่า ในส่วนของการใช้พลังงานในถังปฏิกรณ์ของการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดมีการใช้พลังงานน้อยที่สุดเมื่อเทียบกับการใช้ต่าง (โซเดียมไฮดรอกไซด์และสตรอนเทียมออกไซด์) และการผลิตโดยใช้กรดซัลฟูริก เนื่องจากการใช้มีการเพิ่มอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์ประมาณ 185 องศาเซลเซียสทำปฏิกิริยากันที่ 350 องศาเซลเซียส ทำให้มีการใช้พลังงานในการทำปฏิกิริยาน้อยลง แต่ในขณะเดียวกันการใช้พลังงานในการเพิ่มอุณหภูมิก่อนเข้าถังปฏิกรณ์และการลดอุณหภูมิก่อนเข้าหอกลั่นก็สูงขึ้นตามเช่นกัน การผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดนั้นจะมีการใช้พลังงานในการเพิ่มและลดอุณหภูมิมากกว่า 1 ล้านกิโลจูลต่อชั่วโมง อีกทั้งการทำให้เมทานอลอยู่ในสภาวะยิ่งยวดจำเป็นต้องใช้ความดันที่มีค่าสูง จึงมีการใช้พลังงานในส่วนที่สูงกว่าการผลิตในรูปแบบอื่น จากการใช้พลังงานในหอกลั่นของการผลิตทั้ง 4 รูปแบบ จะเห็นได้ว่าการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดนั้น มีค่าน้อยกว่ารูปแบบอื่น เนื่องจากความแตกต่างอุณหภูมิขาเข้าและออกมีค่าน้อยที่สุดเมื่อเทียบกับ 3 รูปแบบแรก จากตารางที่ 4.36 แสดงให้เห็นว่าการผลิตไบโอดีเซลโดยการใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีการใช้พลังงานน้อยที่สุดเมื่อเทียบกับการผลิตด้วยรูปแบบอื่น ตามด้วยการใช้กรดซัลฟูริก สตรอนเทียมออกไซด์ และการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดจะมีการใช้พลังงานมากที่สุดตามลำดับ

โดยปกติแล้วการผลิตไบโอดีเซลโดยการใช้สภาวะยิ่งยวดนั้นเป็นวิธีที่มีประสิทธิภาพและประหยัดกว่ารูปแบบอื่น ในงานวิจัยผู้วิจัยได้คิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อให้เห็นถึงการลดการใช้พลังงานในการผลิตได้ โดยติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ในรูปแบบที่ 3 แสดงดังรูปที่ 4.43 และรูปแบบที่ 4 แสดงดังรูปที่ 4.44 มีค่าพลังงานรวมที่ใช้ในการผลิตเป็น 1,817,912.71 และ 861,680 กิโลจูลต่อชั่วโมงตามลำดับ การใช้พลังงานรวมของการผลิตทั้ง 2 รูปแบบถูกแสดงดังรูปที่ 4.45 และ 4.46 ตามลำดับ ซึ่งเห็นได้ว่าการคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับการผลิตทั้ง 2 รูปแบบนี้ จะสามารถลดการใช้พลังงานได้มาก จะเห็นได้ว่าการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดนั้น มีปริมาณการใช้พลังงานที่น้อยที่สุด

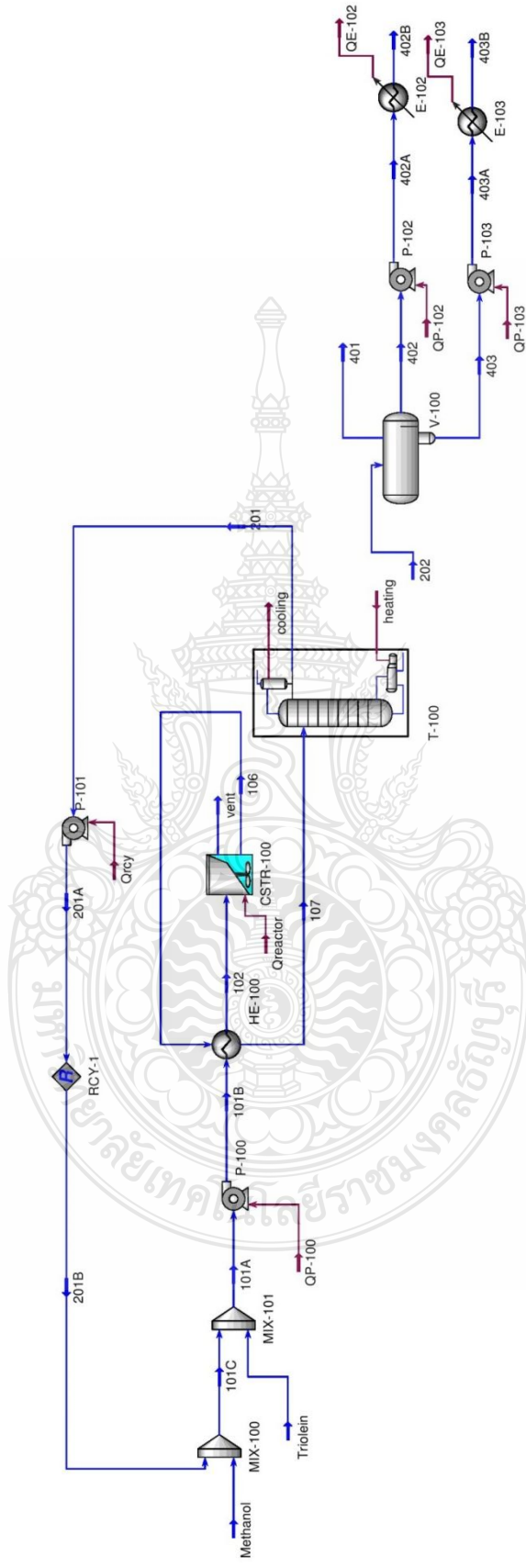
ปริมาณการใช้พลังงานของการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาหลังคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนถูกแสดงดังตารางที่ 4.37 มีพลังงานจากอุปกรณ์ 4 หน่วย 10 ส่วน ประกอบด้วยปั๊ม 4 ตัวใช้พลังงาน 82.71 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความเย็น 3 เครื่อง ใช้พลังงานรวม 647,950 กิโลจูลต่อชั่วโมง รีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ที่หอกลับ ใช้พลังงานรวม 700,680 กิโลจูลต่อชั่วโมง และถังปฏิกรณ์ ใช้พลังงาน 469,200 พลังงานที่ใช้ในการผลิตทุกอุปกรณ์มีค่าเป็น 1,817,912.71 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.37 การใช้พลังงานในการผลิตโดย SrO เป็นตัวเร่งหลังคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

อุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ปริมาณการใช้พลังงาน (kJ/h)
pump	P-100	QP-100	82.71
	P-101	Qrcy	0.000
	P-102	QP-102	0.000
	P-103	QP-103	0.000
Cooling	E-201	QE-201	117,200
	E-202	QE-202	472,800
	E-203	QE-203	57,950
Column	T-100	Cooling	46,480
	T-100	Heating	654,200
Reactor	CSTR-100	Qreactor	469,200
รวม			1,817,912.71



ภาพที่ 4.5 แผนผังการผลิตไปโอดีเซดโดยใช้ SrO เป็นตัวเร่งหลังจากติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน



ภาพที่ 4.6 แผนผังการผลิตไบโอดีเซล โดยใช้สภาวะเชิงขาดหลังจากติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ปริมาณการใช้พลังงานของการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดถูกแสดงดัง ตารางที่ 4.38 มีพลังงานจากอุปกรณ์ 4 หน่วย 9 ส่วน ประกอบด้วยปั๊ม 4 ตัวใช้พลังงาน 3,090.0196 กิโลจูลต่อชั่วโมง เครื่องทำความเย็น 2 เครื่อง ใช้พลังงานรวม 571,380 กิโลจูลต่อชั่วโมง รีบอยเลอร์และคอนเดนเซอร์ที่หอกัน ใช้พลังงานรวม 195,320 กิโลจูลต่อชั่วโมง และถังปฏิกรณ์ ใช้พลังงาน 91,890 กิโลจูลต่อชั่วโมง พลังงานที่ใช้ในการผลิตทุกอุปกรณ์มีค่าเป็น 861,680.196 กิโลจูลต่อชั่วโมง

ตารางที่ 4.38 การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดหลังติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

อุปกรณ์	ชื่ออุปกรณ์	ชื่อสายพลังงาน	ปริมาณการใช้พลังงาน (kJ/h)
pump	P-100	QP-100	2,986
	P-101	Qrcy	0.2974
	P-102	QP-102	96.11
	P-103	QP-103	7.789
Cooling	E-202	QE-102	505,400
	E-203	QE-103	65,980
Column	T-100	Cooling	15,720
	T-100	Heating	179,600
Reactor	CSTR-100	Qreactor	91,890
	รวม		861,680

ตารางที่ 4.39 การเปรียบเทียบการใช้พลังงานทั้งหมดหลังการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

Energy (kJ/h)	Heterogeneous		Supercritical	
	ก่อน	หลัง	ก่อน	หลัง
Heat exchanger				
Reactor	468,000	469,200	91,600	91,890
Heating	39,040	-	507,100	-
Cooling	606,720	647,950	1,080,360	571,380
Pump	84.32	82.71	3,086.007	3,090.0196
Column	688,160	700,680	175,907	195,320
Total	1,802,004.32	1,817,912.71	1,858,053.007	861,680.196

จากการเปรียบเทียบการใช้พลังงานทั้งหมดหลังการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของรูปแบบการผลิตโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาและการใช้สภาวะยิ่งยวดในการผลิต จะเห็นได้ว่า การใช้พลังงานในการเพิ่มอุณหภูมิของสารขาเข้าถึงปฏิกิริยานั้นหายไป ซึ่งสามารถทำให้ลดการใช้พลังงานของการผลิตได้ทั้ง 2 รูปแบบ ในขณะที่เดียวกันการใช้พลังงานในการลดอุณหภูมิของรูปแบบการผลิตที่ใช้สภาวะยิ่งยวดนั้นก็ลดลงตามกัน แต่การผลิตโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งมีค่าต่างกันเพียงเล็กน้อย แต่เมื่อพิจารณาการใช้พลังงานของการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวด พบว่า การใช้พลังงานในการผลิตนั้นหลังจากติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแล้ว มีผลทำให้การใช้พลังงานมีค่าลดลงมากกว่า 1 ล้านกิโลจูลต่อชั่วโมง ซึ่งถือว่าประหยัดการใช้พลังงานได้มากและเป็นการผลิตที่ใช้พลังงานน้อยที่สุด

บทที่ 5

สรุปและข้อเสนอแนะ

จากการวิเคราะห์ผลที่ได้จากการประเมินการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลด้วยโปรแกรม Aspen HYSYS 2006 โดยมีน้ำมันปาล์มทำปฏิกิริยากันกับเมทานอล ด้วยรูปแบบการผลิตจำนวน 4 รูปแบบ สามารถสรุปผลการจำลองกระบวนการการผลิตได้ดังนี้

5.1 สรุป

5.1.1 ผลการจำลองกระบวนการการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 ในการจำลองกระบวนการ โดยใช้น้ำมันปาล์มและเมทานอลที่เป็นวัตถุดิบหลักในการผลิต ใช้ปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชันเพื่อทำการเปลี่ยน โครงสร้างของน้ำมัน จากไตรโกลีอีนให้เป็นเมทิลโอเลอเทอ และกลีเซอรอล ซึ่งตัวเร่งปฏิกิริยาในการผลิตโดยใช้ตัวเร่งที่ใช้ในแต่ละรูปแบบได้แก่

- (1) การผลิตไบโอดีเซลโดยตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่างใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
- (2) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรดใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
- (3) การผลิตไบโอดีเซลโดยตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่างใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
- (4) การผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวด ไม่มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

5.1.2 ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยควบคุมความบริสุทธิ์ของสารผลิตภัณฑ์ให้ไบโอดีเซลมีความบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 97 และกลีเซอรอลมีความบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99 ได้ผลการจำลองดังนี้

- (1) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ได้ผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลมีความบริสุทธิ์ 97.69% และกลีเซอรอลมีความบริสุทธิ์ 99.81 %
- (2) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ได้ผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลมีความบริสุทธิ์ 97.72% และกลีเซอรอลมีความบริสุทธิ์ 99.80%
- (3) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ได้ผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลมีความบริสุทธิ์ 97.69 % และกลีเซอรอลมีความบริสุทธิ์ 99.79%

(4) การผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวด ได้ผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลมีความบริสุทธิ์ 97.06% และกลีเซอรอลมีความบริสุทธิ์ 98.67%

5.1.3 ผลการวิเคราะห์การใช้พลังงานทั้งหมดในการผลิตไบโอดีเซล เรียงตามลำดับจากน้อยไปมากคือ การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง และการใช้สภาวะยิ่งยวด โดยทั้ง 4 รูปแบบมีค่าดังต่อไปนี้

(1) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีการใช้พลังงาน 1,662,755.992 กิโลจูลต่อชั่วโมง

(2) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีการใช้พลังงาน 1,774,245.86 กิโลจูลต่อชั่วโมง

(3) การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีการใช้พลังงาน 1,802,004.32 กิโลจูลต่อชั่วโมง

(4) การผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวดมีการใช้พลังงาน 1,858,053.007 กิโลจูลต่อชั่วโมง

5.1.4 การคิดเครื่องแลกเปลี่ยนให้กับการผลิตโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา และการผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวด พบว่าการคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับการผลิตทั้ง 2 รูปแบบนี้ จะสามารถลดการใช้พลังงานสำหรับการผลิตไบโอดีเซลที่สภาวะยิ่งยวดจากเดิม 1,858,053.007 กิโลจูลต่อชั่วโมง เหลือการใช้พลังงานเพียง 861,680.196 กิโลจูลต่อชั่วโมง ซึ่งถือว่าประหยัดการใช้พลังงานได้มากและเป็นการผลิตที่ใช้พลังงานน้อยที่สุด

5.2 ข้อเสนอแนะ

5.2.1 ควรทำการศึกษารูปแบบการจำลองกระบวนการ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในแบบอื่นๆ ที่สามารถลดการใช้พลังงาน ซึ่งทำให้ลดค่าใช้จ่ายภายในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดย

5.2.2 ในการประเมินพลังงานในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดควรมีการควบคุมให้สารป้อนมีค่าเทียบเท่ากับรูปแบบอื่น เพื่อประเมินทางด้านพลังงานให้เหมาะสมกับแต่ละหน่วยปฏิบัติการ

บรรณานุกรม

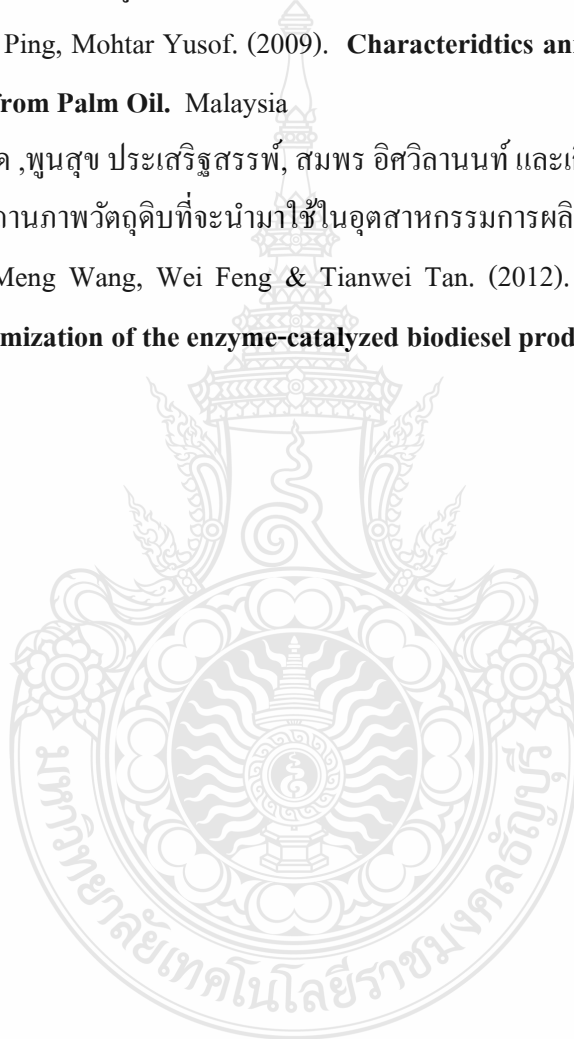
- [1] กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน. (2555). **สถิติพลังงานของประเทศไทย 2555 (เบื้องต้น)**. กระทรวงพลังงาน. กรุงเทพฯ.
- [2] Alex H. West, Dusko Posarac, Naoko Ellis. (2008). **Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant**. (The University of British Columbia,2008). Bioresource Technology, Vol.99 , (pp. 6587–6601) (เบื้องต้น). กระทรวงพลังงาน. กรุงเทพฯ.
- [3] Y. Zhang , M.A. Dube , D.D. McLean , M. Kates. (2003). **Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment**. (University of Ottawa). Bioresource Technology, Vol. 89, (pp. 1–16)
- [4] Michael J. Haas, Andrew J. McAloon, Winnie C. Yee, Thomas A. Foglia. (2005). **A process Model to estimate biodiesel production costs**. (US Department of Agriculture, Agricultural Research Service,Eastern Regional Research Center,2006). Bioresource Technology, Vol. 97, (pp. 671–678)
- [5] J.M.N. van Kasteren, A.P. Nisworo. (2006). **A process model to estimate the cost of industrial scale biodiesel production from waste cooking oil by supercritical transesterification**. (Eindhoven University of Technology). Conservation and Recycling, Vol. 50,(pp. 442–458)
- [6] C. Kiwjaroun, C. Tubtimdee & P. Piumsomboon. (2009). **LCA studies comparing biodiesel synthesized by conventional and supercritical methanol methods**, J Clean Prod. Vol.17 (pp.143-153)
- [7] Sandra Glisic และ Dejan Skalaa. (2009). **The problems in design and detailed analyses of energy consumption for biodiesel synthesis at supercritical conditions**. (University of Belgrade,2009). J. of Supercritical Fluids, vol. 49 (pp. 293–301)
- [8] Youngsub Lim, Hong-shik Lee, Youn-Woo Lee, and Chonghun Han. (2009). **Design and Economic Analysis of the Process for Biodiesel Fuel Production from Transesterificated Rapeseed Oil Using Supercritical Methanol**. (Seoul National University). Ind. Eng. Chem. Res, Vol. 48, (pp. 5370–5378)

บรรรณานุกรม (ต่อ)

- [9] คั่นธารส จักรตอน และชงไชย ศรีนพคุณ. (2552) การจำลองการผลิตไบโอดีเซลแบบวิถีวิธ-พันธ์. วิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
- [10] G.C.S. Santanaa, P.F. Martinsb, N. de Lima da Silvab, C.B. Batistella, R. Maciel Filhob & M.R. Wolf Macielb. (2009). **Simulation and cost estimate for biodiesel production using castor oil.** (State University of Feira de Santana,2010). Chemical engineering research and design,Vol. 88,(pp. 626–632)
- [11] Lene Fjerbaek Sotoft, Ben-Guang Rong, Knud V. Christensen, Birgir Norddahl. (2010). **Systematic approach for synthesis of intensified biodiesel production processes.** Vol.28 (pp. 1099-1104)
- [12] Soojin Lee, Dusko Posarac, Naoko Ellis. (2011). **Process simulation and economic analysis of biodiesel production processes using fresh and waste vegetable oil and supercritical methanol.** Canada.
- [13] Victor Fernando Marulanda. (2012). **Biodiesel production by supercritical methanol transesterification: process simulation and potential environmental impact assessment.** (Universidad de La Salle, 2012). Journal of Cleaner Production, Vol. 33, (pp. 109-116)
- [14] น้ำค้าง คมสัน และจิตรลดานา นาคประดิษฐ์. (2555). การประมาณค่าใช้จ่ายในการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล และมีโซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา. วิทยานิพนธ์ ภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- [15] ปรีญาภา พิมพิสัย และรัตนา เข่นลับ. (2555). การประเมินด้านพลังงาน และการประมาณค่าใช้จ่ายในการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล และมีกรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา. วิทยานิพนธ์ ภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- [16] ณัฐฐพร เกตุไทย และศศิประภา วังบรรณ. (2556). การประเมินการใช้พลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา. วิทยานิพนธ์ ภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.

บรรรณานุกรม (ต่อ)

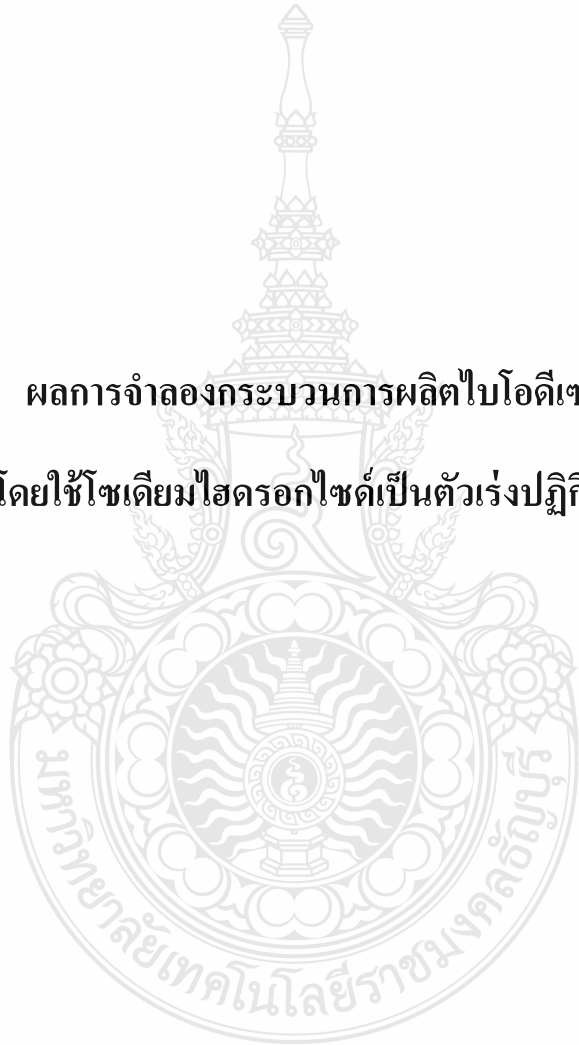
- [17] ปรัชญาพร ดิมปรั้งยี และจิราลักษณ์ ครองสิน. (2556). การประเมินการใช้พลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซลภายใต้สภาวะ **Supercritical fluids**. ปรินญานิพนธ์ ภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- [18] พรชัย เหลืองอากาศ. (2555) คู่มือชาวสวน : ปาล์มน้ำมัน. คณะเกษตรศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่
- [19] Bonnie Tay Yen Ping, Mohtar Yusof. (2009). **Characteriditics anf Properties of Fatty Acid Distillates from Palm Oil**. Malaysia
- [20] กล้าณรงค์ ศรีรอด ,พูนสุข ประเสริฐสรรพ, สมพร อิศวิลานนท์ และเกื้อกุล ปิยะจอมขวัญ (2546) การศึกษาสถานภาพวัตถุดิบที่จะนำมาใช้ในอุตสาหกรรมการผลิตไบโอดีเซล.
- [21] Huimin Yun, Meng Wang, Wei Feng & Tianwei Tan. (2012). **Process simulation and energy optimization of the enzyme-catalyzed biodiesel production**. China





ภาคผนวก




**ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล
โดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา**



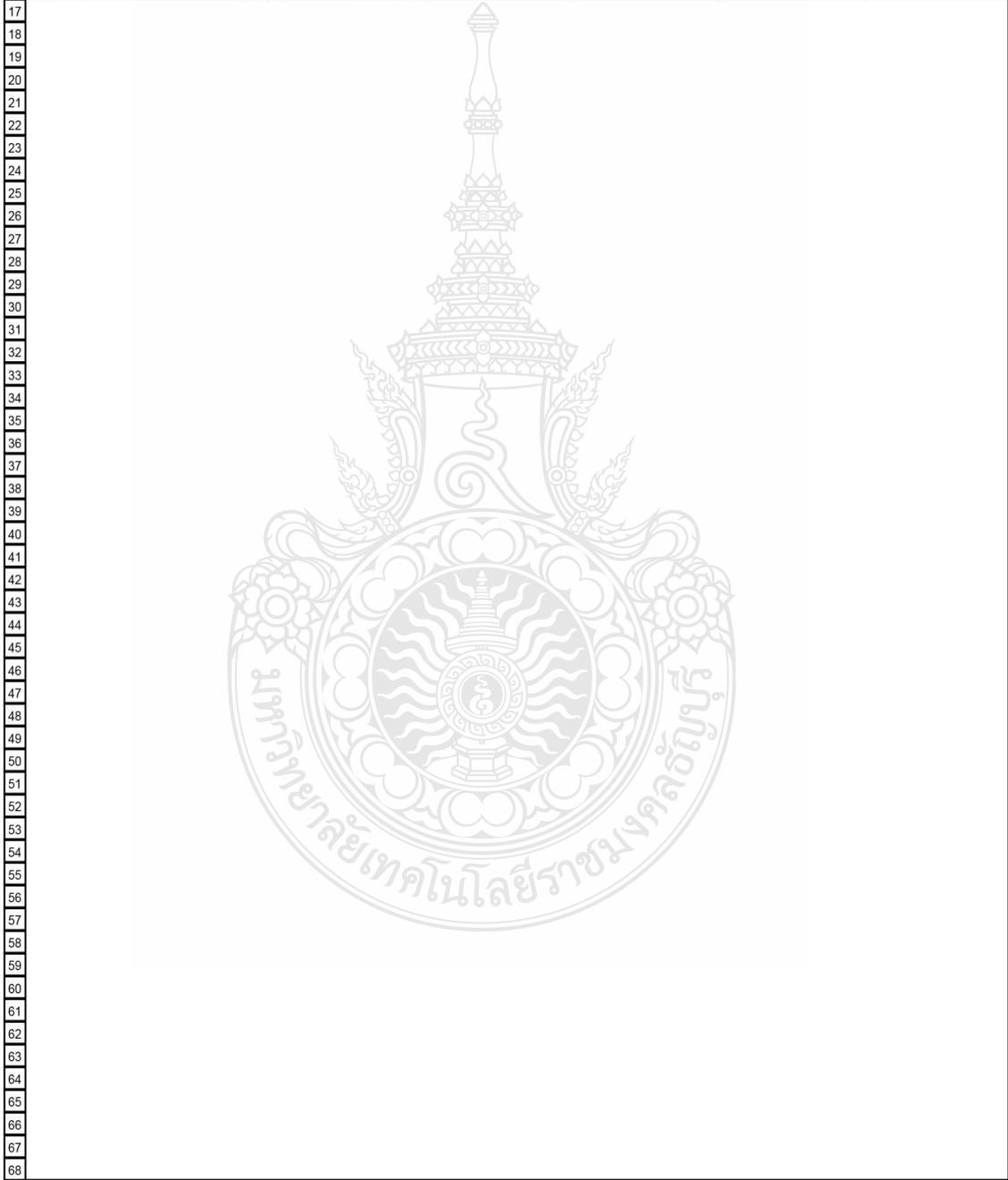
1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\BASE.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:08:42 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Compositions					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Methanol	NaOH	101A	Triolein	105A
12	Comp Mole Frac (Methanol)	1.0000 *	0.0000 *	0.9302	0.0000 *	0.0000
13	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
14	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0500 *	0.0500
15	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
16	Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000 *	1.0000 *	0.0698	0.0000 *	0.0000
17	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.9500 *	0.9500
18	Name	105B	101B	201B	102	vent
19	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.9302	0.9999 *	0.9374	0.9999
20	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
21	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0500	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000	0.0001 *	0.0000	0.0001
23	Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0698	0.0000 *	0.0626	0.0000
24	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.9500	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
25	Name	106	201	202	201A	401
26	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0801	0.9999	0.0000	0.9999	0.0000
27	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.6452	0.0000	0.7013	0.0000	0.2509
28	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0113	0.0000	0.0123	0.0000	0.0020
29	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.2151	0.0001	0.2338	0.0001	0.7471
30	Comp Mole Frac (NaOH)	0.0484	0.0000	0.0526	0.0000	0.0000
31	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Name	402	403	301	302	402A
33	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.9769	0.0017	0.0000	0.7403	0.9769
35	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0171	0.0002	0.0000	0.0130	0.0171
36	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0060	0.9981	0.0000	0.2468	0.0060
37	Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
38	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Name	403A	402B	403B		
40	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000		
41	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0017	0.9769	0.0017		
42	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0002	0.0171	0.0002		
43	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.9981	0.0060	0.9981		
44	Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000		
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	


1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\BASE.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:08:18 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Material Streams					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Methanol	NaOH	101A	Triolein	105A
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	25.00 *	25.00 *	25.00	25.00 *	25.21
14	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3 *	400.0 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	3.333	0.2500 *	3.583	1.169	1.169
16	Mass Flow (kg/h)	106.8 *	9.999	116.8	1000 *	1000
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1342	5.610e-003	0.1398	1.093	1.093
18	Heat Flow (kJ/h)	-7.981e+005	-2.085e+004	-8.189e+005	-1.920e+006	-1.919e+006
19	Name	105B	101B	201B	102	vent
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
21	Temperature (C)	60.00 *	25.01	28.24 *	25.33	60.00
22	Pressure (kPa)	400.0 *	120.0 *	101.3 *	101.3	101.3
23	Molar Flow (kgmole/h)	1.169	3.583	0.4128	3.996	0.0000
24	Mass Flow (kg/h)	1000	116.8	13.23 *	130.0	0.0000
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.093	0.1398	1.662e-002	0.1565	0.0000
26	Heat Flow (kJ/h)	-1.850e+006	-8.189e+005	-9.871e+004	-9.176e+005	0.0000
27	Name	106	201	202	201A	401
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
29	Temperature (C)	60.00 *	28.20	232.1	28.24	231.1
30	Pressure (kPa)	101.3	20.00	30.00	101.3 *	101.3
31	Molar Flow (kgmole/h)	5.165	0.4136	4.752	0.4136	0.0000
32	Mass Flow (kg/h)	1130	13.26	1117	13.26	0.0000
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.249	1.666e-002	1.232	1.666e-002	0.0000
34	Heat Flow (kJ/h)	-3.265e+006	-9.890e+004	-2.703e+006	-9.890e+004	0.0000
35	Name	402	403	301	302	402A
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	231.1	231.1	300.0 *	231.1	231.1
38	Pressure (kPa)	101.3	101.3	111.0 *	101.3 *	101.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	3.409	1.092	0.2500	4.502	3.409
40	Mass Flow (kg/h)	1006	101.0	9.999	1107	1006
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.146	8.033e-002	5.610e-003	1.226	1.146
42	Heat Flow (kJ/h)	-2.011e+006	-6.821e+005	-9592	-2.693e+006	-2.011e+006
43	Name	403A	402B	403B		
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Temperature (C)	231.1	25.00 *	25.00 *		
46	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *		
47	Molar Flow (kgmole/h)	1.092	3.409	1.092		
48	Mass Flow (kg/h)	101.0	1006	101.0		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	8.033e-002	1.146	8.033e-002		
50	Heat Flow (kJ/h)	-6.821e+005	-2.487e+006	-7.404e+005		
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\BASE.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:08:55 2014
4		

Workbook: Case (Main)

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	QP-100	QE-100	QP-101	Qreactor	cooling	
12	Heat Flow (kJ/h)	430.5	6.908e+004	3.656	-4.971e+005	4.935e+004	
13	Name	heating	Qrcy	QP-103	QP-104	QE-200	
14	Heat Flow (kJ/h)	5.127e+005	1.836	0.0000	0.0000	4.758e+005	
15	Name	QE-201					
16	Heat Flow (kJ/h)	5.829e+004					





1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\BASE.HSC		
2				Unit Set:	SI		
3				Date/Time:	Thu Sep 11 11:09:08 2014		
4							
5	Workbook: Case (Main)						
6	Unit Ops						
7	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level	
8	MIX-100	Mixer	Methanol	101A	No	500.0 *	
9			NaOH				
10	MIX-101	Mixer	201B	102	No	500.0 *	
11			101B				
12	P-100	Pump	Triolein	105A	No	500.0 *	
13			QP-100				
14	P-101	Pump	101A	101B	No	500.0 *	
15			QP-101				
16	P-102	Pump	201	201A	No	500.0 *	
17			Qrcy				
18	P-103	Pump	402	402A	No	500.0 *	
19			QP-103				
20	P-104	Pump	403	403A	No	500.0 *	
21			QP-104				
22	E-100	Heater	105A	105B	No	500.0 *	
23			QE-100				
24	CSTR-100	Cont. Stirred Tank Reactor	102	106	No	500.0 *	
25			105B	vent			
26			Qreactor	Qreactor			
27	T-100	Distillation	106	201	No	2500 *	
28			heating	202			
29				cooling			
30	RCY-1	Recycle	201A	201B	No	3500 *	
31			302	402			
32	V-100	3 Phase Separator		401	No	500.0 *	
33				403			
34	X-100	Component Splitter	202	301	No	500.0 *	
35				302			
36	E-200	Cooler	402A	402B	No	500.0 *	
37				QE-200			
38	E-201	Cooler	403A	403B	No	500.0 *	
39				QE-201			
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Hyprotech Ltd.			Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	



ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล


โดยใช้กรดซัลฟูริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา



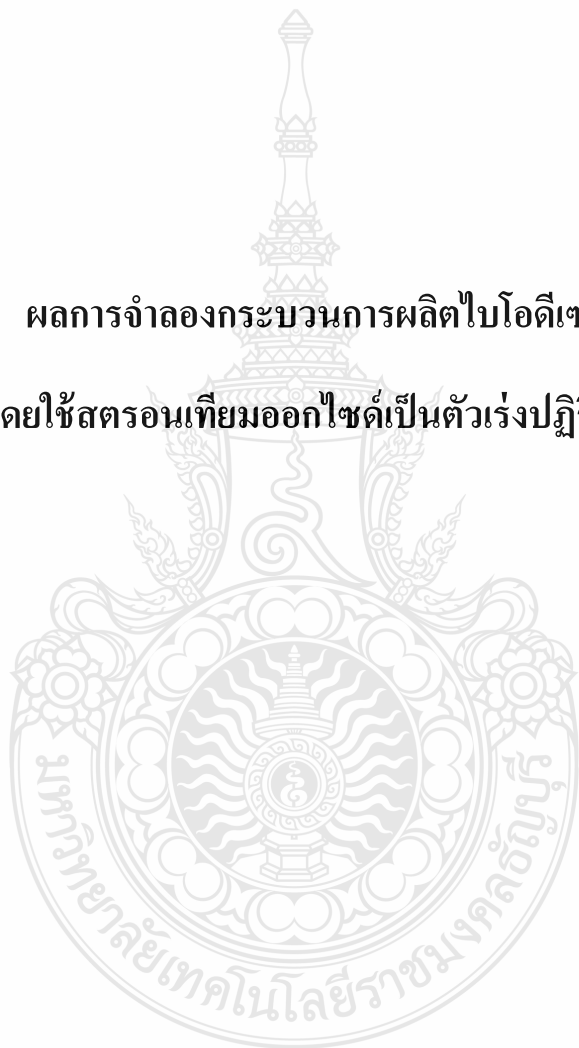
1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ACID.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:06:46 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Compositions Fluid Pkg: All					
9						
10						
11	Name	Methanol	Triolein	202	401	402
12	Comp Mole Frac (Methanol)	1.0000 *	0.0000 *	0.0001	0.0803	0.0001
13	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0000 *	0.5525	0.1645	0.9772
14	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000 *	0.0500 *	0.0097	0.0016	0.0171
15	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000 *	0.0000 *	0.1842	0.7536	0.0056
16	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000 *	0.2536	0.0000	0.0000
17	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.9500 *	0.0000	0.0000	0.0000
18	Name	403	301	302	H2SO4	101A
19	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0003	0.0000	0.0001	0.0000 *	0.6855
20	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0016	0.0000	0.7402	0.0000 *	0.0000
21	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0002	0.0000	0.0130	0.0000 *	0.0000
22	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.9980	0.0000	0.2467	0.0000 *	0.0000
23	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000 *	0.3145
24	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
25	Name	105A	101B	201B	102	105B
26	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.6855	1.0000 *	0.7101	0.0000
27	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
28	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0500	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0500
29	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
30	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.3145	0.0000 *	0.2899	0.0000
31	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.9500	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.9500
32	Name	vent	106	107	201	201A
33	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9998	0.0642	0.0642	1.0000	1.0000
34	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.5171	0.5171	0.0000	0.0000
35	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0091	0.0091	0.0000	0.0000
36	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0002	0.1724	0.1724	0.0000	0.0000
37	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.2373	0.2373	0.0000	0.0000
38	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Name	402A	403A	402B	403B	
40	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0001	0.0003	0.0001	0.0003	
41	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.9772	0.0016	0.9772	0.0016	
42	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0171	0.0002	0.0171	0.0002	
43	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0056	0.9980	0.0056	0.9980	
44	Comp Mole Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	


1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ACID.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:06:09 2014			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6						
7						
8						
9	Material Streams					
10					Fluid Pkg: All	
11	Name	Methanol	Triolein	202	401	402
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
13	Temperature (C)	25.00 *	25.00 *	282.7	222.9	222.9
14	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	111.0	101.3	101.3
15	Molar Flow (kgmole/h)	3.333 *	1.169	6.032	0.0000	3.408
16	Mass Flow (kg/h)	106.8	1000 *	1257	0.0000	1006
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1342	1.093	1.307	0.0000	1.146
18	Heat Flow (kJ/h)	-7.981e+005	-1.920e+006	-3.700e+006	0.0000	-2.032e+006
19	Name	403	301	302	H2SO4	101A
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	222.9	820.0 *	222.9	25.00 *	25.00
22	Pressure (kPa)	101.3	111.0 *	101.3 *	101.3 *	101.3
23	Molar Flow (kgmole/h)	1.094	1.529	4.502	1.529	4.883
24	Mass Flow (kg/h)	101.1	150.0	1107	150.0 *	256.8
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	8.039e-002	8.105e-002	1.226	8.105e-002	0.2153
26	Heat Flow (kJ/h)	-6.854e+005	-9.821e+005	-2.718e+006	-1.222e+006	-2.020e+006
27	Name	105A	101B	201B	102	105B
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	25.00	25.15	64.48 *	28.16	35.00 *
30	Pressure (kPa)	101.3 *	400.0 *	101.3 *	101.3	60.00 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	1.169	4.883	0.4128 *	5.275	1.169
32	Mass Flow (kg/h)	1000	256.8	13.23	270.0	1000
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.093	0.2153	1.662e-002	0.2319	1.093
34	Heat Flow (kJ/h)	-1.920e+006	-2.020e+006	-9.692e+004	-2.117e+006	-1.900e+006
35	Name	vent	106	107	201	201A
36	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	80.00	80.00	50.00 *	64.48	64.48
38	Pressure (kPa)	60.00	60.00	60.00 *	101.3	101.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	6.445	6.445	0.4132	0.4132
40	Mass Flow (kg/h)	0.0000	1270	1270	13.24	13.24
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	1.324	1.324	1.664e-002	1.664e-002
42	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-4.408e+006	-4.486e+006	-9.702e+004	-9.702e+004
43	Name	402A	403A	402B	403B	
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Temperature (C)	222.9	222.9	25.00 *	25.00 *	
46	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *	
47	Molar Flow (kgmole/h)	3.408	1.094	3.408	1.094	
48	Mass Flow (kg/h)	1006	101.1	1006	101.1	
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.146	8.039e-002	1.146	8.039e-002	
50	Heat Flow (kJ/h)	-2.032e+006	-6.854e+005	-2.486e+006	-7.412e+005	
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ACID.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:07:07 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8						
9	Energy Streams Fluid Pkg: All					
10						
11	Name	QP-100	QP-101	Qreactor	heating	cooling
12	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	85.86	-3.904e+005	7.328e+005	4.375e+004
13	Name	Qrcy	QP-103	QP-104	QE-202	QE-200
14	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000	5.578e+004	7.823e+004
15	Name	QE-201	QE-100			
16	Heat Flow (kJ/h)	4.539e+005	1.930e+004			
17						
18						
19						
20						
21						
22						
23						
24						
25						
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ACID.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:07:26 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8						
9	Unit Ops					
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	MIX-100	Mixer	Methanol	101A	No	500.0 *
13			H2SO4			
14	MIX-101	Mixer	201B	102	No	500.0 *
15			101B			
16	V-100	3 Phase Separator	302	402	No	500.0 *
17				401		
18				403		
19	X-100	Component Splitter	202	301	No	500.0 *
20				302		
21	P-100	Pump	Triolein	105A	No	500.0 *
22			QP-100			
23	P-101	Pump	101A	101B	No	500.0 *
24			QP-101			
25	P-102	Pump	201	201A	No	500.0 *
26			Qrcy			
27	P-103	Pump	402	402A	No	500.0 *
28			QP-103			
29	P-104	Pump	403	403A	No	500.0 *
30			QP-104			
31	CSTR-100	Cont. Stirred Tank Reactor	102	106	No	500.0 *
32			105B	vent		
33			Qreactor	Qreactor		
34	T-100	Distillation	107	201	No	2500 *
35			heating	202		
36				cooling		
37	RCY-1	Recycle	201A	201B	No	3500 *
38	E-201	Cooler	402A	402B	No	500.0 *
39				QE-201		
40	E-202	Cooler	403A	403B	No	500.0 *
41				QE-202		
42	E-200	Cooler	106	107	No	500.0 *
43				QE-200		
44	E-100	Heater	105A	105B	No	500.0 *
45			QE-100			
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล
โดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา





1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON 2.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:12:39 2014
4		

Workbook: Case (Main)

Compositions							Fluid Pkg:	All
Name	401	402	403	Methanol	StrontiumOxide			
12	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0539	0.0001	0.0002	1.0000 *	0.0000 *		
13	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0017	0.0171	0.0002	0.0000 *	0.0000 *		
14	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.7726	0.0060	0.9979	0.0000 *	0.0000 *		
15	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.1717	0.9769	0.0017	0.0000 *	0.0000 *		
16	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
17	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	1.0000 *		
Name	101A	201B	102	Triolein	105			
19	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9881	1.0000 *	0.9895	0.0000 *	0.0000		
20	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0500 *	0.0500		
21	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000		
22	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000		
23	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.9500 *	0.9500		
24	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0119	0.0000 *	0.0105	0.0000 *	0.0000		
Name	107	106	vent	107A	108			
26	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0883	0.0883	0.9999	0.0883	0.0890		
27	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0117	0.0117	0.0000	0.0117	0.0118		
28	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.2230	0.2230	0.0001	0.2230	0.2248		
29	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.6690	0.6690	0.0000	0.6690	0.6744		
30	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
31	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0080	0.0080	0.0000	0.0080	0.0000		
Name	109	201	202	201A	301			
33	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	1.0000	0.0001	1.0000	0.0001		
34	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0000	0.0130	0.0000	0.0130		
35	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000	0.2467	0.0000	0.2467		
36	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.7402	0.0000	0.7402		
37	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
38	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Name	402B	402A	403A	403B				
40	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0001	0.0001	0.0002	0.0002			
41	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0171	0.0171	0.0002	0.0002			
42	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0060	0.0060	0.9979	0.9979			
43	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.9769	0.9769	0.0017	0.0017			
44	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
45	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			

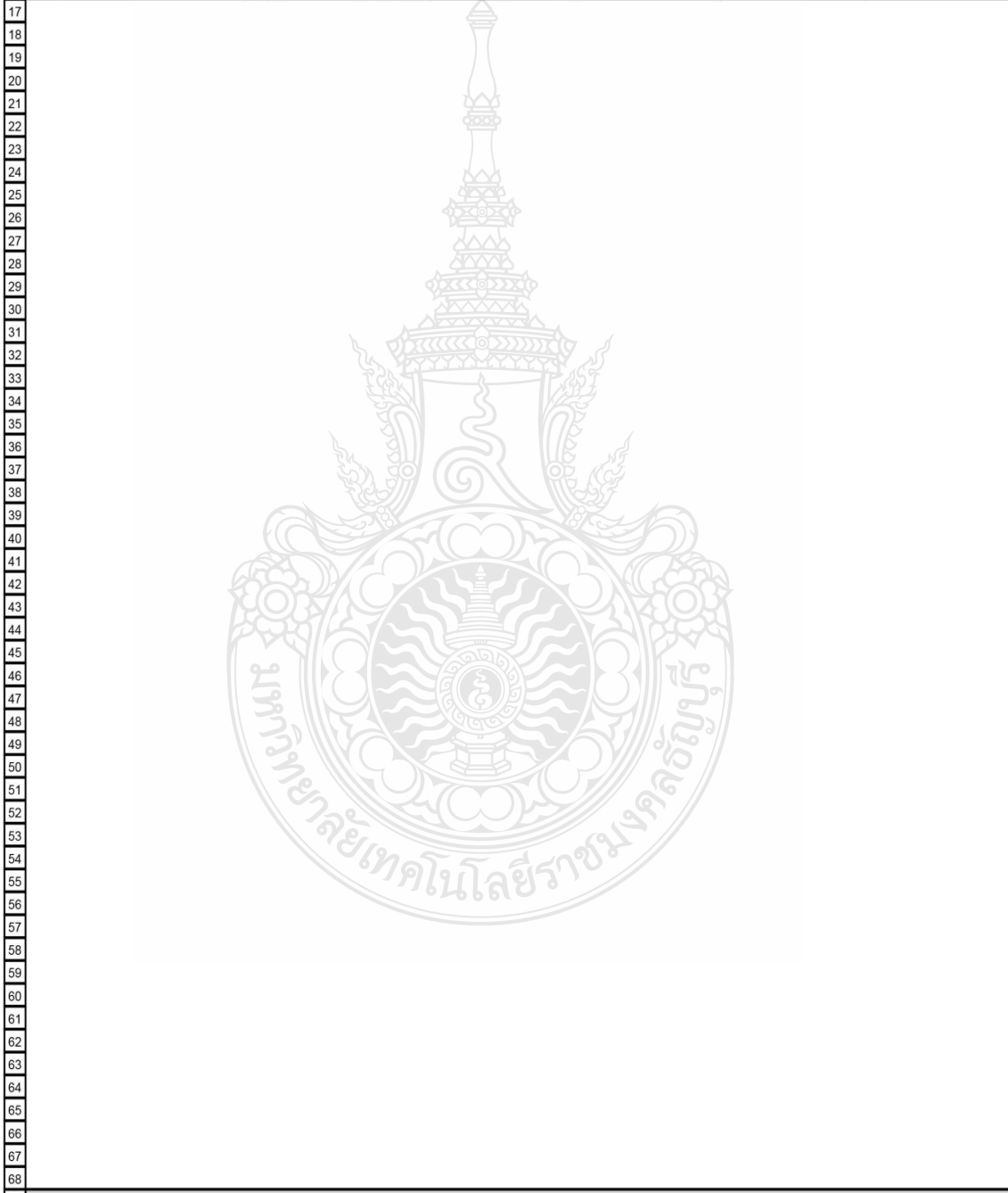


1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON 2.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:12:16 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Material Streams					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	401	402	403	Methanol	StrontiumOxide
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	230.0	230.0	230.0	25.00 *	25.00 *
14	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3 *	101.3 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	3.409	1.093	3.333	4.000e-002 *
16	Mass Flow (kg/h)	0.0000	1006	101.0	106.8 *	4.145
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	1.146	8.035e-002	0.1342	8.819e-004
18	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-2.014e+006	-6.826e+005	-7.981e+005	0.0000
19	Name	101A	201B	102	Triolein	105
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	25.00	42.60 *	26.98	25.00 *	45.00 *
22	Pressure (kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	3.373	0.4388	3.812	1.169	1.169
24	Mass Flow (kg/h)	110.9	14.06 *	125.0	1000 *	1000
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1351	1.767e-002	0.1528	1.093	1.093
26	Heat Flow (kJ/h)	-7.981e+005	-1.042e+005	-9.022e+005	-1.920e+006	-1.881e+006
27	Name	107	106	vent	107A	108
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	45.00 *	60.00 *	60.00	45.04	45.04
30	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3	101.3	150.0 *	150.0
31	Molar Flow (kgmole/h)	4.981	4.981	0.0000	4.981	4.941
32	Mass Flow (kg/h)	1125	1125	0.0000	1125	1121
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.245	1.245	0.0000	1.245	1.244
34	Heat Flow (kJ/h)	-3.286e+006	-3.251e+006	0.0000	-3.286e+006	-3.287e+006
35	Name	109	201	202	201A	301
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	45.04	42.57	243.5	42.60	230.0 *
38	Pressure (kPa)	150.0	40.00	50.00	101.3 *	101.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	4.000e-002	0.4393	4.502	0.4393	4.502
40	Mass Flow (kg/h)	4.145	14.07	1107	14.07	1107
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	8.819e-004	1.769e-002	1.226	1.769e-002	1.226
42	Heat Flow (kJ/h)	347.3	-1.043e+005	-2.656e+006	-1.043e+005	-2.696e+006
43	Name	402B	402A	403A	403B	
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Temperature (C)	25.00 *	230.0	230.0	25.00 *	
46	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *	
47	Molar Flow (kgmole/h)	3.409	3.409	1.093	1.093	
48	Mass Flow (kg/h)	1006	1006	101.0	101.0	
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.146	1.146	8.035e-002	8.035e-002	
50	Heat Flow (kJ/h)	-2.487e+006	-2.014e+006	-6.826e+005	-7.405e+005	
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON 2.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:12:51 2014
4		
5		

Workbook: Case (Main)


Energy Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Qreactor	QP-100	heating	cooling	Qcry	
12	Heat Flow (kJ/h)	-4.680e+005	82.82	6.074e+005	8.084e+004	1.499	
13	Name	QE-201	QP-102	QE-202	QP-103	QE-203	
14	Heat Flow (kJ/h)	4.042e+004	0.0000	4.728e+005	0.0000	5.795e+004	
15	Name	QE-200	QE-100				
16	Heat Flow (kJ/h)	3.554e+004	3.904e+004				





1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON 2.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:12:59 2014			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Unit Ops					
7	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
8	V-101	3 Phase Separator	301	402	No	500.0 *
9				401		
10				403		
11	MIX-100	Mixer	Methanol	101A	No	500.0 *
12			StrontiumOxide			
13	MIX-101	Mixer	201B	102	No	500.0 *
14			101A			
15	CSTR-100	Cont. Stirred Tank Reactor	102	106	No	500.0 *
16			105	vent		
17			Qreactor	Qreactor		
18	P-100	Pump	107	107A	No	500.0 *
19			QP-100			
20	P-101	Pump	201	201A	No	500.0 *
21			Qrcy			
22	P-102	Pump	402	402A	No	500.0 *
23			QP-102			
24	P-103	Pump	403	403A	No	500.0 *
25			QP-103			
26	X-100	Hydrocyclone	107A	109	No	500.0 *
27				108		
28	T-100	Distillation	108	201	No	2500 *
29			heating	202		
30				cooling		
31	RCY-1	Recycle	201A	201B	No	3500 *
32	E-201	Cooler	202	301	No	500.0 *
33				QE-201		
34	E-202	Cooler	402A	402B	No	500.0 *
35				QE-202		
36	E-203	Cooler	403A	403B	No	500.0 *
37				QE-203		
38	E-200	Cooler	106	107	No	500.0 *
39				QE-200		
40	E-100	Heater	Triolein	105	No	500.0 *
41			QE-100			
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด



1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\SUPER 2.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:13:56 2014			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Compositions Fluid Pkg: All					
7	Name	Methanol	1	Triolein	101C	101A
8	Comp Mole Frac (Methanol)	1.0000 *	---	0.0000 *	1.0000	0.7368
9	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000 *	---	0.0000 *	0.0000	0.0000
10	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000 *	---	0.0500 *	0.0000	0.0132
11	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000 *	---	0.0000 *	0.0000	0.0000
12	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000 *	---	0.9500 *	0.0000	0.2500
13	Name	101B	102	vent	106	107
14	Comp Mole Frac (Methanol)	0.7368	0.7368	0.3897	0.0064	0.0064
15	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.1165	0.7304	0.7304
16	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0132	0.0132	0.0017	0.0132	0.0132
17	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000	0.4912	0.2435	0.2435
18	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.2500	0.2500	0.0009	0.0065	0.0065
19	Name	201	202	401	402	201A
20	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9950	0.0000	0.0000	0.0000	0.9950
21	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0006	0.7351	0.1846	0.9706	0.0006
22	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0132	0.0020	0.0174	0.0000
23	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0042	0.2450	0.8022	0.0067	0.0042
24	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0002	0.0066	0.0111	0.0052	0.0002
25	Name	201B	402B	402A	403A	403B
26	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9950 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0006 *	0.9706	0.9706	0.0022	0.0022
28	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000 *	0.0174	0.0174	0.0002	0.0002
29	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0042 *	0.0067	0.0067	0.9867	0.9867
30	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0002 *	0.0052	0.0052	0.0108	0.0108
31	Name	403				
32	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000				
33	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0022				
34	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0002				
35	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.9867				
36	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0108				
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	


1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ISUPER 2.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:13:38 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Material Streams					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Methanol	1	Triolein	101C	101A
12	Vapour Fraction	0.0000	---	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	25.00 *	---	25.00 *	25.16	25.03
14	Pressure (kPa)	101.3 *	---	101.3 *	101.3	101.3
15	Molar Flow (kgmole/h)	3.246	---	1.169	3.274	4.443
16	Mass Flow (kg/h)	104.0 *	---	1000 *	104.9	1105
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1307	---	1.093	0.1319	1.225
18	Heat Flow (kJ/h)	-7.771e+005	---	-1.920e+006	-7.839e+005	-2.704e+006
19	Name	101B	102	vent	106	107
20	Vapour Fraction	0.0000	0.7285	1.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	26.25	185.0 *	350.0	350.0 *	187.0 *
22	Pressure (kPa)	2000 *	1899 *	1899	1899	1789 *
23	Molar Flow (kgmole/h)	4.443	4.443	0.0000	4.443	4.443
24	Mass Flow (kg/h)	1105	1105	0.0000	1105	1105
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.225	1.225	0.0000	1.224	1.224
26	Heat Flow (kJ/h)	-2.701e+006	-2.194e+006	0.0000	-2.285e+006	-2.794e+006
27	Name	201	202	401	402	201A
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	42.68	244.0	244.0	244.0	42.71
30	Pressure (kPa)	40.00	50.00	50.00	50.00	101.3 *
31	Molar Flow (kgmole/h)	2.850e-002	4.415	0.0000	3.341	2.850e-002
32	Mass Flow (kg/h)	0.9297	1104	0.0000	995.5	0.9297
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.162e-003	1.223	0.0000	1.133	1.162e-003
34	Heat Flow (kJ/h)	-6833	-2.622e+006	0.0000	-1.948e+006	-6833
35	Name	201B	402B	402A	403A	403B
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	42.71 *	25.00 *	244.0	244.0	25.00 *
38	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	2.823e-002 *	3.341	3.341	1.074	1.074
40	Mass Flow (kg/h)	0.9212	995.5	995.5	108.6	108.6
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.151e-003	1.133	1.133	8.948e-002	8.948e-002
42	Heat Flow (kJ/h)	-6770	-2.454e+006	-1.948e+006	-6.734e+005	-7.393e+005
43	Name	403				
44	Vapour Fraction	0.0000				
45	Temperature (C)	244.0				
46	Pressure (kPa)	50.00				
47	Molar Flow (kgmole/h)	1.074				
48	Mass Flow (kg/h)	108.6				
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	8.948e-002				
50	Heat Flow (kJ/h)	-6.734e+005				
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\SUPER 2.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:14:12 2014
4		
5		

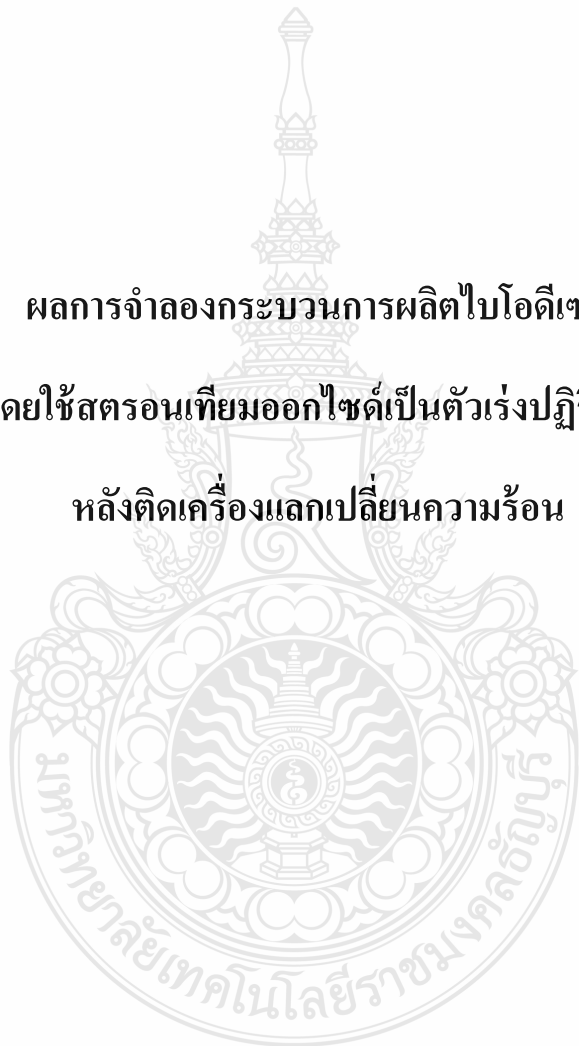
Workbook: Case (Main)


Energy Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	QP-100	Qreactor	cooling	heating	Qrcy	
12	Heat Flow (kJ/h)	2982	-9.160e+004	5207	1.707e+005	9.852e-002	
13	Name	QE-201	QP-102	QP-103	QE-202	QE-100	
14	Heat Flow (kJ/h)	5.054e+005	96.12	7.788	6.596e+004	5.071e+005	
15	Name	QE-200					
16	Heat Flow (kJ/h)	5.090e+005					





1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\SUPER 2.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:14:20 2014			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Unit Ops					
7	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
8	MIX-100	Mixer	Methanol	101C	No	500.0 *
9			201B			
10	MIX-101	Mixer	101C	101A	No	500.0 *
11			Triolein			
12	P-100	Pump	101A	101B	No	500.0 *
13			QP-100			
14	P-101	Pump	201	201A	No	500.0 *
15			Qrcy			
16	P-102	Pump	402	402A	No	500.0 *
17			QP-102			
18	P-103	Pump	403	403A	No	500.0 *
19			QP-103			
20	CSTR-100	Cont. Stirred Tank Reactor	102	106	No	500.0 *
21			Qreactor	vent		
22				Qreactor		
23	T-100	Distillation	107	201	No	2500 *
24			heating	202		
25				cooling		
26	V-100	3 Phase Separator	202	402	No	500.0 *
27				401		
28				403		
29	RCY-1	Recycle	201A	201B	No	3500 *
30			402A	402B		
31	E-201	Cooler	403A	QE-201	No	500.0 *
32				403B		
33	E-202	Cooler	106	QE-202	No	500.0 *
34				107		
35	E-200	Cooler	101B	QE-200	No	500.0 *
36			QE-100	102		
37	E-100	Heater			No	500.0 *
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล
โดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา
หลังติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน



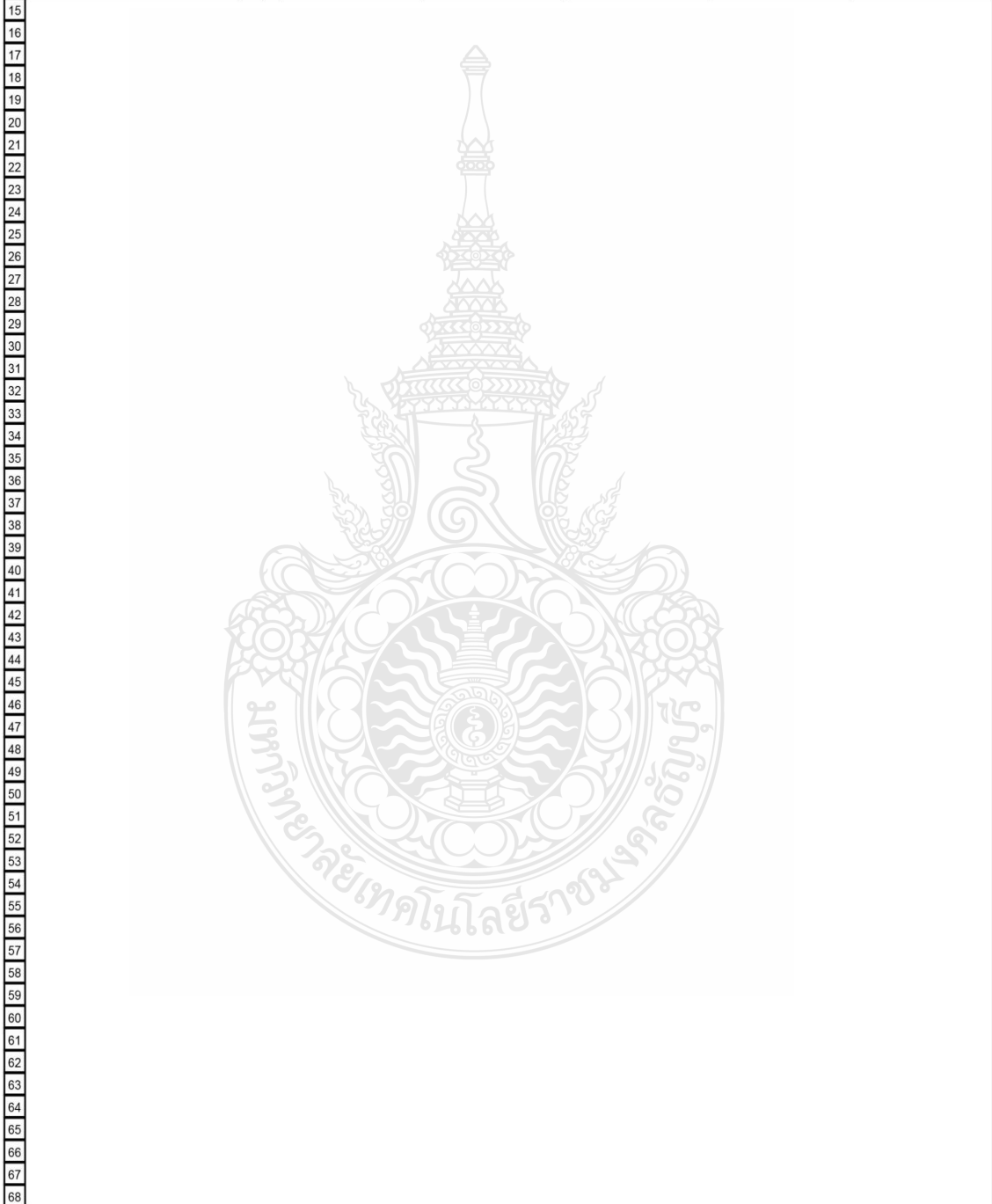
1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:10:10 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8						
9	Compositions					
10						Fluid Pkg: All
11	Name	401	402	403	Methanol	StrontiumOxide
12	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0538	0.0001	0.0002	1.0000 *	0.0000 *
13	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0017	0.0171	0.0002	0.0000 *	0.0000 *
14	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.7728	0.0060	0.9979	0.0000 *	0.0000 *
15	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.1717	0.9769	0.0017	0.0000 *	0.0000 *
16	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *
17	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	1.0000 *
18	Name	101A	201B	102	Triolein	105
19	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9881	1.0000 *	0.9895	0.0000 *	0.0000
20	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0500 *	0.0500
21	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
22	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
23	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.9500 *	0.9500
24	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0119	0.0000 *	0.0105	0.0000 *	0.0000
25	Name	107	106	vent	107A	108
26	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0882	0.0882	0.9999	0.0882	0.0889
27	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0117	0.0117	0.0000	0.0117	0.0118
28	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.2230	0.2230	0.0001	0.2230	0.2248
29	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.6690	0.6690	0.0000	0.6690	0.6744
30	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0080	0.0080	0.0000	0.0080	0.0000
32	Name	109	201	202	201A	301
33	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	1.0000	0.0001	1.0000	0.0001
34	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0000	0.0130	0.0000	0.0130
35	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000	0.0000	0.2467	0.0000	0.2467
36	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.7402	0.0000	0.7402
37	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Name	402B	402A	403A	403B	
40	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0001	0.0001	0.0002	0.0002	
41	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0171	0.0171	0.0002	0.0002	
42	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0060	0.0060	0.9979	0.9979	
43	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.9769	0.9769	0.0017	0.0017	
44	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Comp Mole Frac (strontiumoxide*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	


1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:09:43 2014			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Material Streams Fluid Pkg: All					
7	Name	401	402	403	Methanol	StrontiumOxide
8	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9	Temperature (C)	230.0	230.0	230.0	25.00 *	25.00 *
10	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3 *	101.3 *
11	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	3.409	1.093	3.333	4.000e-002 *
12	Mass Flow (kg/h)	0.0000	1006	101.0	106.8 *	4.145
13	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	1.146	8.035e-002	0.1342	8.819e-004
14	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-2.014e+006	-6.826e+005	-7.981e+005	0.0000
15	Name	101A	201B	102	Triolein	105
16	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Temperature (C)	25.00	64.48 *	29.49	25.00 *	45.00 *
18	Pressure (kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3 *
19	Molar Flow (kgmole/h)	3.373	0.4384	3.812	1.169	1.169
20	Mass Flow (kg/h)	110.9	14.05 *	125.0	1000 *	1000
21	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1351	1.766e-002	0.1528	1.093	1.093
22	Heat Flow (kJ/h)	-7.981e+005	-1.029e+005	-9.010e+005	-1.920e+006	-1.881e+006
23	Name	107	106	vent	107A	108
24	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
25	Temperature (C)	43.50	60.00 *	60.00	43.54	43.54
26	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3	101.3	150.0 *	150.0
27	Molar Flow (kgmole/h)	4.981	4.981	0.0000	4.981	4.941
28	Mass Flow (kg/h)	1125	1125	0.0000	1125	1121
29	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.245	1.245	0.0000	1.245	1.244
30	Heat Flow (kJ/h)	-3.290e+006	-3.251e+006	0.0000	-3.290e+006	-3.290e+006
31	Name	109	201	202	201A	301
32	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Temperature (C)	43.54	64.48	268.5	64.48	230.0 *
34	Pressure (kPa)	150.0	101.3	111.3	101.3 *	101.3 *
35	Molar Flow (kgmole/h)	4.000e-002	0.4389	4.502	0.4389	4.502
36	Mass Flow (kg/h)	4.145	14.06	1107	14.06	1107
37	Liquid Volume Flow (m3/h)	8.819e-004	1.767e-002	1.226	1.767e-002	1.226
38	Heat Flow (kJ/h)	321.3	-1.030e+005	-2.579e+006	-1.030e+005	-2.696e+006
39	Name	402B	402A	403A	403B	
40	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
41	Temperature (C)	25.00	230.0	230.0	25.00 *	
42	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *	
43	Molar Flow (kgmole/h)	3.409	3.409	1.093	1.093	
44	Mass Flow (kg/h)	1006	1006	101.0	101.0	
45	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.146	1.146	8.035e-002	8.035e-002	
46	Heat Flow (kJ/h)	-2.487e+006	-2.014e+006	-6.826e+005	-7.405e+005	
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)		Page 1 of 1	

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ISTRON.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:10:19 2014
4		
5		

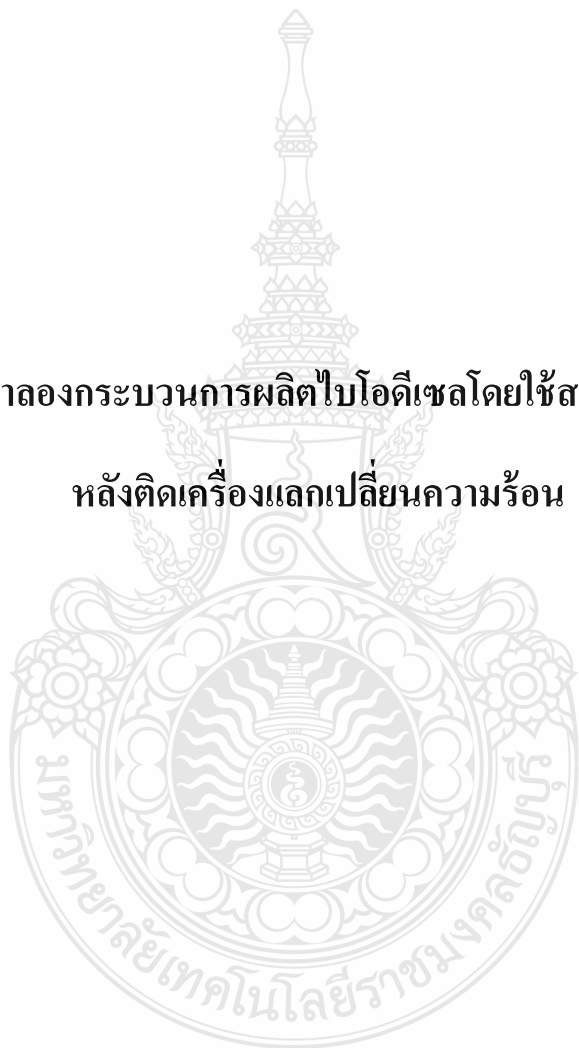
Workbook: Case (Main)


Energy Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	Qreactor	QP-100	heating	cooling	Qrcy	
12	Heat Flow (kJ/h)	-4.692e+005	82.71	6.541e+005	4.646e+004	0.0000	
13	Name	QP-102	QP-103	QE-201	QE-202	QE-203	
14	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	0.0000	1.172e+005	4.728e+005	5.795e+004	



1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\STRON.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:10:30 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Unit Ops					
9						
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	V-101	3 Phase Separator	301	402	No	500.0 *
13				401		
14				403		
15	MIX-100	Mixer	Methanol	101A	No	500.0 *
16			StrontiumOxide			
17	MIX-101	Mixer	201B	102	No	500.0 *
18			101A			
19	HE-100	Heat Exchanger	Triolein	105	No	500.0 *
20			106	107		
21	CSTR-100	Cont. Stirred Tank Reactor	102	106	No	500.0 *
22			105	vent		
23			Qreactor	Qreactor		
24	P-100	Pump	107	107A	No	500.0 *
25			QP-100			
26	P-101	Pump	201	201A	No	500.0 *
27			Qrcy			
28	P-102	Pump	402	402A	No	500.0 *
29			QP-102			
30	P-103	Pump	403	403A	No	500.0 *
31			QP-103			
32	X-100	Hydrocyclone	107A	109	No	500.0 *
33				108		
34	T-100	Distillation	108	201	No	2500 *
35			heating	202		
36				cooling		
37	RCY-1	Recycle	201A	201B	No	3500 *
38	E-201	Cooler	202	301	No	500.0 *
39				QE-201		
40	E-202	Cooler	402A	402B	No	500.0 *
41				QE-202		
42	E-203	Cooler	403A	403B	No	500.0 *
43				QE-203		
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.	Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)	Page 1 of 1			

ผลการจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวด
หลังติดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน





1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\SUPER.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:11:23 2014
4		
5		

Workbook: Case (Main)

Compositions							Fluid Pkg:	All
11	Name	Methanol	1	Triolein	101C	101A		
12	Comp Mole Frac (Methanol)	1.0000 *	---	0.0000 *	0.9999	0.7401		
13	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000 *	---	0.0000 *	0.0000	0.0000		
14	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000 *	---	0.0500 *	0.0000	0.0130		
15	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0000 *	---	0.0000 *	0.0001	0.0001		
16	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000 *	---	0.9500 *	0.0000	0.2468		
17	Name	101B	102	vent	106	107		
18	Comp Mole Frac (Methanol)	0.7401	0.7401	0.6580	0.0190	0.0190		
19	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0662	0.7211	0.7211		
20	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0130	0.0130	0.0010	0.0130	0.0130		
21	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0001	0.0001	0.2743	0.2404	0.2404		
22	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.2468	0.2468	0.0005	0.0065	0.0065		
23	Name	201	202	401	402	403		
24	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9950	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
25	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0006	0.7351	0.1846	0.9706	0.0022		
26	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0132	0.0020	0.0174	0.0002		
27	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0042	0.2450	0.8022	0.0067	0.9867		
28	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0002	0.0066	0.0112	0.0052	0.0108		
29	Name	201A	201B	402B	402A	403A		
30	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9950	0.9950 *	0.0000	0.0000	0.0000		
31	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0006	0.0007 *	0.9706	0.9706	0.0022		
32	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0000	0.0000 *	0.0174	0.0174	0.0002		
33	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.0042	0.0042 *	0.0067	0.0067	0.9867		
34	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0002	0.0002 *	0.0052	0.0052	0.0108		
35	Name	403B						
36	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000						
37	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0022						
38	Comp Mole Frac (OleicAcid)	0.0002						
39	Comp Mole Frac (Glycerol)	0.9867						
40	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0108						

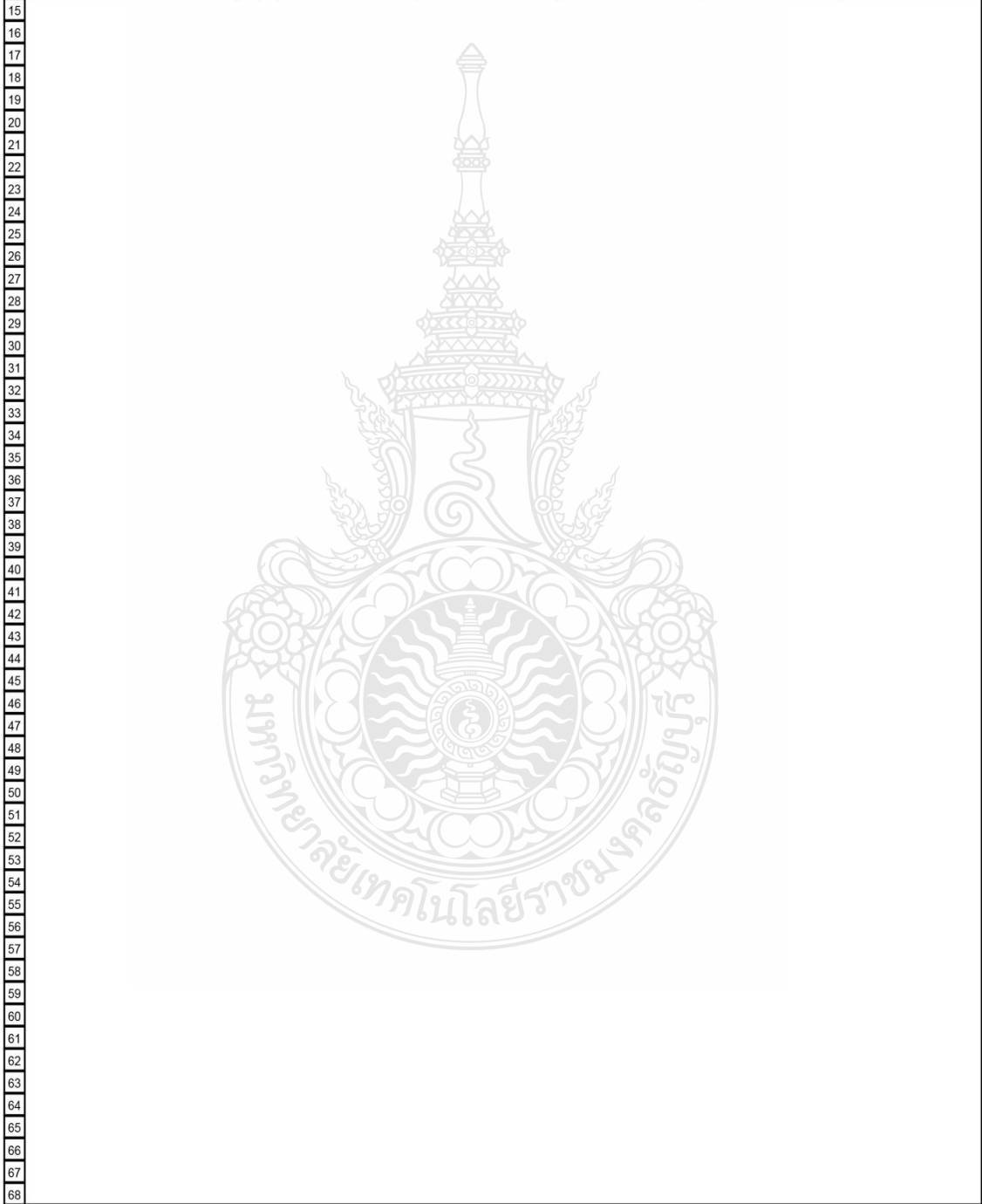



1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\SUPER.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:10:56 2014			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8	Material Streams					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Methanol	1	Triolein	101C	101A
12	Vapour Fraction	0.0000	---	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	25.00 *	---	25.00 *	25.46	25.08
14	Pressure (kPa)	101.3 *	---	101.3 *	101.3	101.3
15	Molar Flow (kgmole/h)	3.246	---	1.169	3.331	4.500
16	Mass Flow (kg/h)	104.0 *	---	1000 *	106.8	1107
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1307	---	1.093	0.1342	1.228
18	Heat Flow (kJ/h)	-7.771e+005	---	-1.920e+006	-7.976e+005	-2.717e+006
19	Name	101B	102	vent	106	107
20	Vapour Fraction	0.0000	0.7319	1.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	26.30	185.0 *	350.0	350.0 *	187.2
22	Pressure (kPa)	2000 *	1899	1899	1899	1793
23	Molar Flow (kgmole/h)	4.500	4.500	0.0000	4.500	4.500
24	Mass Flow (kg/h)	1107	1107	0.0000	1107	1107
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.228	1.228	0.0000	1.226	1.226
26	Heat Flow (kJ/h)	-2.714e+006	-2.205e+006	0.0000	-2.297e+006	-2.806e+006
27	Name	201	202	401	402	403
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	42.68	244.0	244.0	244.0	244.0
30	Pressure (kPa)	40.00	50.00	50.00	50.00	50.00
31	Molar Flow (kgmole/h)	8.602e-002	4.414	0.0000	3.341	1.073
32	Mass Flow (kg/h)	2.806	1104	0.0000	995.4	108.6
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.507e-003	1.223	0.0000	1.133	8.952e-002
34	Heat Flow (kJ/h)	-2.062e+004	-2.622e+006	0.0000	-1.948e+006	-6.734e+005
35	Name	201A	201B	402B	402A	403A
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	42.71	42.71 *	25.00 *	244.0	244.0
38	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *
39	Molar Flow (kgmole/h)	8.602e-002	8.537e-002 *	3.341	3.341	1.073
40	Mass Flow (kg/h)	2.806	2.784	995.4	995.4	108.6
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.507e-003	3.480e-003	1.133	1.133	8.952e-002
42	Heat Flow (kJ/h)	-2.062e+004	-2.047e+004	-2.454e+006	-1.948e+006	-6.734e+005
43	Name	403B				
44	Vapour Fraction	0.0000				
45	Temperature (C)	25.00 *				
46	Pressure (kPa)	101.3 *				
47	Molar Flow (kgmole/h)	1.073				
48	Mass Flow (kg/h)	108.6				
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	8.952e-002				
50	Heat Flow (kJ/h)	-7.393e+005				
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)			Page 1 of 1

1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\ISUPER.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Thu Sep 11 11:11:34 2014
4		
5		

Workbook: Case (Main)

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
11	Name	QP-100	Qreactor	cooling	heating	Qrcy	
12	Heat Flow (kJ/h)	2986	-9.189e+004	1.572e+004	1.796e+005	0.2974	
13	Name	QE-102	QP-102	QP-103	QE-103		
14	Heat Flow (kJ/h)	5.054e+005	96.11	7.789	6.598e+004		



1	 LEGENDS Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\MY THESIS\SIMULATION PLANT HYSYS\SUPER.HSC			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Thu Sep 11 11:11:46 2014			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Unit Ops					
7	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
8	MIX-100	Mixer	Methanol	101C	No	500.0 *
9			201B			
10	MIX-101	Mixer	101C	101A	No	500.0 *
11			Triolein			
12	P-100	Pump	101A	101B	No	500.0 *
13			QP-100			
14	P-101	Pump	201	201A	No	500.0 *
15			Qrcy			
16	P-102	Pump	402	402A	No	500.0 *
17			QP-102			
18	P-103	Pump	403	403A	No	500.0 *
19			QP-103			
20	HE-100	Heat Exchanger	101B	102	No	500.0 *
21			106	107		
22			102	106		
23	CSTR-100	Cont. Stirred Tank Reactor	Qreactor	vent	No	500.0 *
24				Qreactor		
25	T-100	Distillation	107 heating	201	No	2500 *
26				202		
27				cooling		
28	V-100	3 Phase Separator	202	402	No	500.0 *
29				401		
30				403		
31	RCY-1	Recycle	201A	201B	No	3500 *
32	E-102	Cooler	402A	402B	No	500.0 *
33				QE-102		
34	E-103	Cooler	403A	403B	No	500.0 *
35				QE-103		
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 2006 (20.0.0.6728)	Page 1 of 1		

การวิเคราะห์การใช้พลังงานสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบ

Analysis of Energy Usage of Four-pattern Biodiesel Production Plants

วรลักษ์ณ์ อังปานานนท์* และ ชัยภพ ศิระวารกุล²

Woraluck Aungpananont^{1*} and Chaiyapop Siraworakun²

¹นักศึกษาระดับปริญญาโท ภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
ถนนรังสิต-นครนายก(คลองหก) อำเภอธัญบุรี จังหวัดปทุมธานี 12110

²อาจารย์ที่ปรึกษา สาขาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมีและวัสดุ คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
ถนนรังสิต-นครนายก(คลองหก) อำเภอธัญบุรี จังหวัดปทุมธานี 12110

*Corresponding author, E-mail: ningoto@gmail.com

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้ศึกษาการวิเคราะห์การใช้พลังงานของโรงงานผลิตไบโอดีเซลด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาที่ต่างกัน 4 รูปแบบ ได้แก่ 1) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง 2) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด 3) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง และ 4) การใช้สภาวะยิ่งยวด สภาวะเริ่มต้นในการผลิตจะใช้น้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ทำปฏิกิริยากับเมทานอล ที่อัตราส่วน 3 ต่อ 1 โมล ตามลำดับ โดยอัตราการผลิตสำหรับทุกรูปแบบมีค่าเท่ากับ 1,000 กิโลกรัมไบโอดีเซลต่อชั่วโมง ผลการจำลองกระบวนการแสดงให้เห็นถึงการใช้พลังงานเรียงตามลำดับจากน้อยไปมาก คือ 1) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง 2) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ชนิดต่าง 3) การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด และ 4) การใช้สภาวะยิ่งยวด ซึ่งมีค่าเป็น 1,662,756 1,771,873 1,774,146 และ 2,387,586 กิโลจูลต่อชั่วโมง ตามลำดับ นอกจากนี้งานวิจัยนี้ได้เสนอแนวทางการลดการใช้พลังงานโดยการคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งผลการจำลองกระบวนการพบว่าการติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับกระบวนการผลิตแบบสภาวะยิ่งยวดจะลดการใช้พลังงานได้มากที่สุด มีการใช้พลังงานในการผลิตเป็น 1,371,780 กิโลจูลต่อชั่วโมง กระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบนี้ถูกจำลองกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006

คำสำคัญ: น้ำมันไบโอดีเซล การจำลองกระบวนการ Aspen HYSYS

Abstract

This research investigated the energy use of the following four production patterns used in biodiesel production plants: 1) homogeneous base catalysis, 2) homogeneous acid catalysis, 3) heterogeneous base catalysis and 4) supercritical fluid conditions. During the simulation the initial ratio of pure palm oil to methanol and the product throughput was kept at 1:3 and 1,000 kg biodiesel /h respectively for all the production patterns. Four-biodiesel production plant patterns were simulated using Aspen HYSYS 2006 commercial software. The results of

the simulation showed that the ascending order of energy usage was 1) homogeneous base catalysis, 2) heterogeneous base catalysis, 3) homogeneous acid catalysis, and 4) supercritical fluid conditions, at 1,662,756 1,771,873 1,774,146 and 2,387,586 kJ/hr, respectively. In addition, this research proposed an energy saving approach utilizing a heat exchanger. The results of the simulation showed that the installation of a heat exchanger at a supercritical plant resulted in the highest energy saving of 1,371,780 kJ/hr.

Keywords: biodiesel, simulation, process Aspen HYSYS

1. บทนำ

การใช้พลังงานในปัจจุบันมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเรื่อยๆทุกปี โดยเฉพาะน้ำมันเชื้อเพลิงมีการใช้มากที่สุดคิดเป็นร้อยละ 48 ของการใช้พลังงานทั้งหมด ในขณะที่ราคาน้ำมันดิบได้ปรับตัวสูงขึ้นอย่างต่อเนื่อง อีกทั้งการใช้พลังงานน้ำมันถ่านหิน ก๊าซธรรมชาติและพลังงานนิวเคลียร์ล้วนส่งผลเสียต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นจึงมีงานวิจัยที่ศึกษาและพัฒนาพลังงานทดแทนอย่างน้ำมันไบโอดีเซล ซึ่งไบโอดีเซลเกิดจากการทำปฏิกิริยาทรานเอสเทอร์ริฟิเคชัน (transesterification) โดยมีน้ำมันที่ได้จากพืชหรือไขมันสัตว์ที่เป็นสารประกอบอินทรีย์ประเภทไตรกลีเซอไรด์ (triglyceride) ทำปฏิกิริยากับแอลกอฮอล์ (alcohol) เช่น เมทานอล หรือเอทานอล และมีตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นต่าง กรด หรือเอนไซม์ ช่วยในการเร่งให้ทำปฏิกิริยาเกิดเร็วขึ้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้คือไบโอดีเซล มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับน้ำมันดีเซล สามารถใช้ได้ด้วยเครื่องยนต์ดีเซลโดยตรง และก่อให้เกิดมลภาวะทางอากาศลดน้อยลง นอกจากนี้ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการผลิตไบโอดีเซลยังมีกลิ่นเชอรอลเป็นผลพลอยได้และเป็นที่ต้องการในอุตสาหกรรมหลายประเภท

มีงานวิจัยที่จำลองการผลิตไบโอดีเซลมาหลาย เช่น Zhang ได้ศึกษาการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากน้ำมันพืชบริสุทธิ์และน้ำมันพืชใช้แล้ว 4 รูปแบบ โดยมีกรดและด่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา พบว่า

กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยามีความซับซ้อนน้อยกว่าจึงถูกศึกษาในเชิงพาณิชย์ (Zhang at al., 2003) นอกจากนี้การผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชใช้แล้วและเมทานอลด้วยการใช้สภาวะยิ่งยวดสามารถผลิตให้ผลิตภัณฑ์ที่มีความบริสุทธิ์สูงถึง 99.8% (Kasteren & Nisworo, 2006) และ West ได้เปรียบเทียบการและออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจำนวน 4 รูปแบบ ด้วยโปรแกรม HYSYS มีน้ำมันพืชใช้แล้วเป็นวัตถุดิบพบว่ากระบวนการผลิตในสภาวะยิ่งยวด มีจำนวนหน่วยปฏิบัติการน้อยที่สุด และกระบวนการผลิตแบบปฏิกิริยาวิวิพันธ์โดยมีกรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา มีค่าใช้จ่ายน้อยที่สุด (West, Posarac & Ellis, 2008) วัตถุดิบที่ใช้ควรหาได้ง่ายในประเทศและมีประสิทธิภาพในการผลิตเพื่อช่วยลดค่าใช้จ่ายในการผลิตได้ (Santanaa, 2009)

งานวิจัยนี้จึงได้ศึกษาเกี่ยวกับ การจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซล 4 รูปแบบโดยใช้โปรแกรม Aspen HYSYS 2006 ประกอบด้วยการผลิตโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ที่เป็นกรดและด่าง ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิพันธ์ที่เป็นด่าง และการผลิตในสภาวะยิ่งยวด จากนั้นวิเคราะห์เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ

2. วัตถุประสงค์

1. เพื่อศึกษาการจำลองกระบวนการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มกับเมทานอลด้วย

รูปแบบการผลิต 4 รูปแบบ โดยใช้การจำลองด้วยโปรแกรม Apen HYSYS 2006

2. เพื่อวิเคราะห์และเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ

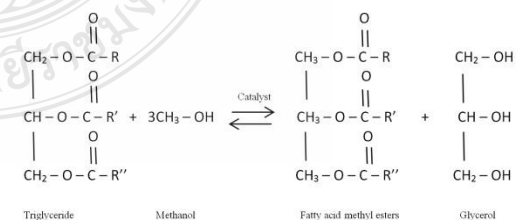
ตารางที่ 1 ค่าสภาวะที่ใช้ในแต่ละหน่วยอุปกรณ์

Unit	Properties	Condition			
		Base	Acid	Hetero g.	Supercritical
Catalyst	Catalyst	NaOH	H2SO4	SrO	N/A
	Type	CSTR	CSTR	CSTR	CSTR
Reactor	Temperature (C)	60	80	60	350
	Pressure (kPa)	101.3	60	101.3	2,000
	Conversion (%)	100	100	100	97.39
	Reflux ratio	2	2	3.99	3.42
Distillation	Number of stages	6	6	14	12
	Condenser Pressure (kPa)	20	101.3	40	101.3
	Reboiler Pressure (kPa)	30	111.0	50	105.3
	Temperature (C)	231	223	230	244
3-Phase Separator	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3

3. อุปกรณ์และวิธีการ

3.1 สารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์

การจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลในงานวิจัยนี้ การผลิตใช้ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชัน วัตถุประสงค์เป็นน้ำมันปาล์ม (น้ำมันปาล์ม ประกอบด้วยไตรโกลีอีนและกรดโอเลอิก) ทำปฏิกิริยากับเมทานอลในถังปฏิกรณ์ มีอัตราส่วนไตรโกลีอีนต่อเมทานอลเป็น 3 ต่อ 1 โมล ได้ผลิตภัณฑ์เป็นไบโอดีเซล และมีกลีเซอรอลเป็นผลพลอยได้จากการผลิต โดยปฏิกิริยาเป็นไปตามรูปที่ 1



รูปที่ 1 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอร์ริฟิเคชันของไตรกลีเซอไรด์กับเมทานอลเพื่อผลิตเมทิลเอสเตอร์

3.2 โปรแกรม Apen HYSYS 2006

การจำลองการผลิตไบโอดีเซลโปรแกรม Apen HYSYS 2006 ถูกใช้เพื่อการศึกษา โดยจำลองที่หน่วยปฏิบัติการและนำมาประกอบกัน ในแต่ละรูปแบบจะมีการใช้ตัวเร่งต่างชนิดกัน และกำหนดค่าสภาวะเริ่มต้นทั้ง 4 รูปแบบที่เท่ากัน เช่น อุณหภูมิ ความดัน อัตราการไหลเชิงโมล การผลิตเริ่มต้นจากการป้อนไทรโอดีอิน กรดโอเลอิก และเมทานอล เข้าทำปฏิกิริยากันในถังปฏิกรณ์ หลังจากนั้นทำการกลั่นแยกเมทานอลที่เหลืออยู่ด้วยหอกลั่นเพื่อทำการรีไซเคิลกลับ และส่งต่อไปยังเครื่องแยก 3 เฟส (3-Phase Separator) เพื่อแยกกลีเซอรอลกับไบโอดีเซลออกจากรัน ค่าสภาวะที่ใช้ในแต่ละหน่วยอุปกรณ์อ้างอิงตามงานวิจัย (West, Posarac & Ellis, 2008) ถูกแสดงดังตารางที่ 1 รหัสและรายชื่ออุปกรณ์ ถูกแสดงดังตารางที่ 2

ตารางที่ 2 รหัสและรายชื่ออุปกรณ์

รหัส	รายชื่ออุปกรณ์
MIX-100 ถึง MIX-101	เครื่องผสม
P-100 ถึง P-104	ปั๊ม
E-100 ถึง E-101	เครื่องทำความร้อน
E-200 ถึง E-204	เครื่องทำความเย็น
CSTR-100	ถังปฏิกรณ์
T-100	หอกลั่น
X-100	เครื่องแยกตัวเร่งปฏิกิริยา
V-100	เครื่องแยก 3 เฟส
HE-100	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

3.3 รูปแบบการผลิตและตัวเร่งปฏิกิริยา

1. ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง (homogeneous base catalyzed) ในงานวิจัยนี้ตัวเร่งชนิดต่างที่ใช้คือ โซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) ปฏิกิริยาชนิดนี้จะใช้อุณหภูมิและความดันต่ำ นิยมใช้วิธีนี้ในการผลิตมากที่สุด เนื่องจากต้นทุนต่ำ การใช้ต่างในการ

เร่งปฏิกิริยานั้น น้ำมันที่ใช้จะต้องมีปริมาณกรดไขมันอิสระต่ำ ไม่เกินร้อยละ 0.5 อ้างอิงค่าจลนศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของน้ำค้างและจิตรลดา (น้ำค้างคมสัน และจิตรลดา นาคประดิษฐ์, 2555) แผนผังการผลิตแสดงดังรูปที่ 2

2. ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดกรด (homogeneous acid catalyzed) ในงานวิจัยนี้ตัวเร่งชนิดต่างที่ใช้คือ กรดซัลฟูริก (H_2SO_4) การผลิตด้วยวิธีนี้มีข้อดีคือสามารถใช้กับวัตถุดิบที่มีความชื้นและปริมาณกรดไขมันอิสระสูง และข้อเสียคือการกัดกร่อนของกรด ปฏิกิริยาเกิดขึ้นช้ากว่า และการใช้เมทานอลและพลังงานมากกว่าการใช้ต่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเพราะต้องใช้อุณหภูมิที่สูงในการทำปฏิกิริยาอ้างอิงค่าจลนศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของปริยาทิและรัตนา (ปริยาทิ พิมพิสัย และรัตนา เข็นลับ, 2555) แผนผังการผลิตแสดงดังรูปที่ 3

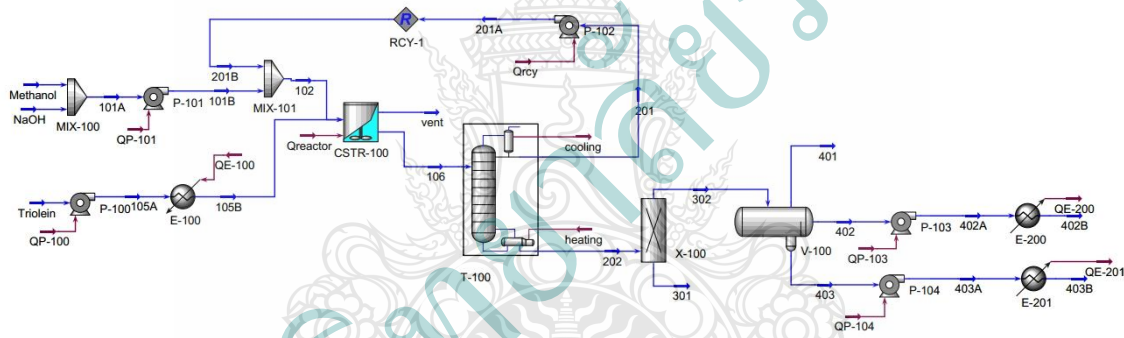
3. ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ (heterogeneous catalysts) ที่เป็นต่าง งานวิจัยนี้จะใช้สตรอนเทียมออกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ปฏิกิริยานี้มีข้อเสียเปรียบเนื่องจากการใช้ตัวเร่งดังกล่าวจำเป็นต้องมีการแยกตัวเร่งปฏิกิริยาเหล่านี้ออกจากผลิตภัณฑ์หลังจากปฏิกิริยาสิ้นสุดลง เพื่อให้ไบโอดีเซลมีคุณภาพที่ต้องการ ส่งผลการนำตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ที่เป็นของแข็ง (Solid Heterogeneous Catalysts) มาเปลี่ยนแทนการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นของเหลวจะมีความง่ายในการแยก โดยงานวิจัยนี้จะใช้ไฮโดรไซโคลนในการแยกตัวเร่งปฏิกิริยาออกจากผลิตภัณฑ์ อ้างอิงค่าจลนศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของณัฐพรและศศิประภา (ณัฐพร เกตุไทย และศศิประภา วังบรรณ, 2556) และงานวิจัยของกันธารสและธงไชย (กันธารส จักรดอน และธงไชย ศรีนพ, 2552) มีแผนผังการผลิตดังรูปที่ 4

4. การทำปฏิกิริยาโดยไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในสภาวะวิกฤต (supercritical alcohol) ปฏิกิริยาจะ

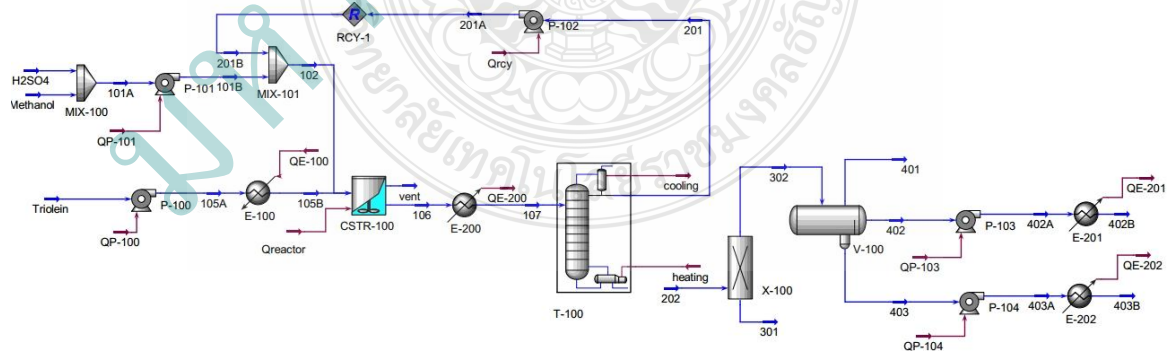
เกิดขึ้นที่อุณหภูมิและความดันสูง แต่เนื่องจากไม่มีการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา จึงลดความยุ่งยากในการในการทำผลิตภัณฑ์ให้มีความบริสุทธิ์ และใช้พลังงานที่สิ้นเปลืองกว่าการผลิตโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา โดยอ้างถึงค่าจลนศาสตร์ของปฏิกิริยาจากงานวิจัยของปรัชญาพร และจิราลักษณ์ (ปรัชญาพร ลิมปรั้งมี และจิราลักษณ์ ครอบสิน, 2556) แผนผังการผลิตดังแสดงตามรูปที่ 5

กระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ มีการใช้พลังงานในการดำเนินงานต่างกัน จึงต้องมีการประเมินพลังงานที่ใช้ในการผลิต เพื่อให้ได้ผลประโยชน์จากการผลิตไบโอดีเซลมากที่สุด และใช้งานวิจัยของ West เป็นต้นแบบโดยมีการปรับโดยกำหนดให้สารขาเข้าและสารขาออกมีค่าสถานะเหมือนกันทั้ง 4 รูปแบบ และปรับในส่วนของอุปกรณ์ที่ใช้แยกกลีเซอรอลกับไบโอดีเซล เพื่อให้ง่ายต่อการเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิต

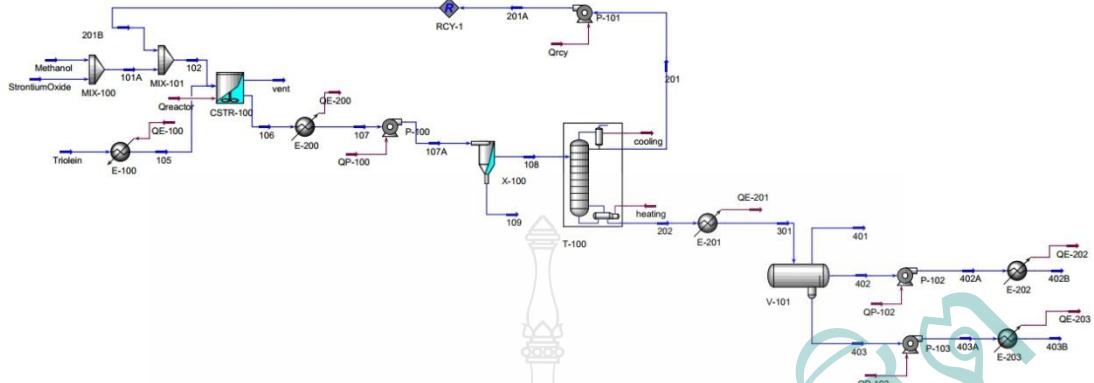
3.4 การประเมินผลทางด้านการใช้พลังงาน



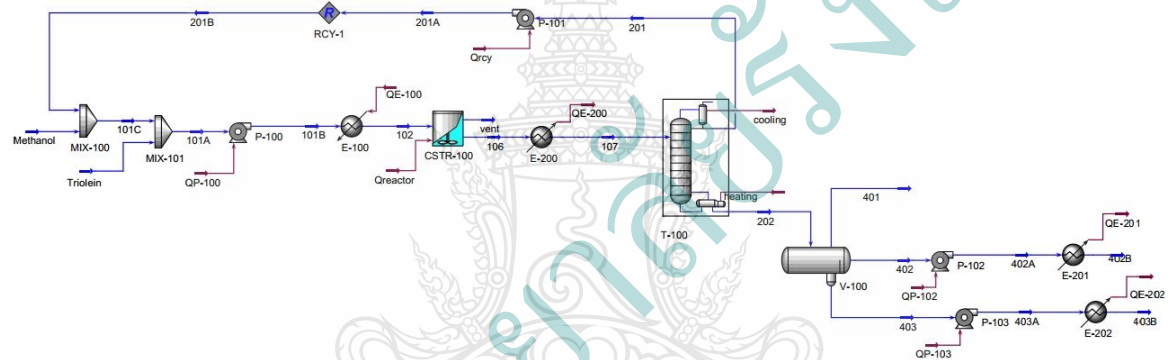
รูปที่ 2 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาออกพังก์ชันชนิดด่าง (NaOH)



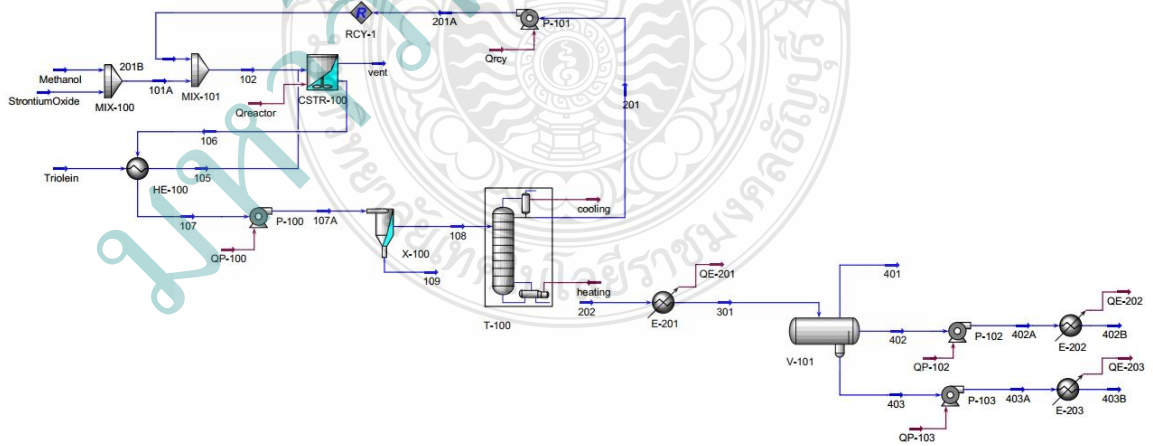
รูปที่ 3 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาออกพังก์ชันชนิดกรด (H₂SO₄)



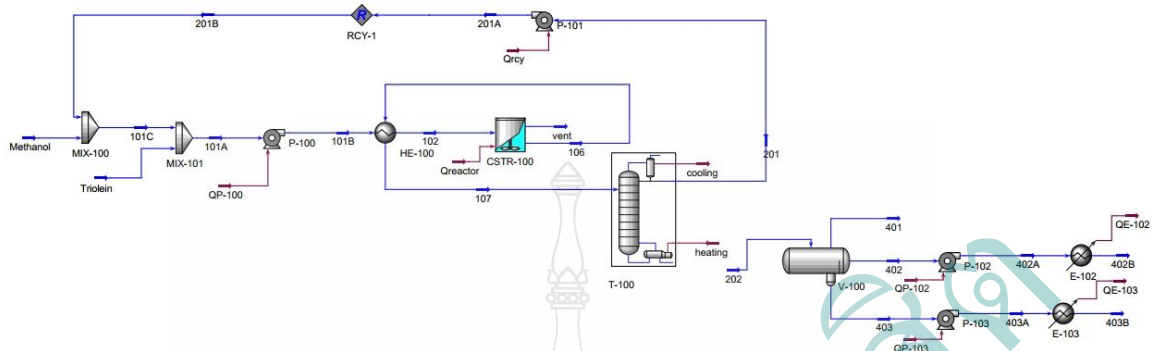
รูปที่ 4 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์ชนิดต่าง (SrO)



รูปที่ 5 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะวิกฤต



รูปที่ 6 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธุ์ชนิดต่าง (SrO) เมื่อติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน



รูปที่ 7 แผนผังการผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะวิกฤตเมื่อติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

4. ผลการวิจัยและการวิเคราะห์

จากการศึกษาพลังงานทั้งหมดที่ใช้การผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ โดยจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยโปรแกรม Apen HYSYS 2006 ในงานวิจัยนี้ผู้วิจัยได้อ้างอิงงานวิจัยของ Alex et al. (West, Posarac & Ellis, 2008) เป็นต้นแบบแผนผังการผลิต โดยมีการปรับโดยกำหนดให้สารขาเข้าและสารขาออกมีค่าสภาวะใกล้เคียงกันมากที่สุด และปรับเปลี่ยนอุปกรณ์ที่ใช้แยกกลีเซอรอลกับไบโอดีเซล เพื่อให้ง่ายต่อการเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิต ค่าสภาวะและความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้ในแต่ละรูปแบบถูกแสดงดังตารางที่ 3

การใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบถูกแสดงดังตารางที่ 4 โดยค่าพลังงานที่ได้เป็นการผลิตไบโอดีเซลที่มีกำลังการผลิตอยู่ที่ 1,000 กิโลกรัมไบโอดีเซลต่อชั่วโมง จากการเปรียบเทียบการผลิตทั้ง 4 รูปแบบพบว่า การโดยใช้ต่างเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์มีปริมาณการใช้พลังงานที่น้อยกว่า

ตารางที่ 3 ค่าสภาวะและความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์

ผลิตภัณฑ์	Base	Acid	Hetero g.	Super cri.
Temperature (C)	25	25	25	25
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
M-Oleate				
Mass flow (kg/h)	1,006	1,006	1,006	995.5
Mole fraction	0.9769	0.9772	0.9769	0.9706
Glycerol				
Mass flow (kg/h)	101.1	101.1	101.0	108.6
Mole fraction	0.9981	0.9980	0.9979	0.9867

การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ และตัวเร่งปฏิกิริยากรด และการใช้พลังงานในการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดในการผลิตมีการใช้พลังงานที่มากที่สุด เนื่องจากการปรับสภาพแอลกอฮอล์ก่อนทำปฏิกิริยาให้อยู่ในสภาวะยิ่งยวดและการลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ก่อนป้อนเข้าสู่หอกลั่น

ตารางที่ 4 พลังงานทั้งหมดที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ

Energy (kJ/h)	Base	Acid	Hetero g.	Supercr.
Reactor	497,100	390,400	469,200	91,600
Heating	69,080	19,300	39,040	507,100
Cooling	534,090	587,910	566,373	1,080,380
Pumps	436	86	0	512,690
Recovery of methanol (condenser)	49,350	43,750	46,460	15,720
Recovery of methanol (reboiler)	512,700	732,700	650,800	180,100
Total	1,662,756	1,774,146	1,771,873	2,387,586

งานวิจัยส่วนใหญ่ที่ผ่านมาได้ศึกษาการผลิตไบโอดีเซลด้วยรูปแบบต่างๆ รายงานว่า การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สภาวะยิ่งยวดนั้นมีประสิทธิภาพและประหยัดกว่ารูปแบบอื่น ในงานวิจัยผู้วิจัยได้คิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อลดการใช้พลังงานในการผลิตได้ โดยติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ในรูปแบบที่ 3 (รูปที่ 6) และรูปแบบที่ 4 (รูปที่ 7) มีค่าพลังงานรวมที่ใช้ในการผลิตเป็น 1,700,612 และ 1,371,780 kJ/h ตามลำดับ ซึ่งเห็นได้ว่าการคิดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับการผลิตทั้ง 2 รูปแบบนี้ จะสามารถลดการใช้พลังงานได้มาก จะเห็นได้ว่าการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดนั้น มีปริมาณการใช้พลังงานที่น้อยที่สุด

5. บทสรุป

จากการเปรียบเทียบการใช้พลังงานในการผลิตไบโอดีเซลทั้ง 4 รูปแบบ จากผลการจำลองกระบวนการพบว่า ความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลมีค่า

เท่ากับ 97.7 % และความบริสุทธิ์ของกลีเซอรอลที่ได้มีค่าเท่ากับ 99.8 % มีการใช้พลังงานเรียงตามลำดับจากน้อยไปมากคือการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเอกพันธ์ชนิดต่าง การใช้ตัวเร่งวิวิธพันธ์ การใช้ตัวเร่งเอกพันธ์ชนิดกรด และการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดตามลำดับ แต่ถ้าติดตั้งเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนการผลิตโดยใช้สภาวะยิ่งยวดจะมีการใช้พลังงานน้อยที่สุด

6. เอกสารอ้างอิง

- คันธารส จักรตอน และธงไชย ศรีนพคุณ. (2552) การจำลองการผลิตไบโอดีเซลแบบวิวิธพันธ์. วิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
- น้ำค้าง คมสัน และจิตรลดา นาคประดิษฐ์. (2555). การประมาณค่าใช้จ่ายในการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล และมีโซเดียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา. คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- ปรีชาทิ พิณพิสัย และรัตนา เข็นลับ. (2555). การประมาณค่าใช้จ่ายในการผลิตของโรงงานไบโอดีเซลของน้ำมันปาล์มกับเมทานอล และมีกรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา. คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- ณัฐฐพร เกตุไทย และศศิประภา วังบรรณ. (2556). การประเมินการใช้พลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายสำหรับโรงงานผลิตไบโอดีเซลโดยใช้สตรอนเทียมออกไซด์ เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา. คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี.
- ปรีชญาพร ทิมปริงมี และจิราลักษณ์ ครองสิน. (2556). การประเมินการใช้พลังงานและการประมาณค่าใช้จ่ายสำหรับโรงงานผลิตไบโ

ดีเซลภายใต้สภาวะSupercritical fluids. คณะ
วิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยี

Alex H. West, Dusko Posarac, Naoko Ellis.

(2008). Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant. Bioresource Technology, Vol.99, (6587–6601)

Y. Zhang, M.A. Dube, D.D. McLean, M. Kates.

(2003). Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. Bioresource Technology, Vol. 89, (1–16)

J.M.N. van Kasteren and A.P. Nisworo. (2006).

A process model to estimate the cost of industrial scale biodiesel production from waste cooking oil by supercritical transesterification. J. Clean Prod. Vol.17 (143-153)

G.C.S. Santanaa, P.F. Martinsb, N. de Lima da

Silvab, C.B. Batistella, R. Maciel Filhob & M.R. Wolf Macielb. (2009). Simulation and cost estimate for biodiesel production using castor oil. Chemical engineering research and design, Vol. 88, (pp. 626–632)

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-นามสกุล นางสาวรลักษณ์ อังปนานนท์
วัน เดือน ปีเกิด 28 พฤศจิกายน 2531
ที่อยู่ 200 หมู่ 1 ตำบลสะตอง อำเภอสอยดาว จังหวัดจันทบุรี
การศึกษา ปริญญาตรี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีราชมงคลธัญบุรี
เบอร์โทรศัพท์ 08-6827-4875
อีเมล Ningoto@gmail.com

