การใช้แบบจำลองเพื่อการออกแบบและการประเมินต้นทุนของโรงงานผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากส่วนกลั่นกรดไขมัน

Using Model for Designing and Cost Assessment of Continuous Biodiesel Plant from Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)

พิสมัย สว่างแผ้ว

Pisamai Sawangpheaw

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Master of Engineering in Chemical Engineering
Prince of Songkla University
2552

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ การใช้แบบจำลองเพื่อการออกแบบและการประเมินต้นทุนของโรงงานผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากส่วนกลั่นกรดไขมัน

ผู้เขียน นางสาวพิสมัย สว่างแผ้ว

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

…….....
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กุลชนาฐ ประเสริฐสิทธิ์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม

…….....
(ดร.สุธรรม สุขมณี)

คณะกรรมการสอบ

…… …ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.ชาคริต ทองอุไร)

…….....กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กุลชนาฐ ประเสริฐสิทธิ์)

…….....กรรมการ
(ดร.สุธรรม สุขมณี)

…….....กรรมการ
(ดร.สินินาฏ จงคง)

…….....กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.กัลยา ศรีสุวรรณ)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้นับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

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

ชื่อวิทยานิพนธ์	การใช้แบบจำลองเพื่อการออกแบบและการประเมินต้นทุนของโรงงานผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากส่วนกลั่นกรดไขมัน
ผู้เขียน	นางสาวพิสมัย สว่างแผ้ว
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา	2551

บทคัดย่อ

ในปัจจุบันการผลิตไบโอดีเซลเป็นที่น่าสนใจมากขึ้นเนื่องจากการตระหนักถึงข้อดีในการรักษาสภาพแวดล้อมและสามารถผลิตขึ้นใหม่ได้ วัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลที่นิยมใช้กันในประเทศไทยคือน้ำมันปาล์มแต่เนื่องจากต้นทุนการผลิตไบโอดีเซลยังสูงอยู่ ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงได้ทำการออกแบบโรงงานผลิตไบโอดีเซลจากส่วนกลั่นกรดไขมันที่เป็นผลพลอยได้จากกระบวนการรีไฟน์น้ำมันปาล์มซึ่งจะสามารถลดต้นทุนด้านวัตถุดิบลงได้เนื่องจากเป็นวัตถุดิบที่มีราคาถูก โดยก่อนที่จะทำการจำลองกระบวนการ ผู้วิจัยได้นำเอาค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันจากน้ำมันดอกทานตะวัน (Berrios et al., 2007) มาทำการปรับแก้เพื่อให้มีความเหมาะสมโดยเทียบข้อมูลอ้างอิงที่ใช้ส่วนกลั่นกรดไขมันเป็นวัตถุดิบ (Chongkhong et al., 2007) การจำลองกระบวนการทำขึ้นด้วยโปรแกรม Aspen plus ผลการจำลองกระบวนการพบว่าสภาวะที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันคือ ใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 80 นาที ที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อส่วนกลั่นกรดไขมัน 6:1 โดยมีต้นทุนในการผลิตต่อหน่วยกิโลกรัมไบโอดีเซล 14.9 บาท โดยต้นทุนหลักของการผลิตคือวัตถุดิบซึ่งคิดเป็น 91% ของต้นทุนทั้งหมด

Thesis Title	Using model for designing and cost assessment of continuous biodiesel plant from palm fatty acid distillate (PFAD)
Author	Miss Pisamai Sawangpheaw
Major Program	Chemical Engineering
Academic Year	2008

ABSTRACT

Biodiesel has become more attractive recently because of its environmental benefit and the fact that it is made from renewable resources. Palm oil is one of the most interesting feedstock for biodiesel in Thailand but the cost to produce biodiesel is not economically competitive with fossil fuel. To reduce production cost, palm fatty acid distillate (PFAD), a cheap by product of palm oil refining, is a very interesting feedstock. In this work, two kinetic models were from modification of previous kinetic equation of Esterification reaction from sunflower oil (Berrios et al., 2007). The kinetic constants of each model were adjusted to be fitting with reference data (using PFAD) (Chongkhong et al., 2007) to get a preferable model. The preferable model was used to simulate the optimum condition of biodiesel production by Aspen plus. The result showed that the optimum condition was reaction temperature 100^{o}C, molar ratio of methanol to PFAD 6:1 and reaction time 80 minutes. In addition, the production cost of biodiesel production at the optimum condition is 14.9 Baht/kg and main cost of biodiesel production is raw material cost (91% of total cost).

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
รายการตาราง	(8)
รายการภาพประกอบ	(9)
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 บทนำต้นเรื่อง	1
1.2 ตรวจสอบเอกสาร	2
1.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	18
1.4 วัตถุประสงค์	22
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	22
บทที่ 2 วัสดุ อุปกรณ์และวิธีการ	23
2.1 วัสดุ	23
2.2 อุปกรณ์	23
2.3 วิธีการวิจัย	24
บทที่ 3 ผลการวิจัยและวิจารณ์	36
3.1 ผลการทดลองหาอัตราการตกจม	36
3.2 ผลการปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์	37
3.3 ผลการออกแบบกระบวนการ	47
3.4 ผลการจำลองกระบวนการ	52
3.5 ผลการออกแบบอุปกรณ์	57
3.6 ผลการประเมินต้นทุนการผลิต	57
บทที่ 4 สรุปและข้อเสนอแนะ	65
4.1 สรุป	65
4.2 ข้อเสนอแนะ	66
เอกสารอ้างอิง	67
ภาคผนวก	70
ภาคผนวก ก เครื่องมือ Solver ในโปรแกรม Excel	71
ภาคผนวก ข วิธีการคำนวณและตัวอย่างข้อมูลดิบ	73

สารบัญ (ต่อ)

เรื่อง	หน้า
ประวัติผู้เขียน	93

รายการตาราง

ตารางที่	หน้า
1.1 องค์ประกอบกรดไขมันอิสระ (%) ของน้ำมันปาล์มดิบ ปาล์มโอเลอินและ ปาล์มสเตียริน	4
1.2 แสดงปริมาณกรดไขมันอิสระและปริมาณความชื้นในน้ำมันประเภทต่างๆ	5
1.3 แสดงราคาส่งออกเฉลี่ย RBD PO, RBD palm olein, RBD palm stearin และ PFAD ของประเทศ มาเลเซีย ปี 2006-2007	6
2.1 แสดงค่าแฟคเตอร์ความถี่และพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน ที่ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา 5% และ 10% โดยน้ำหนัก	26
2.2 แสดงราคาวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิต	32
2.3 แสดงข้อมูลสำหรับสมการที่ 2.6	33
2.4 แสดงข้อมูลสำหรับสมการที่ 2.7	33
3.1 แสดงแฟคเตอร์ความถี่และค่าพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน หลังจากได้ทำการปรับแก้ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาความเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก	37
3.2 แสดงปัจจัยที่อาจส่งผลให้ข้อมูลที่ได้จากการปรับแก้กับข้อมูลอ้างอิงแตกต่างกัน	37
3.3 แสดงแฟคเตอร์ความถี่และค่าพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน หลังจากได้ทำการปรับแก้เป็นครั้งที่ 2	42
3.4 เปรียบเทียบความคลาดเคลื่อนจากแบบจำลองทั้งสอง	46
3.5 รายละเอียดอุปกรณ์	56
3.6 ค่าใช้จ่ายในการผลิตไบโอดีเซล	57
ข1.1 ตัวอย่างข้อมูลดิบการหาอัตราการแยกชั้น	73
ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์	78
ข 3.1 แสดง α_{AB} ที่อุณหภูมิต่างๆ	88
ข 4.1 ค่าไฟฟ้าอัตราตามช่วงเวลาของการใช้ (Time of Use Rate : TOU) ที่แรงดัน 22-33 กิโลโวลท์	93

รายการภาพประกอบ

ภาพประกอบที่	หน้า
1.1 กระบวนการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม	3
2.1 อุปกรณ์ชุดทดลองการตกจม	25
2.2 กระบวนการผลิตไบโอดีเซลจาก PFAD	29
3.1 ลักษณะทางกายภาพของวัฏภาคที่เกิดการแยกชั้น	35
3.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเร็วในการแยกชั้นกับสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของภาชนะ	36
3.3 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่เวลาต่างๆ กัน	39
3.4 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่อุณหภูมิต่างๆ กัน	40
3.5 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่างๆ กัน	41
3.6 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่ผ่านการปรับแก้ทั้ง 2 ครั้งที่เวลาต่างๆ กัน	43
3.7 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่ผ่านการปรับแก้ทั้ง 2 ครั้ง ที่อุณหภูมิต่างๆ กัน อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ก) 4.3:1 ข) 3.4:1	44
3.8 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่างๆ กัน	45
3.9 แสดงแบบจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจาก PFAD	47
3.10 สัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมสำหรับที่สัดส่วนเชิงโมลเมทานอลต่อ PFAD ก) 4:1 ข) 6:1 และ ค) 8:1	49
3.11 แสดงผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่อุณหภูมิต่างๆ	51
3.12 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยา	54
3.13 ผลของตัวแปรต่างๆ ต่อต้นทุนในการผลิตที่อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อ PFAD ก 4:1 ข 6:1 และ ค 8:1	55
3.14 แสดงสัดส่วนของต้นทุนการผลิตต่อ กิโลกรัมไบโอดีเซล	58

รายการภาพประกอบ (ต่อ)

ภาพประกอบที่	หน้า
3.15 แสดงต้นทุนการผลิตที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส	59
3.16 ผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่มีต่อต้นทุน	60
3.17 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อต้นทุน	61
3.18 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อต้นทุน	62
ข 1.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลากับระยะทางในการแยกชั้น	74
ข 1.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเร็วในการแยกชั้นและอัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลาง	74
ข 2.1 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาต่อองค์ประกอบ FAME ที่ อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อPFAD 4.3:1 และ 5.3:1 ที่ 90°C และกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก	85
ข 2.2 ผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต่อองค์ประกอบ FAME ที่ 90°C เวลา 4 ชั่วโมง และกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก	86
ข 2.3 ผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต่อองค์ประกอบ FAME ที่ อัตราส่วนเชิงโมลระหว่าง เมทานอลต่อPFAD 3.4 และ 4.3:1 เวลา 2 ชั่วโมง และกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก	86
ข 3.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง α_{AB} กับอุณหภูมิ	89
ข 3.2 การหาจำนวนสเตจโดยการใช้ McCabe-Thiele diagram	92

บทที่ 1

บทนำ

1.1 บทนำต้นเรื่อง

ในปัจจุบันทั่วโลกกำลังตระหนักถึงปัญหาด้านพลังงานเป็นอย่างมาก เนื่องจากความต้องการใช้พลังงานสูงขึ้น สำหรับการใช้น้ำมันดีเซลในประเทศไทยพบว่า มีปริมาณความต้องการใช้น้ำมันดีเซล 17,643 ล้านลิตร/ปี (ประมาณ 48 ล้านลิตร/วัน) คิดเป็น 44.61% ของปริมาณผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียมที่ใช้ภายในประเทศ (ศูนย์พยากรณ์และสารสนเทศพลังงาน, 2551) อย่างไรก็ตามการใช้น้ำมันดีเซลมีข้อเสียคือ เป็นแหล่งพลังงานที่ใช้แล้วหมดไป อีกทั้งการใช้น้ำมันดีเซลจากปิโตรเลียมยังเป็นสาเหตุหนึ่งที่ทำให้เกิดภาวะโลกร้อนอันเนื่องมาจากความไม่สมดุลในการหมุนเวียนคาร์บอนในระบบนิเวศน์ เพราะปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์จากการเผาไหม้น้ำมันเชื้อเพลิงถูกปล่อยออกมามากกว่าปริมาณคาร์บอนที่ทับถมเน่าเปื่อยภายใต้ชั้นหินเกิดเป็นปิโตรเลียม (IPCC, 2001) ด้วยเหตุนี้จึงมีการสนับสนุนให้ผลิตไบโอดีเซลขึ้นเพื่อใช้ทดแทนน้ำมันดีเซล

จากการสนับสนุนให้มีการผลิตและใช้ไบโอดีเซลในปัจจุบันทำให้มีความต้องการในการตั้งโรงงานผลิตไบโอดีเซลมากขึ้น โดยวิธีการผลิตไบโอดีเซลที่เป็นที่นิยมมากในขณะนี้คือ วิธีการทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน (Transesterification) ระหว่างน้ำมันและเมทานอลโดยใช้โซเดียมไฮดรอกไซด์หรือโปตัสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา แต่มีข้อจำกัดของกระบวนการนี้คือ น้ำมันที่จะนำมาเป็นวัตถุดิบจำเป็นต้องมีค่าความเป็นกรดน้อยกว่า 2 มิลลิกรัมโปตัสเซียมไฮดรอกไซด์/กรัม (Cvengros and Povazanec, 1996) หรือมีปริมาณกรดไขมันอิสระ (Free fatty acid) น้อยกว่า 1% โดยน้ำหนัก เนื่องจากถ้ามีกรดไขมันมากกว่าที่กำหนดไว้จะทำให้กระบวนการผลิตเกิดปฏิกิริยา สปอนนิฟิเคชัน (Saponification) เป็นปฏิกิริยาข้างเคียงได้ผลิตภัณฑ์เป็นสบู่ปนอยู่กับเมทิลเอสเตอร์ ทำให้ต้องใช้น้ำจำนวนมากในการล้างสบู่ออก อีกการแยกกลีเซอรอลออกจากเมทิลเอสเตอร์ทำได้ยากขึ้น เนื่องจากสารทั้งสองรวมกันเป็นวัฏภาคเดียวกัน ดังนั้นหากใช้น้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระสูง จำเป็นต้องมีกระบวนการลดกรดไขมันอิสระเสียก่อน เป็นผลให้ต้นทุนการผลิตสูงขึ้น อย่างไรก็ตามหากใช้น้ำมันที่มีกรดไขมันอิสระต่ำพบว่าราคาของน้ำมันประเภทนี้ค่อนข้างสูง ซึ่งทำให้ต้นทุนในการผลิตสูงเช่นกัน เนื่องจากต้นทุนด้านวัตถุดิบเป็นต้นทุนส่วนใหญ่ (70-95%) ของต้นทุนการผลิตทั้งหมด (Leung and Guo, 2006) ปัจจุบันการผลิต

ไบโอดีเซลยังคงมีต้นทุนสูงเมื่อเทียบกับน้ำมันดีเซล ถึงแม้ว่าจากอดีตสู่ปัจจุบันราคาน้ำมันดีเซลจะมีแนวโน้มสูงขึ้น ซึ่งอาจเป็นเหตุผลที่ดีที่ทำให้ผู้ใช้พลังงานหันมาสนใจใช้ไบโอดีเซลกันมากขึ้น แต่วัตถุดิบที่นำมาใช้ในการผลิตไบโอดีเซลก็ยังมีราคาสูงตามไปด้วย ดังนั้นหากจะพัฒนาการผลิตไบโอดีเซลให้มีศักยภาพ สามารถแข่งขันกับน้ำมันดีเซลได้จึงควรลดต้นทุนด้านวัตถุดิบ

วัตถุดิบที่มีราคาถูกอันได้แก่ ส่วนกลั่นกรดไขมัน น้ำมันดิบที่ยังไม่ผ่านการกลั่นบริสุทธิ์และน้ำมันใช้แล้ว ส่วนใหญ่จะมีปริมาณกรดไขมันอิสระสูง การนำวัตถุดิบที่มีกรดไขมันอิสระสูงมาทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิชันซึ่งมักใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบสจะส่งผลเสียอย่างมาก เนื่องจากกรดไขมันอิสระจะทำปฏิกิริยาสปอนนิฟิเคชันทำให้เกิดสบู่ขึ้นทำให้การแยกกลีเซอรอลออกทำได้ยาก การทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันจะสามารถช่วยแก้ปัญหานี้ได้เนื่องจากเป็นการเปลี่ยนกรดไขมันอิสระไปเป็นเอสเตอร์หรือไบโอดีเซล ซึ่งนอกจากจะช่วยลดกรดไขมันอิสระก่อนนำไปทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอร์ ยังได้ผลผลิตเป็นไบโอดีเซลอีกด้วย

ดังนั้นวัตถุดิบที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้คือส่วนกลั่นกรดไขมัน (Palm fatty acid distillate, PFAD) ซึ่งเป็นผลพลอยได้จากกระบวนการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม โดยได้ทำการออกแบบกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen plus ช่วยในการออกแบบ และทำการประเมินต้นทุนของหน่วยการผลิตที่สำคัญในกระบวนการ เพื่อจะได้นำข้อมูลไปใช้ในการตัดสินใจในการลงทุนจัดสร้างโรงงานผลิตไบโอดีเซลต่อไป

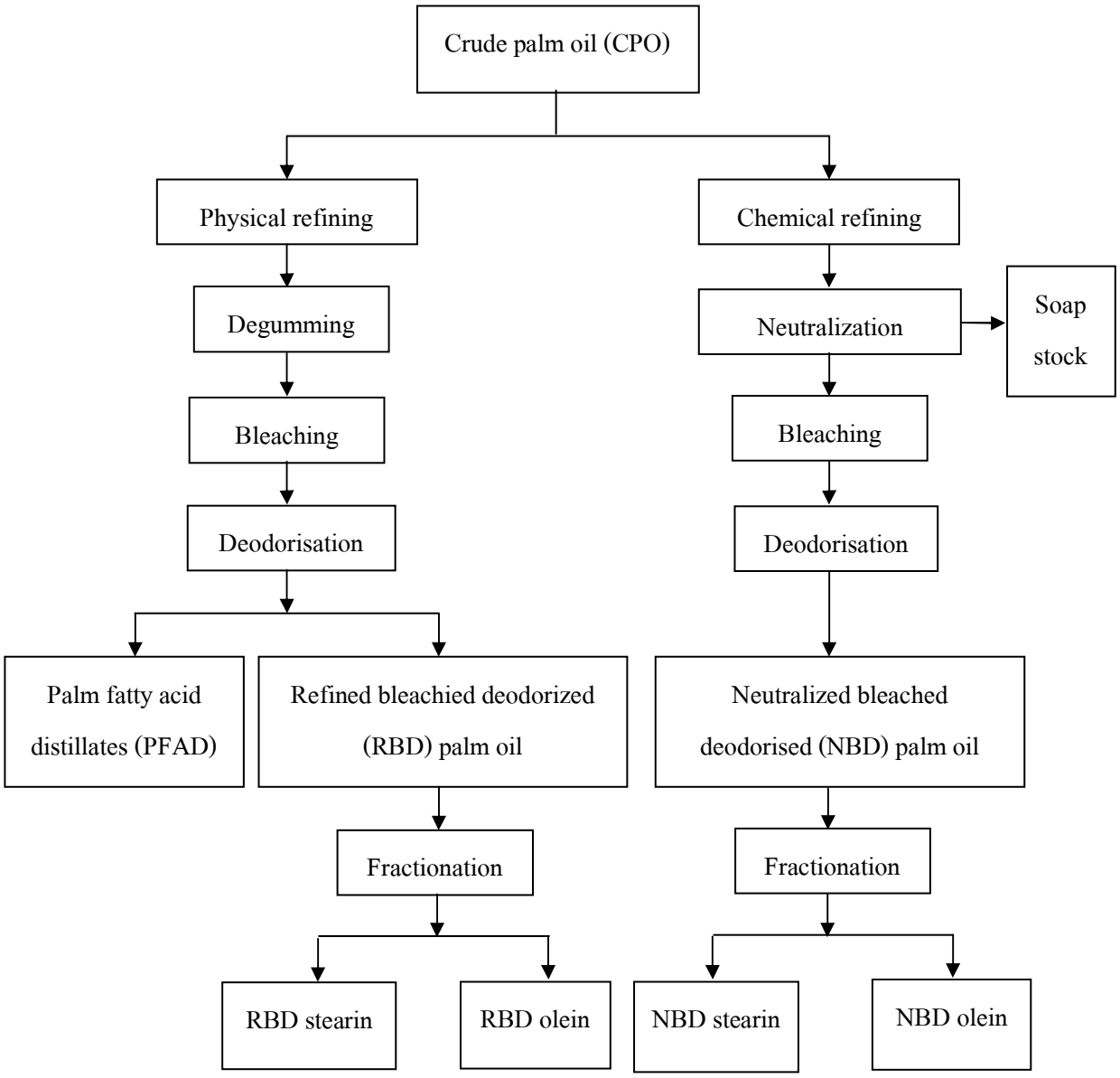
1.2 ตรวจสอบเอกสาร

1.2.1 วัตถุดิบ

วัตถุดิบที่มีศักยภาพในการผลิตไบโอดีเซลในประเทศไทย ได้แก่ น้ำมันปาล์ม น้ำมันมะพร้าว น้ำมันถั่วเหลือง น้ำมันถั่วลิสง น้ำมันละหุ่ง น้ำมันงา น้ำมันเมล็ดทานตะวัน น้ำมันสบู่ดำ และน้ำมันพืชใช้แล้ว โดยวัตถุดิบที่ใช้มีผลต่อคุณสมบัติของน้ำมันไบโอดีเซลที่ได้ ดังนั้นวัตถุดิบหลักในประเทศที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล คือ น้ำมันปาล์ม เนื่องจากปาล์มเป็นพืชที่มีศักยภาพในการแข่งขันสูงกว่าพืชที่ให้น้ำมันชนิดอื่น ทั้งด้านการผลิตและการตลาด คือ น้ำมันปาล์มมีต้นทุนการผลิตและราคาต่ำกว่าน้ำมันพืชชนิดอื่นๆ นอกจากนี้ปาล์มยังสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้อย่างหลากหลายทั้งในสินค้าอุปโภคและบริโภค และมีปาล์มสเตียรินซึ่งเป็นผลพลอยได้จากการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม ซึ่งสามารถนำมาผลิตน้ำมันไบโอดีเซลได้อีก

1.2.1.1 กระบวนการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมัน (Hai and TEOH, 2002)

กระบวนการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์มมี 2 วิธี คือ วิธีทางกายภาพ และวิธีทางเคมี ซึ่งมีขั้นตอนดังแสดงในภาพประกอบที่ 1.1



ภาพประกอบที่ 1.1 กระบวนการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม

ที่มา: Hai และ TEOH (2002)

Degumming มีวัตถุประสงค์หลักคือเพื่อแยก Phospholipids และสารพวกยางเหนียวออกจากน้ำมันดิบ ด้วยการใช้เยื่อเลือกผ่าน (Membrane) ผลพลอยได้ของ Degumming คือ

สามารถลดสีและกรดไขมันอิสระในน้ำมันดิบได้อย่างมีนัยสำคัญ (de Moura et al., 2005) หรืออาจใช้การเหวี่ยงแยก หรือใช้การตกจม (Canakci and Gerpen, 2001)

Neutralization เป็นการกำจัดกรดไขมันอิสระออกจากน้ำมันดิบ โดยใช้สารละลายเบส เช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์ เติมลงไปเพื่อทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระได้ผลิตภัณฑ์สบู่

Bleaching เป็นการฟอกสี กำจัดเม็ดสีและไอออนของโลหะในน้ำมัน และอาจช่วยแยกเอาสบู่ที่เหลือจากการทำ Neutralization ออกด้วย

Deodorisation เป็นการกำจัดกลิ่น และรสชาติที่ไม่พึงประสงค์ เนื่องจากสารที่ให้กลิ่นจะเป็นสารที่ระเหยได้ง่ายกว่าน้ำมันจึงสามารถกำจัดได้ด้วยกระบวนการกลั่นที่อุณหภูมิสูงความดันต่ำ

โดยทั่วไปในการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์ม มักจะนิยมใช้วิธีการทางกายภาพ เนื่องจากข้อได้เปรียบ คือ ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยต่ำเพราะใช้สารเคมีน้อยกว่ากระบวนการเคมี และยังได้ปริมาณน้ำมันที่มากกว่า ซึ่งผลผลิตที่กลั่นบริสุทธิ์ได้จะมีปริมาณกรดไขมันต่างออกไปจากน้ำมันปาล์มดิบ ดังแสดงในตารางที่ 1.1

ตารางที่ 1.1 องค์ประกอบกรดไขมันอิสระ (%) ของน้ำมันปาล์มดิบ ปาล์มโอเลอิน และ ปาล์ม-สเตียริน

กรดไขมันอิสระ	อัตราส่วนโดยน้ำหนัก (%)		
	น้ำมันปาล์มดิบ	ปาล์มโอเลอิน	ปาล์มสเตียริน
Lauric (12:0)	0.2	0.7	0.2
Myristic (14:0)	1.0	1.2	1.3
Palmitic (16:0)	43.7	39.8	60.5
Palmitoleic (16:1)	0.3	0.2	0.1
Stearic (18:0)	4.4	4.4	5.0
Oleic (18:1)	39.9	41.3	26.3
Linoleic (18:2)	10.3	11.9	6.2
Linolenic (18:3)	0.2	0.4	0.2

ที่มา: Ijtikhar (1984)

Che และคณะ (1999) ได้ทำการวิเคราะห์หาปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมันปาล์มดิบ (Crude palm oil, CPO) และ Refined-bleached-deodorized (RBD) palm olein ด้วยวิธี Fourier transform infrared (FTIR) พบว่า มีปริมาณกรดไขมันอิสระอยู่ในช่วง 3.0-6.5% และ 0.07-0.6%โดยน้ำหนัก ตามลำดับ น้ำมันแต่ละชนิดจะมีปริมาณกรดไขมันอิสระแตกต่างกันดังแสดงในตารางที่ 1.2

ตารางที่ 1.2 แสดงปริมาณกรดไขมันอิสระและปริมาณความชื้นในน้ำมันประเภทต่างๆ

ประเภท	ปริมาณกรดไขมันอิสระ	ปริมาณความชื้น
Crude palm oil	5.0% max	0.25% max
RBD palm oil	0.1% max	0.1% max
RBD palm olein	0.1% max	0.1% max
RBD palm stearin	0.2% max	0.15% max
Palm fatty acid distillated (PFAD)	70.0% min	1.0% max

ที่มา : http://www.klk.com.my/busi_plantation_p.htm

กล้าณรงค์ (2549) กล่าวว่า PFAD ซึ่งเป็นผลพลอยได้จากการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์มดิบนั้นมีปริมาณ 5% ของน้ำมันดิบ มีลักษณะคือมีสีน้ำตาลอ่อนและเป็นของแข็งที่อุณหภูมิห้อง ตามปกติจะถูกใช้นำไปผลิตสบู่ ใช้ในอุตสาหกรรมอาหารสัตว์และเป็นวัตถุดิบในการสกัดวิตามินอี จากข้อมูลปี พ.ศ. 2541 โรงงานสกัดน้ำมันปาล์มดิบในจังหวัดกระบี่ สุราษฎร์ธานี สตูล และ ตรัง มีกำลังการผลิต 841,657 ตัน/ปี ซึ่งหมายถึงจะมีPFADเป็นผลพลอยได้จากการกลั่นบริสุทธิ์น้ำมันปาล์มสูงถึงประมาณ 42,083 ตัน/ปี (115,296 กิโลกรัม/วัน)

1.2.1.2 ราคาน้ำมันปาล์ม

ราคาน้ำมันปาล์มดิบเฉลี่ยของปี ค.ศ.2006 ที่จังหวัดกระบี่มีราคา 15.81 บาท/กิโลกรัม และที่ประเทศมาเลเซียมีราคา 16.02 บาท/กิโลกรัม (สำนักงานการค้าภายในจังหวัดกระบี่ 2549) สำหรับราคาน้ำมันปาล์มประเภทต่างๆ ที่ประเทศมาเลเซียส่งออกในปี ค.ศ.2006 และ ค.ศ. 2007 มีราคาเฉลี่ยดังแสดงในตารางที่ 1.3

ตารางที่ 1.3 แสดงราคาส่งออกเฉลี่ย RBD PO, RBD palm olein, RBD palm stearin และ PFAD ของประเทศมาเลเซีย ปี ค.ศ.2006-2007

ชนิด		ราคาเฉลี่ย	
		ปี ค.ศ. 2006	ปี ค.ศ.2007
RBD PO	(US$/ton)	433.50	569.67
	(บาท/กิโลกรัม)	15.61	20.51
RBD palm olein	(US$/ton)	441.71	579.00
	(บาท/กิโลกรัม)	15.90	20.84
RBD palm stearin	(US$/ton)	407.08	528.33
	(บาท/กิโลกรัม)	14.65	19.02
PFAD	(US$/ton)	351.38	413.17
	(บาท/กิโลกรัม)	12.65	14.87

ที่มา : http://econ.mpob.gov.my/upk/daily/ei_dailymain2006.htm

http://econ.mpob.gov.my/upk/daily/ei_dailymain.htm

หมายเหตุ : ที่อัตราแลกเปลี่ยน 36 บาท/US$ ข้อมูลวันที่ 10 มีนาคม 2552

จากตารางที่ 1.3 จะเห็นได้ว่า ในปี ค.ศ.2007 PFAD มีราคาถูกกว่าน้ำมันปาล์มโอเลอิน และน้ำมันปาล์มสเตียริน 5.64 5.97 และ 4.15 บาทตามลำดับ หรืออาจกล่าวได้ว่า PFAD มีราคาถูกกว่าน้ำมันประเภทอื่นๆ ถึง 21.8-28.6% ดังนั้นการนำ PFAD มาเป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลน่าจะช่วยลดต้นทุนค่าวัตถุดิบในการผลิตลงได้

1.2.1.3 แอลกอฮอล์

ในส่วนของแอลกอฮอล์ที่ใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลมีการใช้ทั้งเมทานอลและเอทานอล ถึงแม้การใช้เอทานอลจะช่วยลดการพึ่งพาผลิตภัณฑ์ปิโตรเลียมได้ เนื่องจากสามารถผลิตเอทานอลได้จากกระบวนการหมักผลผลิตทางการเกษตร แต่เนื่องจากเมทานอลมีราคาถูกกว่าเอทานอลมาก อีกทั้งยังสามารถแยกกลับมาใช้ใหม่ได้ง่ายกว่าเพราะไม่มีจุดอะซิโอโทปเหมือนกับ เอทานอล ดังนั้นการใช้เมทานอลเป็นวัตถุดิบในการผลิตไบโอดีเซลจึงทำให้ต้นทุนใน

การผลิตต่ำกว่าการใช้เอทานอล และเรียนกไบโอดีเซลที่ใช้วัตถุดิบเป็น PFAD และเมทานอลอีกชื่อหนึ่งว่า “Fatty acid methyl esters (FAME)”

1.2.1.4 ตัวเร่งปฏิกิริยา

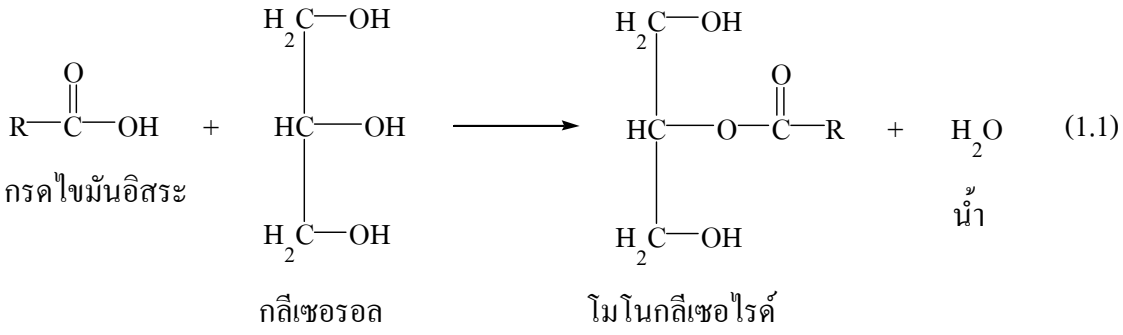
ตัวเร่งปฏิกิริยาที่ใช้ผลิตไบโอดีเซลมีทั้งกรดและเบส ตัวอย่างของกรดที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซล ได้แก่ กรดซัลฟิวริก (Sulfuric acid, H_2SO_4) กรดฟอสฟอริก (Phosphoric acid, H_3PO_4) และ กรดไฮโดรคลอริก (Hydrochloric acid, HCl) เป็นต้น โดยมักใช้ในกรณีที่น้ำมันพืชหรือไขมันสัตว์ที่นำมาผลิตไบโอดีเซลมีปริมาณกรดไขมันอิสระสูง สำหรับเบสที่มีการใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ได้แก่ โซเดียมไฮดรอกไซด์ (Sodium hydroxide, NaOH) โซเดียมเมทอกไซด์ (Sodium methoxide, $NaOCH_3$) โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์ (Potassium hydroxide, KOH) โปตัสเซียมเมทอกไซด์ (Potassium methoxide, $KOCH_3$) โซเดียมเอไมด์ (Sodium amide, $NaNH_2$) และ โปตัสเซียมเอไมด์ (Potassium amide, KNH_2) เป็นต้น ซึ่งเมื่อพิจารณาตัวเร่งปฏิกิริยาทั้งสองประเภท พบว่าในกระบวนการผลิตของโรงงานน้ำมันไบโอดีเซลทั่วโลกมักใช้เบสในการเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา เนื่องจากสามารถเร่งปฏิกิริยาได้เร็วกว่าการใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ไบโอดีเซลและกลีเซอรอลที่ได้สามารถแยกจากกันได้ง่ายเนื่องจากมีความหนาแน่นต่างและสภาพขั้วที่แตกต่างกัน โดยกลีเซอรอลจะความหนาแน่นสูงกว่าน้ำมันไบโอดีเซล

1.2.2 วิธีลดกรดไขมันอิสระ (Gerpen et al., 2004)

วัตถุดิบที่มีราคาถูกมักมีปริมาณกรดไขมันอิสระสูง ดังที่ได้กล่าวไว้ข้างต้นว่าปริมาณกรดไขมันอิสระในวัตถุดิบจะส่งผลต่อปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีการบำบัดก่อนโดยทำการขจัดโปรตีน โดยการทำปฏิกิริยากับกรดไนตริกและล้างด้วยน้ำ แล้วทำการลดปริมาณกรดไขมันอิสระลงให้มีปริมาณกรดไขมันอิสระต่ำกว่า 1% ก่อน จากนั้นจึงนำไปขจัดน้ำ สำหรับวิธีการในการลดปริมาณกรดไขมันอิสระนั้นมีอยู่ด้วยกันหลายวิธี ได้แก่

(1) วิธีการใช้เอนไซม์ (Enzymatic method) มีข้อดีคือปริมาณของน้ำจะไม่ส่งผลกระทบต่อการลดกรดไขมันอิสระ แต่ในปัจจุบันยังไม่นิยมใช้วิธีนี้เนื่องจากมีค่าใช้จ่ายค่อนข้างสูง

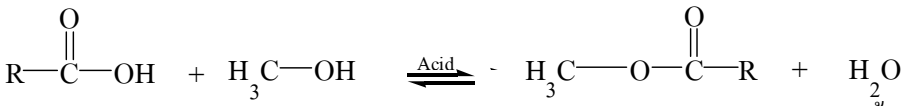
(2) วิธีกลีเซอโรไลซิส (Glycerolysis) วิธีการนี้จะมีการเติมกลีเซอรอลลงไปในกระแสป้อนเข้า แล้วให้ความร้อนที่อุณหภูมิสูง (200 องศาเซลเซียส) โดยทั่วไปมักใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาคือ ซิงค์คลอไรด์ (Zinc chloride, ZnCl) โดยกลีเซอรอลจะทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระ เกิดเป็นโมโนและไดกลีเซอไรด์ ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นดังสมการ ที่ 1.1



(1.1)

ถึงแม้ว่าจะมีน้ำเกิดขึ้นจากปฏิกิริยา แต่เนื่องจากเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิสูงดังนั้นน้ำที่เกิดขึ้นจะระเหยกลายเป็นไอออกจากของผสม

(3) ใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา วิธีนี้จะมีการเติมกรดลงไปเพื่อเร่งปฏิกิริยาเอสเตอ-ริฟิเคชันระหว่างกรดไขมันอิสระกับแอลกอฮอล์ได้ผลิตภัณฑ์เป็นเอสเตอร์ดังสมการที่ 1.2 ปฏิกิริยาเกิดขึ้นค่อนข้างเร็ว หากใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาเป็น 60 องศาเซลเซียส จะทำให้เกิดปฏิกิริยาอย่างสมบูรณ์ภายในเวลาไม่เกิน 1 ชั่วโมง แต่หากให้ความร้อนมากขึ้นจนอุณหภูมิเพิ่มเป็น 130 องศาเซลเซียส จะใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาเพียง 30 – 45 นาทีเท่านั้น



(1.2)

วิธีการนี้มีข้อดีคือได้ผลผลิตเป็นไบโอดีเซลโดยตรง

(4) วิธีการทำปฏิกิริยาบำบัด 2 ขั้นตอน เป็นการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นกรดเพื่อเร่งปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันจากนั้นตามด้วยการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบส คือหลังจากการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นกรดลดกรดไขมันอิสระจนเหลือเพียง 0.5% หรือน้อยกว่า จะทำการเติมตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบสเพื่อเร่งปฏิกิริยาระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับแอลกอฮอล์เกิดผลิตภัณฑ์เป็นเมทิลเอสเตอร์ กระบวนการนี้มีประสิทธิภาพสูง แต่อย่างไรก็ตามน้ำที่เกิดขึ้นในกระบวนการก่อให้เกิดปัญหาในการบำบัด อาจแก้ไขได้ด้วยการเติมเมทานอลให้มากเกินพอ คือใช้อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อกรดไขมันอิสระเป็น 40:1 จะทำให้ความเข้มข้นของน้ำลดลง แต่ก็ต้องใช้พลังงานในการแยกเมทานอลคืน เพิ่มมากขึ้น

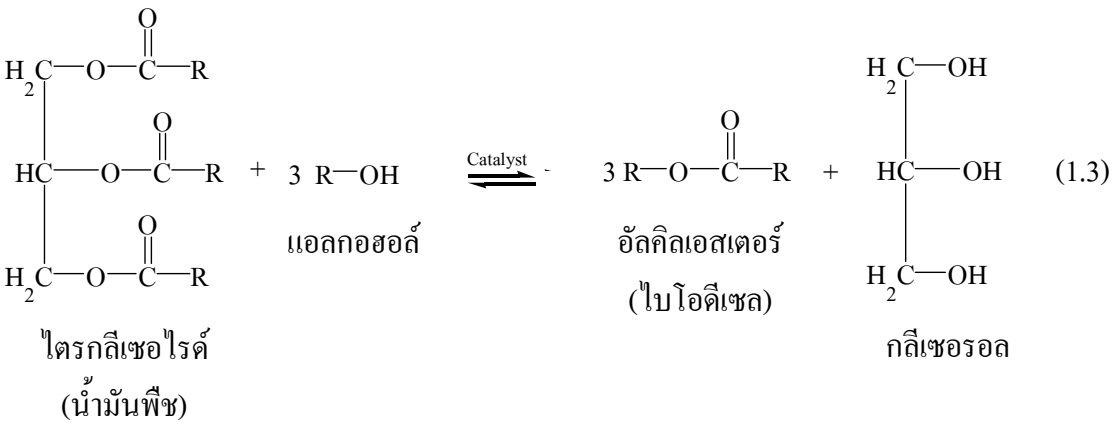
ปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน (Vieira et al., 2006) ได้แก่

- ปริมาณกรดไขมันอิสระ
- ชนิดและความเข้มข้นตัวเร่งปฏิกิริยา
- อัตราส่วนของแอลกอฮอล์ต่อกรดไขมัน
- อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา
- ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา
- ปริมาณน้ำ

1.2.3 กระบวนการผลิตไบโอดีเซล

1.2.3.1 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน

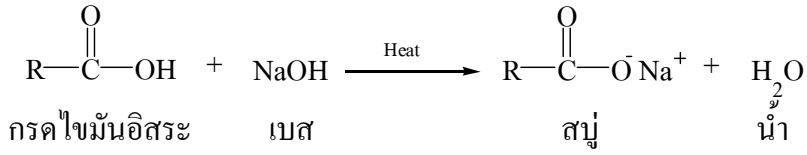
วิธีการผลิตไบโอดีเซลหลักมีหลายวิธีด้วยกันได้แก่ การนำมาผสมแล้วนำมาใช้โดยตรง การทำไมโครอิมัลชัน (Microemulsions) วิธีการแตกตัวด้วยความร้อน (Thermal cracking หรือ Pyrolysis) แต่วิธีที่นิยมใช้มากที่สุดคือการทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน (Transesterification หรือ Alcoholysis) (Ma and Hanna, 1999) ดังสมการที่ 1.3



(1.3)

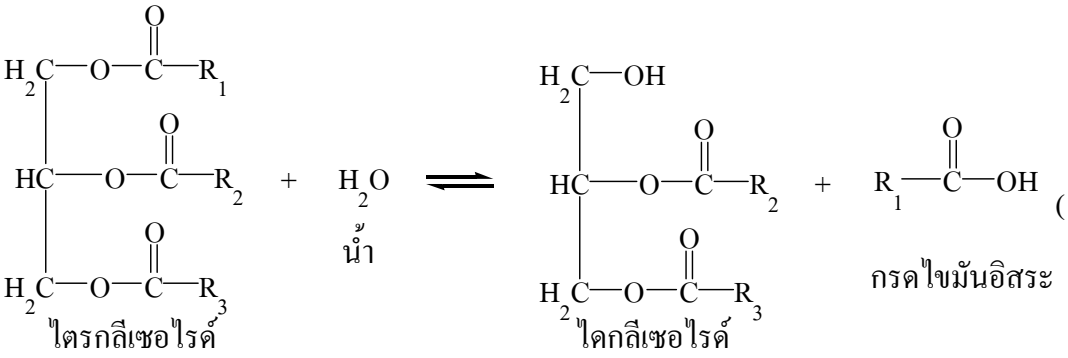
ปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันเป็นปฏิกิริยาระหว่าง น้ำมันพืช ไขมันสัตว์ หรือน้ำมันพืชที่ใช้แล้วกับแอลกอฮอล์ เช่น เมทานอลหรือ เอทานอล โดยมีตัวเร่งปฏิกิริยาซึ่งเป็นกรดหรือเบส เพื่อเปลี่ยนโครงสร้างของน้ำมันจาก ไตรกลีเซอไรด์ ให้เป็นโมโนอัลคิลเอสเตอร์ (Mono alkyl ester) ได้แก่ เมทิลเอสเตอร์ (Methyl ester) หรือ เอทิลเอสเตอร์ (Ethyl ester) และ กลีเซอรอล (Glycerol)

ถ้าในน้ำมันหรือไขมันมีปริมาณกรดไขมันอิสระ การใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบสจะทำให้เกิดปฏิกิริยาข้างเคียง คือ เบสจะทำปฏิกิริยา Saponification กับกรดเกิดผลิตภัณฑ์คือสบู่ ดังสมการที่ 1.4



(1.4)

ปฏิกิริยานี้จะทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาไม่สามารถเร่งการเกิดปฏิกิริยาได้อีก สบู่ที่เหลืออยู่ในผลิตภัณฑ์ยังทำให้กระบวนการแยกกลีเซอรอลและการล้างด้วยน้ำต้องใช้เวลานานขึ้น นอกจากนี้น้ำที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยายังอาจไฮโดรไลซ์ (Hydrolyze) ไตรกลีเซอไรด์เป็นไดกลีเซอ-ไรด์ และเกิดกรดไขมันอิสระ ดังสมการที่ 1.5



(1.5)

1.2.4 ปัจจัยที่มีผลต่อปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน (Gerpen et al., 2004) ได้แก่

- ปริมาณกรดไขมันอิสระในน้ำมัน
- ชนิดและปริมาณของตัวเร่งปฏิกิริยา
- อัตราส่วนเชิงโมลของแอลกอฮอล์ต่อน้ำมัน
- ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา
- อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา

1.2.3.2 การแยกกลีเซอรอล (Gerpen et al., 2004)

การแยกกลีเซอรอลใช้หลักการของความหนาแน่นที่แตกต่างกันของวัฏภาคกลีเซอรอลและไบโอดีเซล ซึ่งมีความหนาแน่นประมาณ 1.05 กรัม/มล. และ 0.88 กรัม/มล.

ตามลำดับ โดยความหนาแน่นของวัฏภาคกลีเซอรอลขึ้นอยู่กับปริมาณน้ำ เมทานอล และตัวเร่งปฏิกิริยาที่มี อัตราการแยกขึ้นอยู่กับหลายปัจจัยเช่น การกวนผสม หากมีการกวนผสมในขณะทำปฏิกิริยาในถังปฏิกรณ์เร็วจะทำให้กลีเซอรอลกระจายตัวอยู่ในไบโอดีเซลได้มากทำให้ต้องใช้เวลาในการรวมตัวเพื่อตกจมนานขึ้น ดังนั้นควรมีการกวนอย่างช้าๆ ในถังปฏิกรณ์ และ ค่า pH ที่เป็นเข้าใกล้ความเป็นกลางจะทำให้กลีเซอรอลรวมตัวกันได้เร็วขึ้น สำหรับวิธีการที่ใช้ในการแยกกลีเซอรอลมีดังนี้

(1) ใช้การตกจมใน Decanter วิธีนี้ใช้เพียงแรงโน้มถ่วงของโลกช่วยให้เกิดการแยกชั้นของของเหลวทั้งสองวัฏภาค มีข้อดีตรงที่มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการน้อย แต่ต้องใช้ระยะเวลาในการดำเนินการมาก Decanter ที่ดีควรมีทรงสูงและแคบโดยควรมีอัตราส่วนของความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางอยู่ในช่วง 5 ถึง 10 สำหรับอุณหภูมิใน Decanter มีผลต่อการแยกเนื่องจากอุณหภูมิจะส่งผลต่อความสามารถในการละลายของแอลกอฮอล์ในทั้งสองวัฏภาคและความหนืดของของเหลว ถ้าอุณหภูมิที่ใช้ในการตกจมสูงเกินไปทำให้แอลกอฮอล์ระเหยเป็นไอซึ่งจะไปจำกัดการไหลของเอสเตอร์ทางด้านบน แต่ถ้าใช้อุณหภูมิต่ำเกินไปทำให้ความหนืดของของเหลวต่ำลงจึงทำให้การแยกเกิดได้ช้าลง

(2) การเหวี่ยงแยก (Centrifuge) เป็นการสร้างแรงโน้มถ่วงเทียมด้วยการหมุนที่ความเร็วรอบสูงทำให้เกิดการแยกวัฏภาค การแยกด้วยวิธีนี้ใช้เวลาน้อยและมีประสิทธิภาพดี แต่มีข้อเสียคือมีค่าใช้จ่ายด้านอุปกรณ์สูง และต้องการการบำรุงรักษาที่ดี

(3) ไฮโดรไซโคลน (Hydrocyclone) เป็นอุปกรณ์ใหม่ที่นำมาใช้สำหรับการผลิตไบโอดีเซล มีลักษณะเป็นทรงกรวยคว่ำใช้หลักการคล้ายกับการเหวี่ยงแยกของเหลวที่มีน้ำหนักมากจะถูกเหวี่ยงไปยังผนังลงมาทางด้านล่าง ส่วนของเหลวที่มีน้ำหนักเบากว่าจะหมุนเหวี่ยงอยู่ตรงกลางขึ้นไปทางด้านบน อย่างไรก็ตามวิธีการนี้ยังอยู่ในขั้นทดลองยังไม่ได้นำมาใช้ดำเนินการจริง (Gerpen et al., 2004)

1.2.3.3 การแยกคืนเมทานอล

ใช้การกลั่นแยกที่สภาวะสุญญากาศแล้วควบแน่นไอเมทานอลกลับมาในสภาวะของเหลวเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ สำหรับส่วนที่ยังหลงเหลือในวัฏภาคของเอสเตอร์นั้นจะถูกล้างออกมาพร้อมกับน้ำอุ่นที่ใช้ล้างเอสเตอร์ (Gerpen et al., 2004)

1.2.3.4 การล้างเอสเตอร์

วัตถุประสงค์หลักของการล้างเอสเตอร์คือต้องการกำจัดสบู่ที่เกิดขึ้นระหว่างการทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน ในน้ำที่ใช้ล้างจะมีการเติมกรดลงไปเล็กน้อยเพื่อทำปฏิกิริยากับตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบสที่เหลืออยู่ได้ผลิตภัณฑ์เกลือ น้ำที่ใช้เป็นน้ำอุ่น ใช้วิธีพ่นละอองน้ำจากด้านบน น้ำจะละลายเอาสบู่ เมทานอล ผลิตภัณฑ์เกลือ และกลีเซอรอลที่เหลืออยู่จมลงสู่ก้นถังรอให้น้ำแยกชั้นแจกเมทิลเอสเตอร์แล้วค่อยถ่ายน้ำออกทางด้านล่าง การล้างควรทำเบาๆ จะได้ไม่ทำให้น้ำรวมตัวกับไบโอดีเซลเป็นอิมัลชัน (Emulsion) (Gerpen et al., 2004)

1.2.3.5 การแยกน้ำออก

การแยกน้ำออกจะใช้การระเหยในระบบสุญญากาศ เพื่อลดอุณหภูมิที่จะต้องใช้เพื่อทำให้น้ำกลายเป็นไอเนื่องจากหากดำเนินการในสภาวะอุณหภูมิสูงอาจทำให้เมทิลเอสเตอร์ที่ไม่อิ่มตัวเกิดพอลิเมอไรซ์ (Polymerise) ทำให้น้ำมันมีสีคล้ำขึ้น (Gerpen et al., 2004) นอกจากนี้อาจแยกน้ำออกได้โดยการใช้เกลือเป็นตัวดูดซับ ซึ่งทางสถานวิจัยและพัฒนาพลังงานทดแทนจากน้ำมันปาล์มและพืชน้ำมัน มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ได้นำวิธีนี้มาใช้ พบว่า สามารถดูดซับน้ำออกจากไบโอดีเซลให้อยู่ในเกณฑ์มาตรฐานได้

1.2.5 โปรแกรม Aspen plus

การนำโปรแกรมคอมพิวเตอร์มาช่วยในการออกแบบกระบวนการผลิตสำหรับวิศวกรรมเคมีจะสามารถทำให้การออกแบบกระบวนการมีความใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากขึ้น เนื่องจากใน Library ของโปรแกรมมีข้อมูลทางด้านกายภาพ และ เทอร์โมไดนามิกส์ ของสารต่างๆ ที่เป็นที่รู้จักและนิยมใช้ในอุตสาหกรรมทั่วไปอยู่แล้ว สำหรับสารที่มีความเฉพาะเจาะจงมากและไม่มีฐานข้อมูล ผู้ใช้สามารถใส่ข้อมูลเบื้องต้นเช่น สูตรโครงสร้าง ความหนาแน่น จุดเดือด หรือข้อมูลอื่นที่มีอยู่ลงไปในโปรแกรม เพื่อให้โปรแกรมทำการประมาณข้อมูลทางกายภาพและทางเทอร์โม-ไดนามิกส์เบื้องต้นเพื่อนำไปใช้ในการออกแบบได้ การใช้งานทำได้โดยผู้ใช้สามารถใส่หน่วยกระบวนการที่ต้องการและตัวแปรบางค่าที่จำเป็นสำหรับการออกแบบจากนั้นโปรแกรมจะทำการคำนวณค่าอื่นที่เหลือให้ จึงช่วยลดขั้นตอนของการคำนวณที่ยุ่งยากไปได้มาก อีกทั้งยังช่วยประหยัดเวลาในการออกแบบ ซึ่งโปรแกรมที่นิยมเลือกใช้โปรแกรมหนึ่งคือ Aspen plus หน่วยกระบวนการหลักที่มีความสำคัญต่อการออกแบบโรงงานผลิตไบโอดีเซลได้แก่

1.2.4.1 ถังปฏิกรณ์

ถังปฏิกรณ์ในโปรแกรม Aspen plus มีให้เลือกด้วยกันหลายแบบด้วยกัน ดังนี้

1) Stoichiometric reactor (RStoic) แบบจำลองนี้ถูกใช้เมื่อไม่ทราบข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ (Stoichiometric) หรือทราบแต่ไม่สำคัญ และต้องมีข้อมูลเกี่ยวกับปริมาณสารสัมพันธ์ รู้อัตราการเกิดปฏิกิริยา โดยต้องระบุอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Reaction extent) หรือ ค่าการเปลี่ยน (Conversion) แบบจำลองนี้สามารถใช้ได้กับปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นอย่างเป็นอิสระต่อกันในถังปฏิกรณ์ที่ต่อกันแบบอนุกรมและสามารถแสดงค่าการเลือกของผลิตภัณฑ์และสามารถคำนวณความร้อนในการเกิดปฏิกิริยาได้อีกด้วย

2) Yield reactor (RYield) ใช้เมื่อไม่ทราบข้อมูลเกี่ยวกับปริมาณสารสัมพันธ์และจลนพลศาสตร์หรือทราบแต่ไม่สำคัญ แต่จะต้องรู้การกระจายของผลได้ (Yield distribution) หรือทราบสหสัมพันธ์

3) Equilibrium reactor (REquil) ใช้เมื่อมีปฏิกิริยาบางปฏิกิริยาหรือทุกปฏิกิริยาเข้าสู่สมดุล โดยสามารถคำนวณสมดุลเคมีของสารที่มีเพียงวัฏภาคเดียวหรือ เมื่อสมดุลทางเคมีและสมดุลวัฏภาคเกิดขึ้นพร้อมๆ กัน แบบจำลองนี้ทำการคำนวณสมดุลโดยการแก้สมการปริมาณสารสัมพันธ์และสมการสมดุลวัฏภาค

4) Equilibrium reactor with Gibbs energy minimization (RGibbs) ใช้เมื่อสมดุลทางเคมีและสมดุลวัฏภาคเกิดขึ้นพร้อมๆ กัน โดยจะทำการคำนวณสมดุลวัฏภาคสำหรับสารละลายของแข็งและระบบของแข็ง-ของเหลว สามารถนำมาประยุกต์ใช้กับการแยกโลหะออกจากแร่โดยการใช้ความร้อน (Pyrometallurgical) และการจำลองแบบเซรามิกและอัลลอย

5) Continuous stirred tank reactor (RCSTR) เป็นแบบจำลองถังปฏิกรณ์ที่มีการกวนอย่างต่อเนื่องซึ่งมีความแม่นยำ ใช้สำหรับกระบวนการที่วัฏภาคตั้งแต่หนึ่งถึงสามได้ โดยถูกควบคุมโดยกฎอัตราและสมดุลปฏิกิริยาเกิดขึ้นในบางวัฏภาค ขึ้นอยู่กับว่าทราบข้อมูลเกี่ยวกับปริมาณสารสัมพันธ์และจลนพลศาสตร์ของวัฏภาคใด RCSTR สามารถจำลองสมดุลปฏิกิริยาไปพร้อมๆ กับปฏิกิริยาที่ขึ้นกับอัตรา (Rate-based reaction) สามารถคำนวณพลังงานความร้อนเมื่อใส่ค่าอุณหภูมิ และสามารถคำนวณอุณหภูมิได้เมื่อใส่ค่าพลังงานความร้อน

6) Plug flow reactor (RPlug) เป็นแบบจำลองถังปฏิกรณ์แบบท่อไหลที่มีความแม่นยำ ซึ่งอาจมีวัฏภาค หนึ่ง หรือ สอง หรือ สามวัฏภาคก็ได้โดยถูกควบคุมโดยกฎอัตราและสมดุลปฏิกิริยาในบางวัฏภาคขึ้นอยู่กับว่าทราบข้อมูลเกี่ยวกับปริมาณสารสัมพันธ์และจลนพลศาสตร์ของวัฏภาคใด อาจเป็นการไหลไปในทิศทางเดียวกันหรือไหลแบบสวนทางก็ได้

7) Batch reactor reactor (RBatch) เป็นแบบจำลองถังปฏิกรณ์แบบกะและกึ่งกะที่มีความแม่นยำ ซึ่งอาจมีวัฏภาค หนึ่ง หรือ สอง หรือ สามวัฏภาคก็ได้โดยถูกควบคุมโดยกฎอัตราและสมดุลปฏิกิริยาในบางวัฏภาคขึ้นอยู่กับว่าทราบข้อมูลเกี่ยวกับปริมาณสารสัมพันธ์และจลนพลศาสตร์ของวัฏภาคใด

1.2.4.2 หอกลั่น

ใน Aspen plus มีตัวเลือกด้วยกันหลายชนิด ดังนี้

1) DSTWU เป็นทางลัดในการออกแบบการคำนวณสำหรับหอกลั่นที่มีกระแสป้อนเพียงกระแสเดียว มีผลิตภัณฑ์ส่วนกลั่นสองกระแสด้วยการใช้เครื่องควบแน่นแบบส่วนหรือแบบรวม DSTWU สมมติให้ความเข้มข้นของกระแสไหลล้น (Overflow) มีค่าคงที่และการระเหยกลายเป็นไอสัมพัทธ์ (Relative volatilities) เป็นคงที่ แบบจำลอง DSTWU นี้ใช้สหสัมพันธ์ของสมการ Winn ในการหาจำนวนสเตจที่น้อยที่สุด ใช้สหสัมพันธ์ของสมการ Underwood ในการหาสัดส่วนรีฟลักซ์ที่น้อยที่สุด และใช้สหสัมพันธ์ของ Gilliland เพื่อใช้ในการประมาณค่าหาสัดส่วนรีฟลักซ์ที่ต้องการ หรือจำนวนสเตจที่ต้องใช้ เมื่อผู้ใช้ระบุค่าใดค่าหนึ่งโปรแกรมจะทำการคำนวณอีกค่าให้ ทั้งนี้ทั้งนั้นผู้ใช้จะต้องระบุปริมาณป้อนกลับขององค์ประกอบเบาและหนัก นอกจากนี้ DSTWU ยังสามารถประมาณค่าสเตจที่เหมาะสมสำหรับกระแสป้อนเข้าและพลังงานที่รีบอยล์เลอร์และเครื่องควบแน่นต้องการได้อีกด้วย

2) Distl ใช้ในการจำลองหอกลั่นแบบที่มีหลายสเตจ (Multistage) หลายองค์ประกอบโดยมี หนึ่งกระแสป้อนเข้าและมีผลิตภัณฑ์สองกระแส Distl แสดงทางลัดของการคำนวณอัตราการกลั่น ใช้ได้กับทั้งเครื่องควบแน่นแบบส่วนและแบบรวม Distl สามารถคำนวณองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์โดยการใช้ Edmister approach ซึ่งจะสมมติให้ ความเข้มข้นของกระแสไหลล้น (Overflow) และการระเหยกลายเป็นไอสัมพัทธ์ (Relative volatilities) เป็นคงที่

3) SCFrac ใช้เพื่อจำลองหอกลั่นแบบซับซ้อนที่มีหนึ่งกระแสป้อน มีกระแสแยก (stripping steam) ให้เลือกได้ และมีกระแสผลิตภัณฑ์ได้หลายกระแส หอกลั่นที่มีความซับซ้อน เช่น หอกลั่นน้ำมันดิบและหอกลั่นแบบสุญญากาศ SCFrac ยังสามารถทำการประมาณจำนวนสเตจตามทฤษฎีและ ปริมาณความร้อนและความเย็นที่แต่ละส่วนต้องใช้ได้อีกด้วย การใช้ SCFrac ตั้งอยู่บนสมมติฐานที่ว่า การระเหยกลายเป็นไอสัมพัทธ์ในแต่ละส่วน (Section) มีค่าคงที่ และไม่คิดการไหลของของเหลวจากส่วนหนึ่งไปยังอีกส่วนหนึ่ง

4) RadFrac เป็นแบบจำลองที่มีความแม่นยำในการเลียนแบบหน่วยดำเนินการแยกผลิตภัณฑ์ แก๊ส-ของเหลว แบบหลายสเตจ ทุกชนิด หน่วยดำเนินการนี้รวมถึงการกลั่นแบบ

ปกติ การดูดซึมแบบรีบอยล์ (Reboiled absorption) หน่วยแยก (Stripping) การกลั่นแยกแบบสกัด และ อะซิโอโทป RadFrac มีความสามารถในการดึงสารออกจากสเตจใดสเตจหนึ่งออกมาแล้วป้อนกลับเข้าไปยัง สเตจเดิมหรือสเตจอื่นได้ ใช้ได้กับหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา RadFrac สามารถกำหนดขนาดและประเมินค่าหอที่ประกอบด้วยถาด (Tray) และ/หรือ ชิ้นส่วน (Packing)

5) MultiFrac เป็นแบบจำลองที่แม่นยำสำหรับการเลียนแบบระบบทั่วไปของหน่วยแยกที่เชื่อมต่อเข้าด้วยกัน โดยมีจำนวนหอเท่าใดก็ได้ซึ่งแต่ละหอมีหลายสเตจ มีการเชื่อมต่อระหว่างหอได้หลายตำแหน่ง ภายในแต่ละหอ มีการแยกและรวมกระแสได้โดยไม่มีกฎเกณฑ์ ใช้ได้กับการกลั่นปิโตรเลียมทั้งหน่วยกลั่นน้ำมันดิบที่ความดันบรรยากาศและสุญญากาศ สามารถกำหนดขนาดและประเมินค่าหอที่ประกอบด้วยถาด (Tray) และชิ้นส่วน (Packing) ได้

6) PetroFrac เป็นแบบจำลองที่แม่นยำ ถูกออกแบบมาเพื่อใช้จำลองหน่วยแยกแก๊ส-ของเหลวที่ซับซ้อนทุกชนิดในอุตสาหกรรมกลั่นปิโตรเลียม สามารถกำหนดขนาดและประเมินค่าหอที่ประกอบด้วยถาด (Tray) และ/หรือ ชิ้นส่วน (Packing)

7) Extract เป็นแบบจำลองที่แม่นยำสำหรับการจำลองหน่วยสกัดของเหลว-ของเหลว สามารถมีกระแสป้อนได้หลายกระแส มีตัวให้ความร้อนหรือทำความเย็น และกระแสข้างสามารถคำนวณสัมประสิทธิ์การกระจายได้

1.2.6 การคำนวณจำนวนสเตจและสัดส่วนรีฟลักซ์

การหาจำนวนสเตจที่น้อยที่สุดโดยการใช้สมการ Fenske (McCabe et al., 1993) แสดงดังสมการ (1.6)

$$N_{\min} = \frac{\ln\left(x_D\left(1-x_B\right)/(x_B\left(1-x_D\right)\right)}{\ln\alpha_{AB}} - 1 \tag{1.6}$$

เมื่อ $N_{\min}$ คือ จำนวนสเตจที่น้อยที่สุด

x_D และ x_B คือ สัดส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบในวัฏภาคของเหลวในส่วนของ Overhead และ Bottom ตามลำดับ

α_{AB} คือ ค่า Relative volatility หาได้จากสมการ 1.7

$$\alpha_{AB} = \frac{P'_A}{P'_B} \tag{1.7}$$

โดยที่ P'_A คือ ความดันไอของสาร A

P'_B คือ ความดันไอของสาร B

การหาจำนวนสเตจโดยการใช้ McCabe-Thiele diagram (McCabe et al., 1993) เป็นวิธีเชิงกราฟ เริ่มต้นโดยการลาก Operating line ซึ่งมีลักษณะเป็นเส้นทแยงมุม และ Equilibrium line (ได้จากข้อมูลสมดุลของสารผสม) ลงบนกราฟ จากนั้นทำการหา Feed line ซึ่งเป็นเส้นที่ลากจาก Operating line ณ พิกัดสัดส่วนเชิงโมลของสารป้อนเข้า ความชันของ Feed line สามารถหาได้จากสมการ 1.8 ดังนี้

$$\text{ความชันของเส้น Feed line} = -\frac{q}{1-q} \tag{1.8}$$

ซึ่ง q หาได้จากสมการที่ 1.9 (สำหรับกระแสป้อนที่เป็นของเหลวเย็น)

$$q = 1 + \frac{C_{pL}\left(T_b - T_F\right)}{\lambda} \tag{1.9}$$

เมื่อ C_{pL} = ค่าความร้อนจำเพาะของของเหลว

T_b = อุณหภูมิ ณ Bubble point

T_F = อุณหภูมิของกระแสป้อนเข้า

λ = ค่าความร้อนของการกลายเป็นไอ

เมื่อได้ Feed line จะทำให้สามารถหา สัดส่วนรีฟลักซ์ที่น้อยที่สุดได้ ดังสมการที่ 1.9 (มีสมมติฐานว่าอัตราส่วนระหว่างของเหลวและแก๊สเป็นค่าคงที่)

$$R_{Dm} = \frac{x_D - y'}{y' - x'} \tag{1.9}$$

เมื่อ x' *และ* y' คือ พิกัด x และ y ของจุดตัดระหว่าง Feed line กับ Equilibrium line

ค่าสัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมมักจะอยู่ในช่วง 1.1 ถึง 1.5 เท่าของสัดส่วนรีฟลักซ์ที่น้อยที่สุด และอันที่จริงโรงงานอุตสาหกรรมมักจะดำเนินการที่สัดส่วนรีฟลักซ์ที่มากกว่าสัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมเนื่องจากมีความยืดหยุ่นในการดำเนินการมากกว่า สัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมนี้จะถูกนำไปใช้ในการหา Rectifying line ด้วยการหาจุดตัดบนแกน y โดยสามารถหาได้จากสมการดังนี้

$$y = \frac{x_D}{R_D + 1} \tag{1.20}$$

เมื่อ R_D คือ สัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสม

สำหรับ Stripping line คือ เส้นที่ลากจากจุดตัดระหว่าง Feed line กับ จุด (x_D, x_D) บน Operating line จากนั้นทำการลากเส้นตรงจาก พิกัด (x_B, x_B) บน Rectifying line ไปยัง Equilibrium curve ลากเส้นตั้งฉากกลับมายัง Rectifying line (หรือ Stripping line ในภายหลัง) ทำเช่นนี้ไปเรื่อยๆ จนกระทั่งเส้นครอบคลุม จุด (x_D, x_D) แล้วนับจำนวนมุมฉากที่ได้ว่ามีเท่าใด ก็จะได้จำนวนสเตจที่เหมาะสมในการใช้แยกของผสมสองชนิดออกจากกัน โดยได้ความบริสุทธิ์ตามต้องการ

1.3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Darnoko และ Cheryan (2000) ได้ทำการศึกษาจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันของน้ำมันปาล์มในกระบวนการแบบกะ โดยใช้โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา โดยผลการศึกษาพบว่าอุณหภูมิที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาคือ 60 องศาเซลเซียส เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงกว่านี้ก็ไม่อาจช่วยลดระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาได้ ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาที่เหมาะสมคือ เข้มข้น 1% โดยน้ำหนัก โดยที่ 60 องศาเซลเซียส อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อ PFAD 6:1 หลักจากที่เวลาในการทำปฏิกิริยาผ่านไป 1 ชั่วโมงพบว่าค่าการเปลี่ยนเป็นเมทิลเอสเตอร์สูงถึง 93-98%

Canakci และคณะ (2001) ได้ทำการศึกษาการลดปริมาณกรดไขมันอิสระด้วยการบำบัดด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นกรดเพื่อทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันก่อนนำไตรกลีเซอไรด์ที่เหลือไปทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบส น้ำมันที่นำมาทำการทดลองคือน้ำมันถั่วเหลืองที่มีปริมาณกรดไขมันอิสระ 20% และ 40% (สังเคราะห์ขึ้นจากการเติมกรด Palmitic) พบว่าการบำบัดแบบทำปฏิกิริยาสองขั้นตอนสามารถลดปริมาณกรดไขมันอิสระลงเหลือน้อยกว่า 1%ได้ โดยมีการปล่อยให้วัฏภาคของน้ำและแอลกอฮอล์แยกชั้นและถ่ายออกระหว่างการทำปฏิกิริยาแต่ละขั้นตอน และพบว่าการเพิ่มปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยากรด (กรดซัลฟิวริก) จะส่งผลดีต่อการลดปริมาณกรดไขมันอิสระ การใช้เอทานอลช่วยลดปริมาณกรดไขมันอิสระได้เร็วกว่าการใช้เมทานอล และการใช้โซเดียมเมทอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา จะได้ผลดีกว่าเมื่อใช้โปตัสเซียม-ไฮดรอกไซด์

Zhang และคณะ (2003) ได้ทำการศึกษากระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่อง โดยได้ทำการออกแบบและประเมินเทคโนโลยีในการผลิต 4 กระบวนการ ที่แตกต่างกันคือ วัตถุดิบที่ใช้คือน้ำมันพืชใหม่และน้ำมันพืชที่ใช้แล้ว ตัวเร่งปฏิกิริยา 2 ชนิดคือตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นเบสและกรด จากการวิเคราะห์พบว่า ในแต่ละกระบวนการต่างก็มีข้อดีและข้อจำกัดที่แตกต่างกัน คือ การผลิตที่ใช้น้ำมันพืชใหม่กับกระบวนการที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจะใช้อุปกรณ์ในหน่วยกระบวนการที่มีขนาดเล็กที่สุดและใช้จำนวนหน่วยน้อยที่สุด แต่ก็มีค่าใช้จ่ายในส่วนวัตถุดิบสูงกว่ากระบวนการอื่น ส่วนการใช้น้ำมันที่ผ่านการใช้งานแล้วจะช่วยลดค่าใช้จ่ายในส่วนของวัตถุดิบลงไปได้ สำหรับกระบวนการที่ใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยานั้นพบว่ามีความเป็นได้และความยืดหยุ่นที่

น้อยกว่ากระบวนการที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเมื่อใช้วัตถุดิบแบบเดียวกัน ดังนั้นจึงได้เสนอให้เลือกกระบวนการที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในการผลิตไบโอดีเซล

นอกจากนี้ Zhang และคณะยังได้ทำการประเมินต้นทุนในการผลิตไบโอดีเซลด้วย พบว่ากระบวนการที่ใช้เบสเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโดยมีวัตถุดิบคือน้ำมันใหม่มีต้นทุนคงที่ต่ำที่สุด ในทางกลับกันกระบวนการที่ใช้กรดเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาโดยมีวัตถุดิบคือน้ำมันใช้แล้วมีต้นทุนแปรผันต่ำที่สุด และมีต้นทุนโดยรวมต่ำที่สุดเมื่อเปรียบเทียบกันทั้ง 4 กระบวนการ โดยความไวของการผันแปรของกำไรขึ้นอยู่กับกำลังการผลิต ราคาของวัตถุดิบและราคาไบโอดีเซลเป็นหลัก

Hass และคณะ (2005) ได้ทำการประมาณต้นทุนทั้งในส่วนของค่าใช้จ่ายคงที่และค่าใช้จ่ายดำเนินการของการผลิตไบโอดีเซลในระดับอุตสาหกรรม โดยศึกษาส่วนกระบวนการทรานส์เอสเตอริฟิเคชันแบบต่อเนื่องและกระบวนการแยกคืนเอสเตอร์และกลีเซอรอล โดยใช้โปรแกรม Aspen plus (2006) ช่วยในการพัฒนาแบบจำลองกระบวนการผลิต พบว่าสำหรับค่าใช้จ่ายดำเนินการนั้นส่วนใหญ่เป็นค่าใช้จ่ายด้านวัตถุดิบโดยน้ำมันถั่วเหลืองที่นำมาใช้เป็นวัตถุดิบคิดเป็นต้นทุนหลักคือประมาณ 88% ของต้นทุนดำเนินการทั้งหมด ดังนั้นการลดต้นทุนที่มีประสิทธิภาพคือใช้น้ำมันที่มีราคาถูกลง ผู้วิจัยแนะนำว่าหากนำน้ำมันที่ผ่านการใช้แล้วซึ่งมีราคาถูกกว่ามาใช้ จะทำให้ต้นทุนการดำเนินการลดลงแต่จะมีค่าใช้จ่ายด้านอุปกรณ์และเครื่องมือเพิ่มมากขึ้น เนื่องจากต้องใช้เทคโนโลยีการผลิตที่มีราคาสูง

Leung และคณะ (2006) ได้ทำการวิจัยเพื่อหาสภาวะที่ดีที่สุดในการผลิตไบโอดีเซลด้วยวิธีทำปฏิกิริยา ทรานส์เอสเตอริฟิเคชันโดยใช้น้ำมันใหม่และน้ำมันใช้แล้ว (น้ำมันที่ใช้คือ Canola oil) ในการทดลองเปรียบเทียบตัวเร่งปฏิกิริยา โซเดียมไฮดรอกไซด์ และ โปตัสเซียม-ไฮดรอกไซด์ พบว่าการใช้โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยานั้นจะทำให้สามารถแยกกลีเซอรอลออกจากไบโอดีเซลได้ง่ายกว่า ด้วยเหตุผลนี้เองทำให้การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้น้ำมันที่ใช้แล้วเลือกใช้โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา แต่หากทำการเปรียบเทียบราคา จะพบว่า โซเดียมไฮดรอกไซด์มีราคาถูกกว่า อีกทั้งยังใช้ในปริมาณที่น้อยกว่า จึงทำให้โซเดียมไฮ-ดรอกไซด์ถูกเลือกใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยามากกว่า ซึ่งความเข้มข้นที่เหมาะสมคือ 1.0% และ 1.1% โดยน้ำหนัก อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อน้ำมันที่เหมาะสม คือ 6:1/7:1 เวลาในการทำปฏิกิริยาที่เหมาะสมคือ 15/20 นาที และอุณหภูมิที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาคือ 40-45/60 องศาเซลเซียส เมื่อใช้กับน้ำมันใหม่/น้ำมันใช้แล้วตามลำดับ

Vicente และคณะ (2006) ได้ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิ ความเข้มข้นโดยน้ำหนักเริ่มต้นของตัวเร่งปฏิกิริยาในน้ำมันพืช และอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อน้ำมันพืชว่ามีผลต่อผลได้และความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลอย่างไร น้ำมันพืชที่ใช้ในการทดลองคือน้ำมันทานตะวัน โดยใช้โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา จากการทดลองพบว่าปัจจัยที่มีความสำคัญมากที่สุดคือความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยาคือ ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่มากขึ้นส่งผลดีในด้านความบริสุทธิ์แต่ผลได้ของไบโอดีเซลกลับลดลง เมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นเป็นผลดีต่อความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลอย่างมีนัยสำคัญแต่ในทางตรงกันข้ามกลับส่งผลเสียต่อผลได้อย่างมีนัยสำคัญ สำหรับอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อน้ำมันนั้นพบว่ามีผลกระทบอย่างมีนัยสำคัญเฉพาะกับความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซลเท่านั้นคือ ยิ่งอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อน้ำมันมากขึ้นยิ่งทำให้ไบโอดีเซลที่ผลิตได้มีความบริสุทธิ์มากยิ่งขึ้น

Wang และคณะ (2006) ทำการศึกษาการเตรียมน้ำมันใช้แล้วเพื่อนำมาผลิตเป็นไบโอดีเซลด้วยกระบวนการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาสองขั้นตอน ซึ่งน้ำมันใช้แล้วที่นำมาใช้เพื่อศึกษามีค่าความเป็นกรด 75.92 ± 0.036 มิลลิกรัมโปตัสเซียม/กรัม กระบวนการเตรียมทำโดยนำน้ำมันใช้แล้วมาทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันระหว่างกรดไขมันอิสระกับเมทานอลโดยใช้เฟอร์ริกซัลเฟตเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในขั้นแรก จากนั้นจึงนำไปทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับเมทานอลซึ่งใช้โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในขั้นตอนถัดมา ผลที่ได้พบว่า อัตราการเปลี่ยนของกรดไขมันอิสระสูงถึง 97.22% เมื่อใช้ความเข้มข้นของเฟอริกซัลเฟต 2% โดยน้ำหนัก ใช้อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อไตรกลีเซอไรด์ 10:1 ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 95 องศาเซลเซียสเป็นเวลา 4 ชั่วโมง แยกเมทานอลออกที่สภาวะสุญญากาศ แล้วนำไปทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันโดยใช้โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้น 1% โดยน้ำหนัก ที่อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อไตรกลีเซอไรด์ 6:1 ผลิตภัณฑ์สุดท้ายที่ได้มีความบริสุทธิ์ของไบโอดีเซล 97.02%

Berrios และคณะ (2007) ทำการศึกษาค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันของกรดไขมันอิสระในน้ำมันดอกทานตะวันโดยใช้เมทานอลต่อกรดโอเลอิกซึ่งเป็นตัวแทนของกรดไขมันอิสระในน้ำมันในอัตราส่วนเชิงโมล 10:1-80:1 ใช้กรดซัลฟิวริกเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาความเข้มข้น 5 และ 10% โดยน้ำหนัก เทียบกับกรดไขมันอิสระ ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าปฏิกิริยาไปข้างหน้าเป็นปฏิกิริยาอันดับหนึ่งและปฏิกิริยาย้อนกลับเป็นปฏิกิริยาอันดับสอง จากผลการทดลองนี้เองทำให้พบว่าสามารถลดค่าความเป็นกรดในน้ำมันจาก 5-7 มิลลิกรัมโปตัสเซียมไฮ-

ดรอกไซด์/กรัม ลงเหลือน้อยกว่า 1 มิลลิกรัมโปตัสเซียมไฮดรอกไซด์/กรัมได้ภายในระยะเวลา 120 นาทีที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา 5% โดยน้ำหนัก

Chongkhong และคณะ (2007) ได้ทำการศึกษาการผลิตไบโอดีเซลจาก PFAD ซึ่งมีองค์ประกอบของกรดไขมันอิสระสูงโดยใช้ถังปฏิกรณ์แบบกะ ทำการศึกษาผลของอุณหภูมิในช่วง 70-100 องศาเซลเซียส อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อ PFAD เป็น 0.4:1-12:1 ใช้ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาอยู่ในช่วง 0-5.502% และระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาในช่วง 15-240 นาที พบว่าสภาวะที่เหมาะสมสำกรับกระบวนการเอสเตอริฟิเคชันแบบต่อเนื่องคือ อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อ PFAD 8:1 ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา 1.834% โดยน้ำหนัก ที่อุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียส ด้วยระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 60 นาที ปริมาณของกรดไขมันอิสระลดลงจาก 93% โดยน้ำหนัก เหลือน้อยกว่า 2% โดยน้ำหนักได้เมื่อเสร็จสิ้นกระบวนการ หลังจากนั้นนำมาทำให้บริสุทธิ์ด้วยการทำให้เป็นกลางด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้น 3 โมล/ลิตร ที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 15 นาที หลังจากนั้นจึงนำไปทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ ความเข้มข้น 0.396 โมล/ลิตรในเมทานอล ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 65 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 15 นาที ซึ่งทำให้ผลิตภัณฑ์มีคุณสมบัติตรงตามมาตรฐานไบโอดีเซลของประเทศไทย

Chongkhong และคณะ (2008) ทำการศึกษาการผลิตไบโอดีเซลจาก PFAD ด้วยกระบวนการเอสเตอริฟิเคชัน พบว่ากระบวนการแบบต่อเนื่องมีข้อดีกว่าเมื่อเทียบกับกระบวนการแบบกะ คือ ประหยัดกว่าและให้ผลได้สูงกว่าเมื่อดำเนินการที่สภาวะเดียวกัน โดยสภาวะที่เหมาะสมในกระบวนการเอสเตอริฟิเคชันคือ ใช้อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อ PFAD ต่อกรดซัลฟิวริกเป็น 8.8:1:0.05 ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 60 นาที ที่อุณหภูมิ 75 องศาเซลเซียส ที่สภาวะนี้สามารถลดปริมาณกรดไขมันอิสระใน PFAD จาก 93% โดยน้ำหนัก เหลือน้อยกว่า 1.5% โดยน้ำหนัก จากนั้นจึงนำผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปทำให้เป็นกลางด้วยสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ในน้ำ ความเข้มข้น 3 โมล/ลิตร ปริมาณ 10.24% โดยน้ำหนัก Chongkhong และคณะ ยังได้ทำการประมาณต้นทุนของการผลิตแบบต่อเนื่องว่ามีต้นทุนประมาณ 19.5 บาท/กิโลกรัม โดย 60% ของค่าใช้จ่ายในการผลิตคือวัตถุดิบ PFAD

1.4 วัตถุประสงค์

เพื่อออกแบบและประเมินต้นทุนของโรงงานผลิตไบโอดีเซลจาก PFAD จากแบบจำลองโดยใช้โปรแกรม Aspen plus ช่วยในการออกแบบ

1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.5.1 ทราบต้นทุนที่ต้องใช้ในการจัดสร้างหน่วยกระบวนการหลักแต่ละหน่วยและต้นทุนในการดำเนินการ

1.5.2 ได้ข้อมูลในการพิจารณาตัดสินใจในการลงทุนสร้างโรงงานผลิตไบโอดีเซล

บทที่ 2

วัสดุ อุปกรณ์และวิธีการ

2.1 วัสดุ

2.1.1 วัตถุดิบ

(1) น้ำมันปาล์มโอเลอิน ผลิตโดยบริษัท มรกต อินดัสตรี้ส์ จำกัด มหาชน

(2) น้ำมันไบโอดีเซล จากสถานวิจัยและพัฒนาไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มและพืชน้ำมัน มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

2.1.2 สารเคมี

(1) เมทานอล 99 % โดยน้ำหนัก (Commercial Grade)

(2) กรดซัลฟิวริก 98 %โดยน้ำหนัก (AR Grade) บริษัทผู้ผลิต Lab Scan

(3) น้ำกลั่น

2.2 อุปกรณ์

2.2.1 เครื่องมือและอุปกรณ์สำหรับหาอัตราเร็วในการแยกชั้นของวัฏภาคเมทานอล-น้ำและไบโอดีเซล

(1) ท่อแก้วปลายปิดหนึ่งด้าน ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 7.6 เซนติเมตร

(2) ท่อแก้วปลายปิดหนึ่งด้าน ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 3.7 เซนติเมตร

(3) ปิเปต

(4) กระบอกตวง

(5) ขวดสำหรับเขย่า

(6) นาฬิกาจับเวลา

2.2.2 เครื่องมือสำหรับปรับค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์

โปรแกรมที่ใช้ในการปรับค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์ที่ใช้ในการวิจัยนี้คือ Excel

เวอร์ชันปี ค.ศ.2003 โดยใช้เครื่องมือ Solver ซึ่งกำหนดให้มีเงื่อนไขต่างๆ ดังนี้

- จำนวนครั้งในการทำซ้ำ (Iterations) มีค่าเท่ากับ 100
- ความเที่ยงตรง (Precision) กำหนดให้มีค่า 0.000001
- ค่าคลาดเคลื่อน (Tolerance) กำหนดให้เป็น 5%
- Convergence กำหนดให้มีค่า 0.0001
- การประมาณค่าแบบ Tangent
- Derivatives หาผลต่างแบบไปข้างหน้า
- Search คือระเบียบวิธีของนิวตัน (Newton)

2.2.3 เครื่องมือสำหรับการออกแบบจำลองกระบวนการ

โปรแกรมสำหรับใช้ในการออกแบบ และจำลองกระบวนการในงานวิจัยนี้คือ โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen plus เวอร์ชันปี ค.ศ.2006 ผลิตโดยบริษัท Aspen Technology, Inc. โดยมีส่วนประกอบของหน่วยดำเนินการหลักในกระบวนการคือถังปฏิกรณ์สำหรับทำปฏิกิริยาเอสเตอ-ริฟิเคชันซึ่งเลือกใช้แบบ RCSTR ถังปฏิกรณ์สำหรับทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันซึ่งเลือกใช้แบบ Rstoic และหอกลั่น เลือกใช้แบบ RadFrac

2.3 วิธีการวิจัย

2.3.1 การทดลองหาอัตราการแยกชั้น

เนื่องจากการตรวจสอบเอกสารที่ผ่านมาพบเพียงแต่สัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของหน่วยตกจมวัฏภาคกลีเซอรอลออกจากไบโอดีเซลแต่ไม่พบสำหรับการแยกชั้นของวัฏภาคเมทานอลกับไบโอดีเซล ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ทำการหาอัตราเร็วในการแยกชั้นและสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของหน่วยแยกวัฏภาคเมทานอล-น้ำขึ้น โดยตั้งสมมติฐานว่าสัดส่วนที่เหมาะสมของทั้งสองกระบวนการอยู่ในช่วงเดียวกันคือ 5-10 (Gerpen et al., 2004)โดยการทดลองนี้เป็นการทดลองหาอัตราในการแยกชั้นของกระแสผลิตภัณฑ์ที่ออกมาจากถังปฏิกรณ์เพื่อให้เกิดการแยกชั้นระหว่างวัฏภาคเมทานอล-น้ำ กับวัฏภาคของไบโอดีเซล การเตรียมอุปกรณ์ทำได้โดย นำท่อมาทำสเกลอย่างง่ายเพื่อใช้ในการวัดระยะทาง (ความสูง) ของการแยกชั้น รวมทั้งคำนวณความสูงของสารที่ต้องเทลงไปในแต่ละการทดลองเพื่อให้ได้อัตราส่วนระหว่างความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางที่แตกต่างกัน สมมติฐานของการทดลองนี้คือ PFADในกระแสป้อนเข้าถังปฏิกรณ์ประกอบด้วย กรดไขมันอิสระ 93% โดยน้ำหนัก ส่วนที่เหลือ 7% โดยน้ำหนักคือไตรกลีเซอไรด์

สมมติให้เกิดปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันเพียงปฏิกิริยาเดียว และมีค่าการเปลี่ยนเป็น 100% ดังนั้นกรดไขมันอิสระจะทำปฏิกิริยากับเมทานอลกลายเป็นผลิตภัณฑ์ คือ เมทิลเอสเตอร์ จนหมด เหลือไตร-กลีเซอไรด์เพียงอย่างเดียว ไม่มีไดกลีเซอไรด์และโมโนกลีเซอไรด์ ใช้ความเข้มข้นของกรดซัลฟิวริก 1.834% โดยน้ำหนักและใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เป็น 8:1 ในการผสมนี้สมมติให้ปริมาตรของผสมเท่ากับปริมาตรของของเหลวแต่ละชนิดรวมกันจากนั้นจึงทำการเตรียมของผสมเพื่อใช้ในการทดลอง

การเตรียมสารสำหรับทดลอง เป็นการผสมสารในขวดขนาด 3 ลิตร เพื่อให้ของเหลวไม่เต็มขวดจนเกินไปและในขณะเดียวกันต้องมีปริมาณมากเพียงพอสำหรับทำการทดลองด้วย จึงกำหนดให้ของเหลวภายในขวดมีปริมาณ 2.5 ลิตร ด้วยการเติมสารต่างๆ ตามลำดับ ดังนี้

(1) ไบโอดีเซล	1337.5	มิลลิลิตร
(2) น้ำมันปาล์มโอเลอิน	91.5	มิลลิลิตร
(3) น้ำกลั่น	71	มิลลิลิตร
(4) เมทานอล	987.5	มิลลิลิตร
(5) กรดซัลฟิวริก	12	มิลลิลิตร

โดยทั่วไปการเติมสารลงในภาชนะ ใช้การตวงด้วยกระบอกตวงแล้วเทใส่ภาชนะยกเว้นกรดซัลฟิวริกใช้ปิเปต และดำเนินการในตู้ควัน

หลังจากทำการเตรียมสารเรียบร้อยจึงทำการเขย่าภาชนะด้วยการกะประมาณความแรงและจำนวนครั้งที่เท่ากันแล้วเทลงในท่อซึ่งถูกยึดไว้กับแท่นดังแสดงในภาพประกอบที่ 2.1 ตามความสูงที่ได้คำนวณไว้

ภาพประกอบที่ 2.1 อุปกรณ์ชุดทดลองการตกจม

หลังจากเทสารจนได้ความสูงตามที่ต้องการจึงเริ่มจับเวลา บันทึกผลจนกระทั่งการแยกชั้นเกิดขึ้นโดยสมบูรณ์ คือ ไม่สามารถสังเกตการเปลี่ยนแปลงได้ด้วยตาเปล่า ทำการทดลองซ้ำเช่นเดิมโดยทำการเปลี่ยนความสูงของของผสมที่ต้องเทลงไปในท่อ และทดลองเปลี่ยนขนาดของท่อดูว่าให้ผลการทดลองเป็นอย่างไร จากนั้นจึงนำค่าที่ได้ไปพล็อตกราฟ ซึ่งส่วนกลับความชันของกราฟคืออัตราเร็วในการแยกชั้นที่แต่ละสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลาง จากนั้นจึงนำข้อมูลที่ทุกสัดส่วนความสูงไปพล็อตกราฟเพื่อดูความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการแยกชั้นกับสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางไปคำนวณอัตราการแยกชั้นที่อัตราส่วนระหว่างความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางต่างๆ กัน

2.3.2 การปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์

การศึกษาผลของอุณหภูมิและเวลาในการทำปฏิกิริยาจำเป็นต้องมีข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ แม้ว่า Berrios และคณะ (2007) ได้ทำการศึกษาแล้ว ดังแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 แสดงค่าแฟคเตอร์ความถี่และพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน ที่ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา 5% และ 10% โดยน้ำหนัก

	A		E (J/mol)
K_1 (5%)	2.869 x 10^{+6}	min^{-1}	50745.2
K_2 (5%)	37.068	mgKOH·g(oil)/(min·g^2)	31007.3
K_1 (10%)	3.913 x 10^{+5}	min^{-1}	44558.8
K_2 (10%)	707.166	mgKOH·g(oil)/(min·g^2)	42761.4

ที่มา: Berrios และคณะ (2007)

แต่เนื่องจากปริมาณกรดไขมันอิสระในสารตั้งต้นแตกต่างกันมาก อีกทั้งมีข้อจำกัดของด้านความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งอาจยังไม่เหมาะสมที่จะนำมาใช้ในงานวิจัยนี้ จึงได้นำเอาข้อมูลทางด้านจลนพลศาสตร์ที่ Berrios และคณะ (2007) ได้ทำการศึกษาไว้ ดังสมการที่ 2.1 มาทำการปรับแก้ ให้สอดคล้องกับข้อมูลผลการทดลองของ PFAD จาก Chongkhong และคณะ (2007) โดยอาศัยหลักผลต่างกำลังสองน้อยสุด (Least square method)

$$\frac{-d[ffa]}{dt} = K_1 \cdot [ffa] - K_2 \cdot [fame] \cdot [water] \qquad (2.1)$$

เมื่อ *[ffa]* คือ ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระ (มิลลิกรัมโปตัสเซียมไฮดรอกไซด์/กรัมน้ำมัน)

[fame] คือ ความเข้มข้นของเอสเตอร์ (Fatty acid methyl ester) (กรัม/กรัมน้ำมัน)

[water] คือ ความเข้มข้นของน้ำ (กรัม/กรัมน้ำมัน)

K_1 , K_2 คือ ค่าคงที่จลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาไปข้างหน้าและย้อนกลับตามลำดับ

สมการที่ 2.1 ซึ่งเสนอโดย Berrios และคณะ (2007) ตั้งอยู่บนสมมติฐานที่ว่าปริมาณเมทานอลที่ใช้มากเกินพอจนไม่มีการเปลี่ยนแปลง จึงถือได้ว่าความเข้มข้นของเมทานอลเป็นค่าคงที่ ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดได้แสดงไว้ในสมการที่ 1.2

ค่า K_1 และ K_2 ได้จากการแทนค่า แฟคเตอร์ความถี่และพลังงานก่อกัมมันต์ลงในสมการอาร์เรเนียส (Fogler, 1999) ดังแสดงในสมการ 2.2

$$K = A \cdot e^{-E/RT} \tag{2.2}$$

เมื่อ A คือ แฟคเตอร์ความถี่

e คือ ฐานของลอการิทึมธรรมชาติ

E คือ ค่าพลังงานก่อกัมมันต์ (จูล/โมล)

R คือ ค่าคงที่แก๊ส ซึ่งมีค่า 8.314 (จูล/โมลเคลวิน)

T คือ อุณหภูมิสัมบูรณ์ (เคลวิน)

ในงานวิจัยนี้ต้องการหาผลของอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อPFAD ดังนั้นจึงต้องนำความเข้มข้นของเมทานอลเข้ามาเกี่ยวข้องด้วย จึงได้ทำการปรับสมการที่ 2.1 ใหม่เป็นดังสมการที่ 2.3 โดย A และ E จากสมการที่ 2.2 จะถูกนำมาใช้เป็นค่าเริ่มต้นในการใช้ Solver เพื่อหาค่า A และ E ที่เหมาะสมสำหรับ K_1 และ K_2 ของสมการที่ 2.3

$$\frac{-d[FFA]}{dt} = K_1 \cdot [FFA] \cdot [MeOH]^{\beta} - K_2 \cdot [FAME] \cdot [H_2O] \tag{2.3}$$

เมื่อ $[FFA]$ $[MeOH]$ $[FAME]$ และ $[H_2O]$ คือ ความเข้มข้นในหน่วยกิโลโมล/ลูกบาศก์เมตร ของกรดไขมันอิสระ เมทานอล เอสเตอร์ และน้ำ ตามลำดับ และ β คือ อันดับของปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับเมทานอล ซึ่งในตั้งสมมติฐานให้ β มีค่าเท่ากับ 1 ซึ่งภายหลังได้มีการปรับแก้ค่า β อีกครั้งเพื่อความเหมาะสม

เมื่อใช้ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระเป็นฐานในการคำนวณ อัตราการเกิดปฏิกิริยาหาได้จากสมการที่ 2.4

$$\frac{d[FFA]}{dt} = \frac{F}{V}\left([FFA_0] - [FFA]\right) + K_2[FAME][H_2O] - K_1[FFA][MeOH]^{\beta} \tag{2.4}$$

เมื่อ t คือ เวลาใดๆที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาในหน่วยชั่วโมง

$[FFA_0]$ คือ ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระในกระแสป้อนเข้า หน่วยกิโลโมล/ลูกบาศก์เมตร

สมมติฐานมีดังนี้

- มีปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันเกิดขึ้นเพียงปฏิกิริยาเดียว ไม่มีปฏิกิริยาข้างเคียงอื่น
- อัตราการไหลของสารเข้าเท่ากับอัตราการไหลของสารออกและเป็นค่าคงที่ F ในหน่วยลูกบาศก์เมตร/ชั่วโมง
- ปริมาตรของสารไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงระหว่างการผสม หรือระหว่างการเกิดปฏิกิริยา จึงสามารถกำหนดได้ว่าปริมาตรของถังปฏิกรณ์เป็นค่าคงที่ V มีหน่วยเป็นลูกบาศก์เมตร
- สารตั้งต้นไม่มีน้ำ

ความเข้มข้นของPFADที่เวลาใดๆ สามารถหาได้จากวิธีของออยเลอร์ ดังแสดงในสมการที่ 2.5

$$[FFA]_{n+1} = [FFA]_n + h \times \frac{d[FFA]_n}{dt} \tag{2.5}$$

เมื่อ n คือ จำนวนรอบที่ใช้ในการคำนวณ

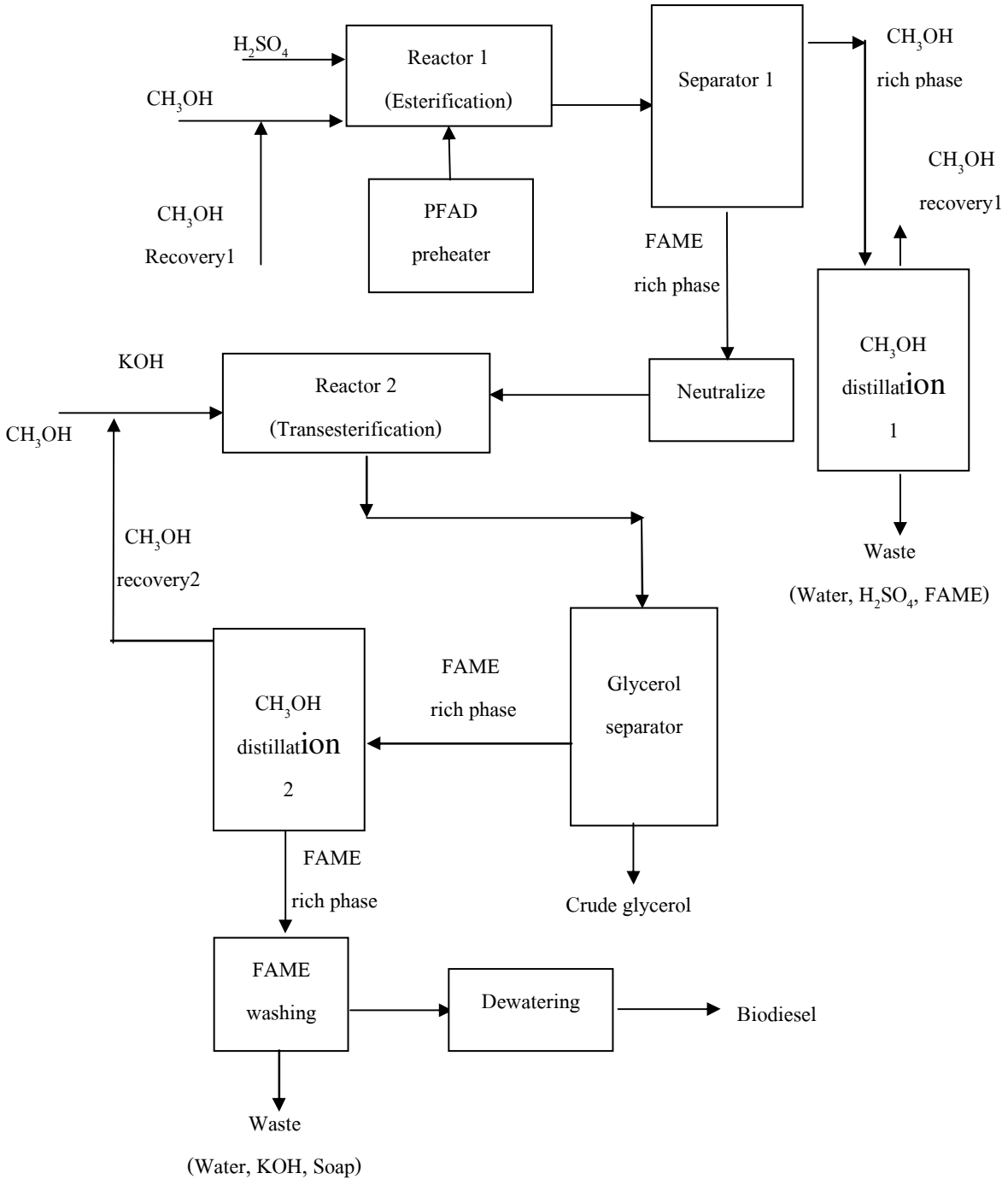
h คือ Step size (ชั่วโมง)

การคำนวณความเข้มข้นของสารอื่นก็ทำในทำนองเดียวกันนี้ หลังจากนั้นนำค่าความเข้มข้นของเอสเตอร์มาแปลงให้อยู่ในรูปของร้อยละองค์ประกอบในผลิตภัณฑ์* จากนั้นจึงใช้ “Solver” หาค่า A และ E ที่ให้ผลรวมของค่าความคลาดเคลื่อนกำลังสองน้อยที่สุด ซึ่งจะทำให้ได้ค่าที่เหมาะสม

(*หมายเหตุ เนื่องจากร้อยละเอสเตอร์ในผลิตภัณฑ์สูงสุดที่เป็นไปได้มีค่าประมาณ 93.3% แต่งานวิจัยของ Chongkhong และคณะ (2007) ให้ค่าองค์ประกอบเอสเตอร์สูงถึง 98% ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงได้ตั้งสมมติฐานขึ้นว่าร้อยละเอสเตอร์ในผลิตภัณฑ์คิดจากฐานของกรดไขมันอิสระเท่านั้นไม่รวมไตรกลีเซอไรด์)

2.3.3 การออกแบบกระบวนการผลิต

ในส่วนนี้ได้ทำการออกแบบด้วยการใช้โปรแกรม Aspen plus ให้มีหน่วยกระบวนการดังแสดงในภาพประกอบที่ 2.2



ภาพประกอบที่ 2.2 กระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากPFAD

โดยกำหนดให้สารป้อนเข้าทำปฏิกิริยาในการจำลองกระบวนการมีองค์ประกอบดังนี้

(1) PFAD ประกอบด้วย กรดไขมันอิสระ 93% โดยน้ำหนัก และ ไตรกลีเซอไรด์ 7% โดยน้ำหนัก โดยป้อนเข้า 100,000 ลิตร/วัน

(2) เมทานอลความบริสุทธิ์ 99% โดยน้ำหนัก ซึ่งที่เหลือ 1% คือ น้ำ

(3) กรดซัลฟิวริกความบริสุทธิ์ 98% โดยน้ำหนัก ซึ่งที่เหลือ 2% คือ น้ำ

(4) โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์ ความบริสุทธิ์ 100%

(5) โซเดียมไฮดรอกไซด์ ความบริสุทธิ์ 100%

ในส่วนของหน่วยดำเนินการหลักมีรายละเอียดและขั้นตอนการออกแบบดังนี้

(1) ถังปฏิกรณ์ที่ 1 สำหรับทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันจะถูกป้อนข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ได้ผ่านการปรับแก้จนได้ค่าที่เหมาะสมมาแล้ว ในถังนี้จะกำหนดให้มีการป้อนกรดซัลฟิวริก 1.834% โดยน้ำหนักPFAD แต่จะไม่ทำการกำหนดระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา อุณหภูมิที่ใช้ และอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อPFAD เพราะค่าทั้ง 3 นี้จะถูกนำไปใช้เป็นตัวแปรเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในภายหลัง

(2) ถังปฏิกรณ์ที่ 2 สำหรับทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน กำหนดให้มีการป้อนโปตัสเซียมไฮดรอกไซด์ 1% โดยน้ำหนักของสารป้อนเข้าไม่รวมเมทานอล ใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 60 นาที ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส และใช้อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อไตรกลีเซอไรด์เป็น 6:1 กำหนดให้ค่าการเปลี่ยนของไตรกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์และโมโนกลีเซอไรด์เป็น 98%

(3) หอกลั่นที่ 1 สำหรับกลั่นแยกเมทานอลที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาเอสเตอริ-ฟิเคชันเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ ทำการคำนวณเบื้องต้นด้วย McCabe-Thiele diagram (McCabe et al., 1993) โดยตั้งสมมติฐานว่าสารที่ป้อนเข้ามีเพียงน้ำและเมทานอลเท่านั้น จากนั้นจึงนำค่าเบื้องต้นที่คำนวณได้อันได้แก่ จำนวนสเตจและอัตราส่วนป้อนกลับไปเป็นค่าเริ่มต้นในการจำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen plus จากนั้นจึงทำการปรับค่าจำนวนสเตจที่ต้องใช้จริง อัตราส่วนป้อนกลับที่ใช้จริง และอัตราส่วนระหว่างส่วนกลั่นกับกระแสป้อนเข้าเพื่อให้ได้เมทานอลที่มีความบริสุทธิ์ 99% โดยน้ำหนัก

(4) หอกลั่นที่ 2 สำหรับกลั่นแยกเมทานอลที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาทรานส์เอส-เตอริฟิเคชันเพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ มีวิธีการเช่นเดียวกันกับหอกลั่นที่ 1

นอกจากนี้ ส่วนของหน่วยทำให้เป็นกลางใช้สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ความเข้มข้น 3 โมลต่อลิตร ในปริมาณ 10.24 กรัมต่อเมทิลเอสเตอร์ 100 กรัม โดยดำเนินการที่อุณหภูมิ

80°C (Chongkhong et al., 2008) และใช้เกลือในการดูดซับน้ำออกจากไบโอดีเซล

การจำลองกระบวนการทั้งหมดนี้ใช้การประมาณค่าสมบัติทางเทอร์โมไดนามิกส์ตามวิธีของ Non Random Two Liquids (NRTL) เนื่องจากในกระบวนการมีสารที่มีขั้วสูง ซึ่งในกระบวนการนี้ ได้แก่ โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์ กรดซัลฟิวริก เมทานอล และโซเดียมไฮดรอกไซด์

2.3.4 การจำลองกระบวนการผลิต

การจำลองกระบวนการผลิตจะทำการจำลองตั้งแต่ส่วนกลั่นกรดทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันจนถึงกระทั่งได้ผลิตภัณฑ์สุดท้ายเป็นไบโอดีเซล ในส่วนของการทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันจะมีการจำลองกระบวนการเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมโดยใช้ข้อมูลด้านจลนพลศาสตร์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันที่ปรับแก้แล้ว ปัจจัยที่มีผลต่อการผลิตไบโอดีเซล ที่ทำการศึกษาได้แก่ อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อPFAD อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาและระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา โดยอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อส่วนกลั่นกรดที่ใช้ศึกษาคือ 1:1 2.5:1 4:1 6:1 8:1 10:1 และ 14:1 อุณหภูมิที่ทำการศึกษาอยู่ในช่วง 40-100 องศาเซลเซียส เนื่องจากหากใช้อุณหภูมิที่สูงกว่า 100 องศาเซลเซียสจะทำให้ไบโอดีเซลที่ได้มีสีคล้ำ (Chongkhong et al., 2007) และใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาในช่วง 10-120 นาที จากนั้นจึงนำเอาผลที่ได้มาคำนวณต้นทุนด้านวัตถุดิบหลักและพลังงานมาเพื่อใช้ในหาสภาวะที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาเอสเตอริ-ฟิเคชันโดยเลือกสภาวะที่ใช้ต้นทุนต่ำที่สุด

2.3.5 การประเมินต้นทุนการผลิต

(1) ต้นทุนด้านวัตถุดิบ

กำหนดให้วัตถุดิบป้อนเข้ามีต้นทุนดังแสดงในตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 แสดงราคาวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิต

Description	ราคา (บาท/กิโลกรัม)
PFAD	19*
เมทานอล	24
กรดซัลฟิวริก	14.57
โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์	44.94
โซเดียมไฮดรอกไซด์	19

ที่มา: สถานวิจัยและพัฒนาพลังงานทดแทนจากน้ำมันปาล์มและพืชน้ำมัน มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ ณ วันที่ 23 กันยายน 2551

: * บริษัทชุมพรอุตสาหกรรมน้ำมันปาล์ม จำกัด (มหาชน) ณ วันที่ 15 พฤษภาคม 2552

(2) ต้นทุนด้านพลังงาน

กำหนดให้แหล่งพลังงานทั้งหมดในกระบวนการมาจากไฟฟ้าซึ่งใช้ราคาพลังงานตามแบบอัตราช่วงเวลาของการใช้ (Time of use rate, TOU) (การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค) และกำหนดให้โรงงานดำเนินการตลอด 24 ชั่วโมง (แสดงในภาคผนวก ข)

(3) ต้นทุนด้านการสร้างหน่วยกระบวนการหลักทั้ง 4 หน่วย

การประเมินต้นทุนด้านนี้ใช้ข้อมูลจาก Smith (2005) ซึ่งสามารถคำนวณได้ดังสมการที่ 2.6 และ2.7

$$C_E = C_B \frac{INDEX_E}{INDEX_B} \tag{2.6}$$

เมื่อ ตัวห้อย E หมายถึง ค่าหน่วยกระบวนการที่เราสนใจ

ตัวห้อย B หมายถึง ค่าหน่วยกระบวนการที่ใช้ยึดเป็นหลัก (Base)

$INDEX$ คือ ดัชนีราคา (Cost index) Chemical engineering plant cost index (CEPCI) ของปี ค.ศ.2000 เท่ากับ 394.1 และของปี ค.ศ.2008 ณ ต้นเดือนสิงหาคม เท่ากับ 761 (Marshall et al., 2008)

$$C_E = C_B \left(\frac{Q_E}{Q_B} \right)^M f_M f_P f_T \qquad (2.7)$$

เมื่อ Q คือ ขนาดความจุของหน่วยกระบวนการ (Capacity)

M คือ ค่าคงที่ ขึ้นอยู่กับชนิดของหน่วยกระบวนการ

f_M f_P และ f_T คือ แฟคเตอร์ปรับแก้สำหรับวัสดุในการก่อสร้าง ความดัน และอุณหภูมิ ตามลำดับ

ข้อมูลตัวเลขต่างๆ ที่จำเป็นต้องใช้ในสมการที่ 2.6 และ 2.7 แสดงอยู่ในตารางที่ 2.3 และ 2.4 ตามลำดับ

ตารางที่ 2.3 แสดงข้อมูลสำหรับสมการที่ 2.6

หน่วยกระบวนการ	วัสดุที่ใช้	หน่วยของขนาดความจุ	Q_B	C_B (ค.ศ.2000)	M
ถังปฏิกรณ์	คาร์บอนสตีล	ปริมาตร (ลูกบาศก์เมตร)	1	1.15×10^4	0.45
หอกลั่นแบบ Sieve tray (10 trays)	คาร์บอนสตีล	เส้นผ่าศูนย์กลาง (เมตร)	0.5	6.56×10^3	0.91

ที่มา: Smith (2005)

ตารางที่ 2.4 แสดงข้อมูลสำหรับสมการที่ 2.7

		แฟคเตอร์	ค่าของแฟคเตอร์
วัสดุสำหรับใช้ทั่วไป	สแตนเลสสตีล 316	f_M	3.6
วัสดุสำหรับหอกลั่น	สแตนเลสสตีล 316		3.2
ความดันในการออกแบบ (ความดันสัมบูรณ์ในหน่วยบาร์)	0.1	f_P	1.3
	0.5-7		1.0
อุณหภูมิในการออกแบบ (องศาเซลเซียส)	0-100	f_T	1.0
	300		1.6

ที่มา: Smith (2005)

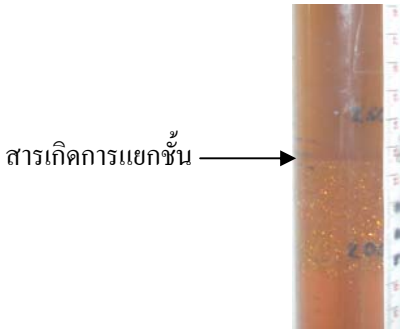
ต้นทุนค่าอุปกรณ์ตั้งอยู่สมมติฐานที่ว่า อุปกรณ์ต่างๆ มีการเสื่อมราคาแบบเส้นตรง โดยอุปกรณ์ในอุตสาหกรรมเคมีมีอายุการใช้งาน 11 ปี (The internal revenue service 1962) ดังนั้น ในการคำนวณต้นทุนต่อหน่วยของไบโอดีเซลที่ผลิตได้จึงได้จากการนำเอาต้นทุนค่าอุปกรณ์ทั้งหมดหารด้วยปริมาณไบโอดีเซลที่ผลิตได้ในช่วงระยะเวลา 11 ปี (ทำการผลิต 11 เดือน/ปี)

บทที่ 3

ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 ผลการทดลองหาอัตราการตกจม

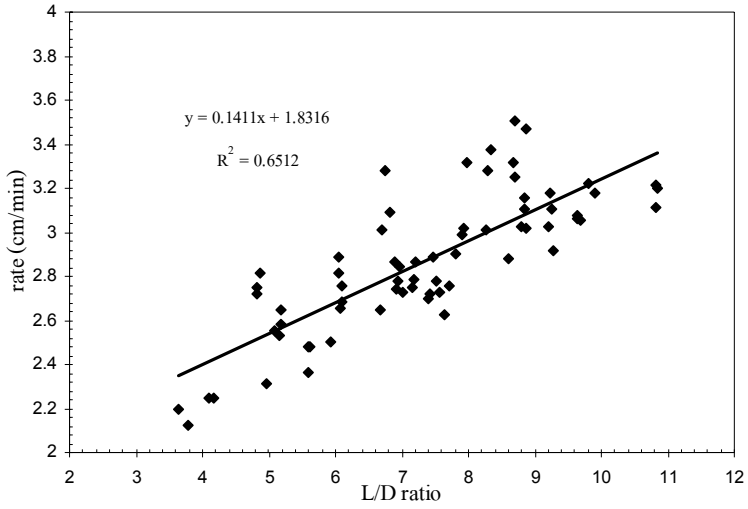
การทดลองในขนาด Lab scale เพื่อหาอัตราเร็วในการแยกชั้นของวัฏภาคเมทา-นอล-น้ำ และไบโอดีเซล ในการทดลองสารจะแยกออกเป็นสองวัฏภาคดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.1



ภาพประกอบที่ 3.1 ลักษณะทางกายภาพของวัฏภาคที่เกิดการแยกชั้น

จากภาพประกอบที่ 3.1 จะเห็นได้ว่า สารมีการแยกชั้นเป็นสองชั้น โดยชั้นบนเป็นวัฏภาคของ เมทานอล-น้ำ ส่วนชั้นล่างเป็นส่วนของไบโอดีเซลและไตรกลีเซอไรด์ที่เหลือจากการทำปฏิกิริยา ในส่วนนี้มีลักษณะของฟองของเหลวสีเหลืองอำพัน

เมื่อทำการทดลองโดยใช้สัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของภาชนะต่างๆ กัน พบว่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของภาชนะมีผลต่ออัตราเร็วในการแยกชั้นดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.2



ภาพประกอบที่ 3.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเร็วในการแยกชั้นกับสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางของภาชนะ

จากภาพประกอบที่ 3.2 พบว่าเมื่อใช้สัดส่วนของความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางเพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราเร็วในการแยกชั้นเพิ่มขึ้นด้วย แต่ทั้งนี้ทั้งนั้น การเลือกใช้ขนาดภาชนะ หรือถังแยกที่เหมาะสมต้องคำนึงถึงค่าก่อสร้างและค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาด้วย ดังนั้นสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางที่เหมาะสม คือ 10 เนื่องจากการแยกชั้นที่สัดส่วนนี้มีอัตราสูงที่สุดโดยที่ยังคงอยู่ในช่วงสัดส่วนที่เหมาะสม โดยอัตราการแยกชั้นที่สัดส่วนนี้คือ 3.24 เซนติเมตร/นาที

3.2 ผลการปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์

หลังจากทำการปรับแก้ข้อมูลทางจลพนพลศาสตร์จนได้ผลรวมของความคลาดเคลื่อนกำลังสองที่น้อยที่สุด มีค่าเท่ากับ 440.15 พบว่าได้ข้อมูลแฟคเตอร์ความถี่และพลังงานก่อกัมมันต์ที่ใช้ในสมการ 2.3 ดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 แสดงแฟคเตอร์ความถี่และค่าพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันหลังจากได้ทำการปรับแก้ โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาความเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก

β	K	A (K/sec·m^3/kmole)	E (J/mol)
1	K_1	777.798	41·374.17
	K_2	0.0740	19879.63

ผลการปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ให้ค่าที่แตกต่างจากค่าเริ่มต้นที่ใช้มาก (ค่าเริ่มต้นแสดงในตารางที่ 2.1(Berrios et al., 2007)) เหตุที่ผลที่ได้แตกต่างกันมากอาจเนื่องมาจากเหตุผลดังต่อไปนี้

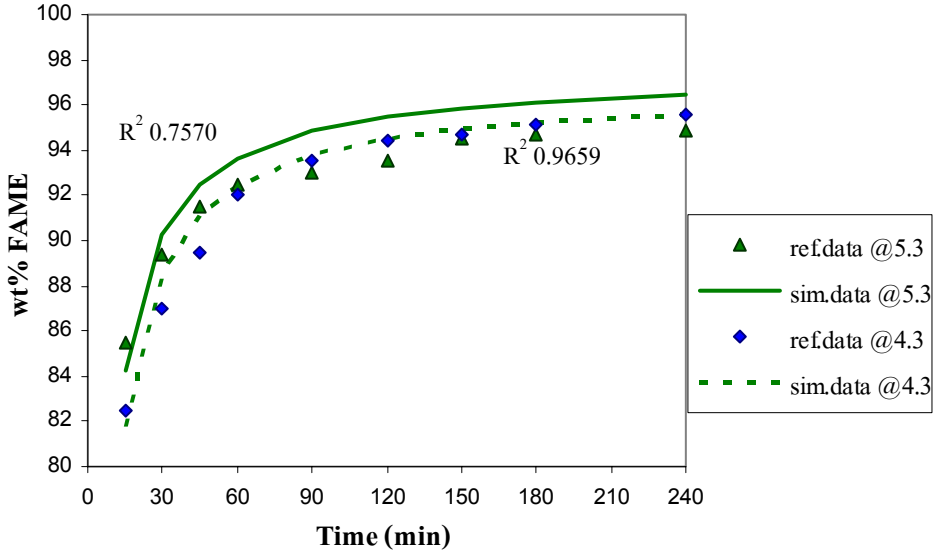
ตารางที่ 3.2 แสดงปัจจัยที่อาจส่งผลให้ข้อมูลที่ได้จากการปรับแก้กับข้อมูลอ้างอิงแตกต่างกัน

	Berrios และคณะ (2007)	งานวิจัยนี้
1. ความเข้มข้นของเมทานอลเป็น	กำหนดให้เป็นค่าคงที่ดังนั้นอัตราการเกิดปฏิกิริยาจึงไม่ขึ้นกับความเข้มข้นของเมทานอล	ความเข้มข้นของเมทานอลมีผลต่ออัตราการเกิดปฏิกิริยา
2. ความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระในวัตถุดิบป้อนเข้า	ประมาณ 2.5-3.5% โดยน้ำหนัก	93% โดยน้ำหนัก
3. หน่วยความเข้มข้น	กรัม/กรัมน้ำมัน	กิโลโมล/ลูกบาศก์เมตร
4. ความเข้มข้นของตัวเร่งปฏิกิริยา (โดยน้ำหนัก)	5% และ 10%	1.834%
5. หน่วยของแฟคเตอร์ความถี่		
K_1	$\min^{-1}$	$\dfrac{\dfrac{kgmole\,K}{\sec m^3}}{\left(\dfrac{kgmole}{m^3}\right)^2}$
K_2	$\dfrac{mgKOH\,g(oil)}{\min g^2}$	

จากตารางที่ 3.2 จะพบว่าความเข้มข้นของกรดไขมันอิสระในวัตถุดิบป้อนเข้าของงานวิจัยอ้างอิง (Berrios et al., 2007) ซึ่งเป็นน้ำมันดอกทานตะวันซึ่งมีปริมาณกรดไขมันอิสระต่ำอยู่แล้ว ในขณะเดียวกันงานวิจัยนี้ใช้ PFAD ซึ่งมีปริมาณกรดไขมันอิสระสูงมาก จึงทำให้ปริมาณกรดไขมันอิสระในวัตถุดิบมีความแตกต่างกันมากดังกล่าว อีกทั้งงานวิจัยนี้มีความจำเป็นต้องใช้หน่วยของ K_1 และ K_2 เป็นดังแสดงในตาราง 3.2 เนื่องจาก การใส่ข้อมูลด้านจลนพลศาสตร์ลงในโปรแกรม Aspen plus มีข้อจำกัดเกี่ยวกับหน่วยของค่าดังกล่าวทำให้ไม่สามารถใช้หน่วยเดียวกันกับข้อมูลอ้างอิงได้

ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ผ่านการปรับแก้นี้ถูกนำไปใช้ในการจำลองกระบวนการเพื่อเปรียบเทียบกับผลการทดลองของ Chongkhong และคณะ (2007) ซึ่งคำว่า “ผลการทดลอง” ในส่วนที่เกี่ยวข้องกับการปรับค่าทางจลนพลศาสตร์ทั้งหมด หมายถึง ผลการทดลองของ Chongkhong และคณะ (2007) และผลการทดลองจะแสดงในรูปของจุดพิกัด ส่วนผลจากการจำลองกระบวนการจะถูกแสดงด้วยเส้น

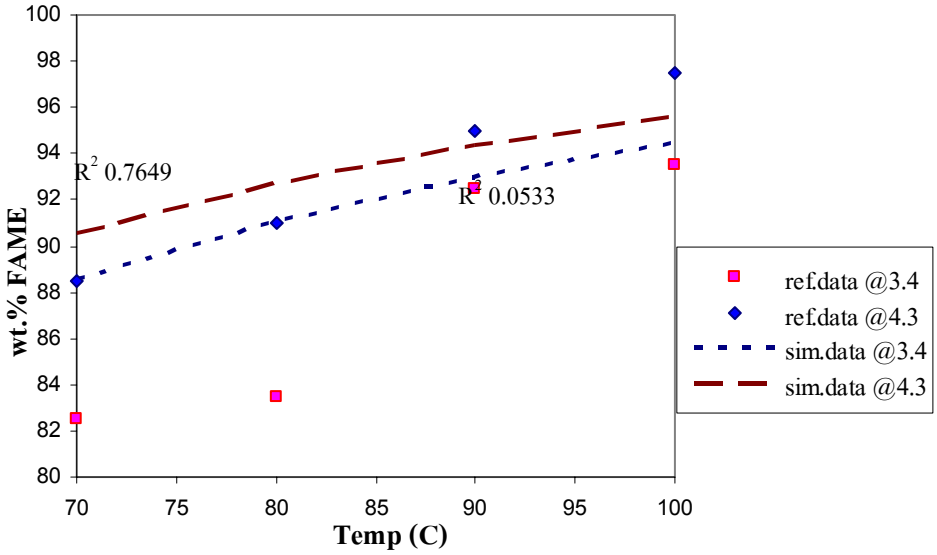
การเปรียบเทียบผลการทดลองกับผลที่ได้จากแบบจำลองเมื่อใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ปรับค่าแล้วเพื่อดูผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME เมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่ 5.3:1 และ 4.3:1 และใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 90 องศาเซลเซียสได้ผลดังภาพประกอบที่ 3.3



ภาพประกอบที่ 3.3 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่เวลาต่างๆ กัน

จากภาพประกอบที่ 3.3 ผลการเปรียบเทียบพบว่าแบบจำลองสามารถทำนายผลการทดลองที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 5.3:1 ได้โดยให้ค่า R-square เท่ากับ 0.7570 และสามารถทำนายผลการทดลองที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 4.3:1 ได้แม่นยำโดยให้ค่า R-square เท่ากับ 0.9659

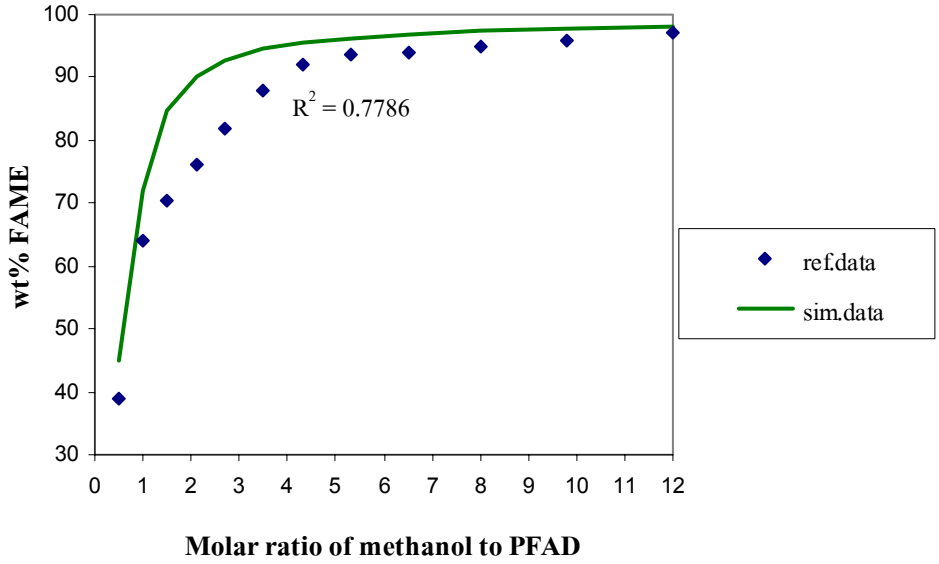
การเปรียบเทียบผลการทดลองกับผลที่ได้จากแบบจำลองเมื่อใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ปรับค่าแล้วเพื่อดูผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME เมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่ 4.3:1 และ 3.4:1 และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 2 ชั่วโมงได้ผลดังภาพประกอบที่ 3.4



ภาพประกอบที่ 3.4 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่อุณหภูมิต่างๆ กัน

จากภาพประกอบที่ 3.4 พบว่าแบบจำลองสามารถใช้ทำนายผลการทดลองได้ตลอดช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ 70-100 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อPFAD 4.3:1 โดยให้ค่า R-square เท่ากับ 0.7649 แต่ไม่ควรนำมาใช้ทำนายผลการทดลองที่อุณหภูมิต่ำกว่า 90 องศาเซลเซียส เมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 3.4:1 เนื่องจากให้ค่าที่คลาดเคลื่อนจากผลการทดลองไปมาก โดยทั้งชุดการทดลองให้ค่า R-square เพียง 0.0533 ซึ่งอาจหมายถึงว่าข้อมูลจลนพลศาสตร์นี้ไม่เหมาะสมสำหรับการทำนายผลการทดลองเมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่ำๆ

การเปรียบเทียบผลการทดลองกับผลที่ได้จากแบบจำลองเมื่อใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ปรับค่าแล้วเพื่อดูผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่มีต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME เมื่อใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่ 90 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 4 ชั่วโมงได้ผลดังภาพประกอบที่ 3.5



ภาพประกอบที่ 3.5 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่างๆ กัน

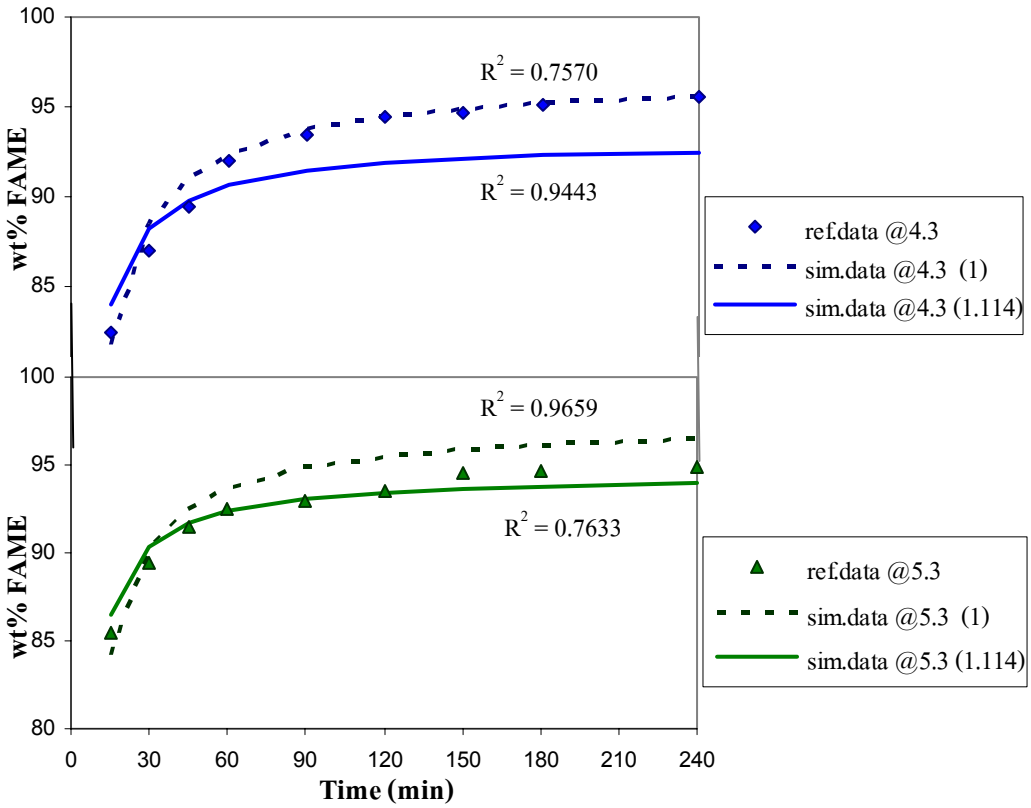
จากภาพประกอบที่ 3.5 พบว่าที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ในช่วง 1.5:1 ถึง 4:1 แบบจำลองให้ผลที่ค่อนข้างแตกต่างจากผลการทดลองสอดคล้องกับผลการเปรียบเทียบเมื่อใช้อุณหภูมิต่างๆ กัน ที่ว่าข้อมูลจลนพลศาสตร์นี้ไม่เหมาะสมสำหรับการทำนายผลการทดลองเมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่ำๆ ถึงแม้ว่าชุดการทดลองนี้ให้ค่า R-square 0.7786 ก็ตาม แต่ความผิดพลาดส่วนใหญ่อยู่ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่ำๆ ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากการใช้ความเข้มข้นของเมทานอลต่ำ ๆ ทำให้สมมติฐานที่ว่า เมื่อปฏิกิริยาดำเนินไปความเข้มข้นของเมทานอลก็ยังคงไม่เปลี่ยนแปลงเนื่องจากมีปริมาณเมทานอลมากเกินพอนั้นไม่เป็นจริง และอันดับของปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับเมทานอล β= 1 อาจไม่เหมาะสมจึงทำให้ค่าที่ได้จากการจำลองกระบวนการมีความแตกต่างจากผลการทดลองไปมาก

ด้วยเหตุนี้ผู้วิจัยจึงได้ลองทำการปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ใหม่ โดยทำการปรับแก้ค่า β ไปพร้อมกับการปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ ผลการปรับแก้แสดงดังตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 แสดงแฟคเตอร์ความถี่และค่าพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันหลังจากได้ทำการปรับแก้เป็นครั้งที่ 2

β	K	A (K/sec·(m^3/kmole)$^{1.114}$)	E (J/mol)
1.114	K_1	777.79	40564.79
	K_2	0.3706	20913.7

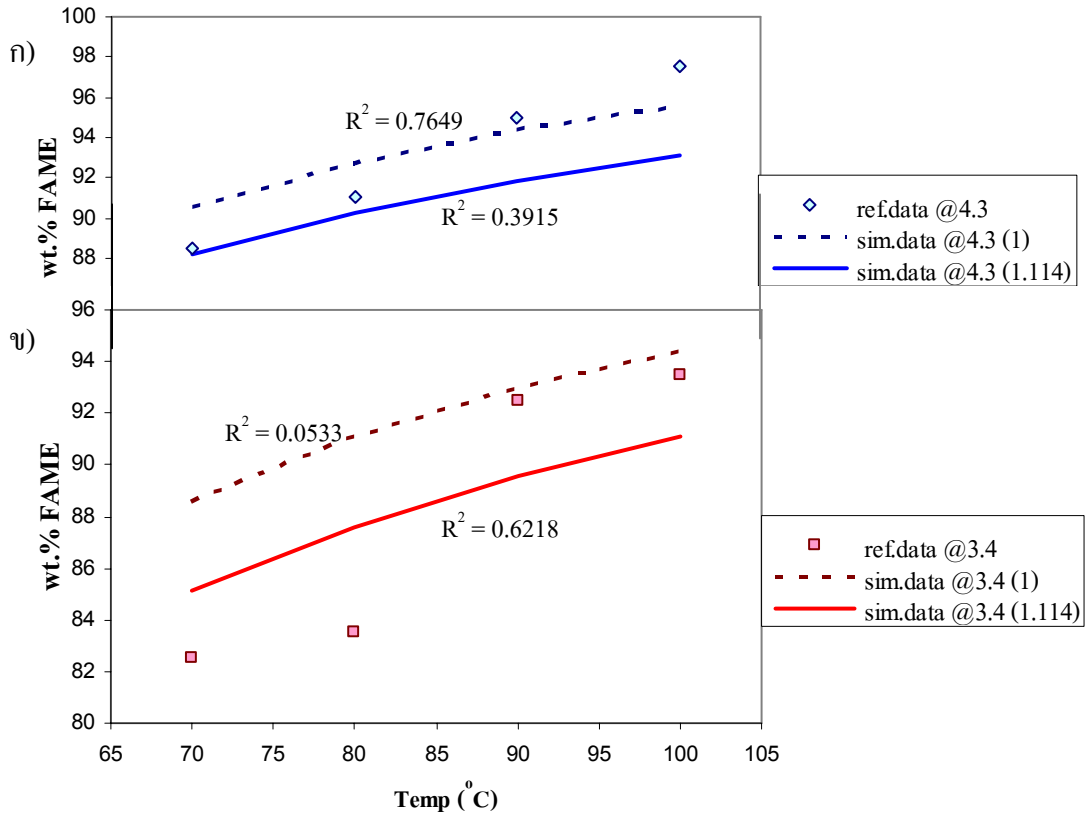
ข้อมูลจลนพลศาสตร์จากการปรับแก้ครั้งที่ 2 (แบบจำลองที่ 2) ให้ผลรวมความคลาดเคลื่อนเท่ากับ 265.26 ซึ่งจะถูกนำไปใช้ในการจำลองกระบวนการได้เป็น “ผลการจำลองครั้งที่ 2” เพื่อนำมาเปรียบเทียบกับผลการทดลองและผลการจำลองที่ใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์จากการปรับแก้ครั้งแรก (ผลการจำลองครั้งที่ 1) สำหรับการเปรียบเทียบผลการทดลองกับผลที่ได้จากแบบจำลองเมื่อใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ปรับค่าทั้งสองครั้ง เพื่อดูผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME เมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่ 5.3:1 และ 4.3:1 และใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 90 องศาเซลเซียสได้ผลดังภาพประกอบที่ 3.6



ภาพประกอบที 3.6 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่ผ่านการปรับแก้ทั้ง 2 ครั้งที่เวลาต่างๆ กัน

จากภาพประกอบที่ 3.6 ผลการจำลองครั้งที่ 1 ถูกแทนด้วยเส้นประ และผลการจำลองครั้งที่ 2 ถูกแทนด้วยเส้นทึบ ผลการเปรียบเทียบพบว่า ที่เวลาน้อยกว่า 60 นาที แบบจำลองที่ 2 สามารถจำลองกระบวนการได้อย่างมีความแม่นยำพอสมควรสำหรับทั้งอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เป็น 5.3:1 และ 4.3:1 และยังคงมีความแม่นยำในการจำลองกระบวนการอยู่เมื่อเวลามากกว่า 60 นาทีเมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เป็น 5.3:1

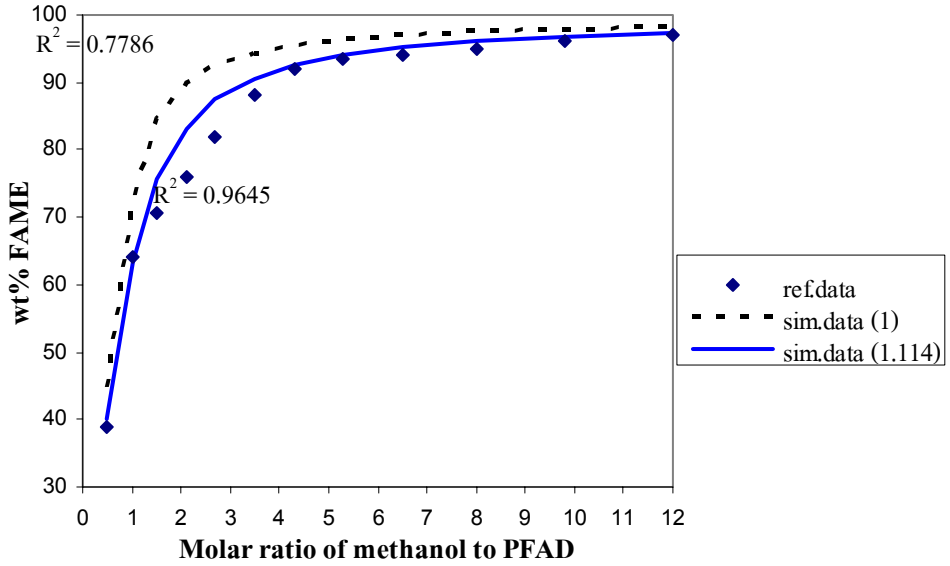
เปรียบเทียบผลการทดลองกับผลที่ได้จากแบบจำลองเมื่อใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ปรับค่าทั้งสองครั้ง เพื่อดูผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME เมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่ 4.3:1 และ 3.4:1 และใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 2 ชั่วโมงได้ผลดังภาพประกอบที่ 3.7



ภาพประกอบที่ 3.7 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่ผ่านการปรับแก้ทั้ง 2 ครั้ง ที่อุณหภูมิต่างๆ กัน อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ก) 4.3:1 ข) 3.4:1

จากภาพประกอบที่ 3.7 ผลการเปรียบเทียบพบว่าแบบจำลองที่ 2 สามารถใช้ทำนายผลการทดลองได้ตลอดช่วงอุณหภูมิตั้งแต่ 70-100 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 3.4:1 ถึงแม้จะให้ผลการทำนายที่อุณหภูมิช่วง 90-100 องศาเซลเซียส ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 4.3:1 ได้ไม่ดีนัก แต่โดยภาพรวมแล้วผลความผิดพลาดน้อยกว่าการใช้แบบจำลองที่ 1 ในการจำลองกระบวนการ

เปรียบเทียบผลการทดลองกับผลที่ได้จากแบบจำลองเมื่อใช้ข้อมูลจลนพลศาสตร์ที่ปรับค่าทั้งสองครั้ง เพื่อดูผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่มีต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME เมื่อใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่ 90 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 4 ชั่วโมง ได้ผลดังภาพประกอบที่ 3.8



ภาพประกอบที่ 3.8 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างผลการทดลองและผลจากการใช้แบบจำลองที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่างๆ กัน

จากภาพประกอบที่ 3.8 ผลการเปรียบเทียบพบว่าแบบจำลองที่ 2 สามารถจำลองกระบวนการแม่นยำกว่าแบบจำลองที่ 1 ในทุกค่าอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD โดยเฉพาะในช่วงอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ระหว่าง 1.5:1 ถึง 3.5:1 แบบจำลองที่ 2 สามารถจำลองกระบวนการได้แม่นยำกว่าแบบจำลองที่ 1 อย่างเห็นได้ชัด ทั้งอาจเนื่องมาจากอันดับปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับเมทานอลที่เปลี่ยนไปทำให้ความเข้มข้นของเมทานอลมีผลต่อร้อยละองค์ประกอบ FAME ในการจำลองมากขึ้น

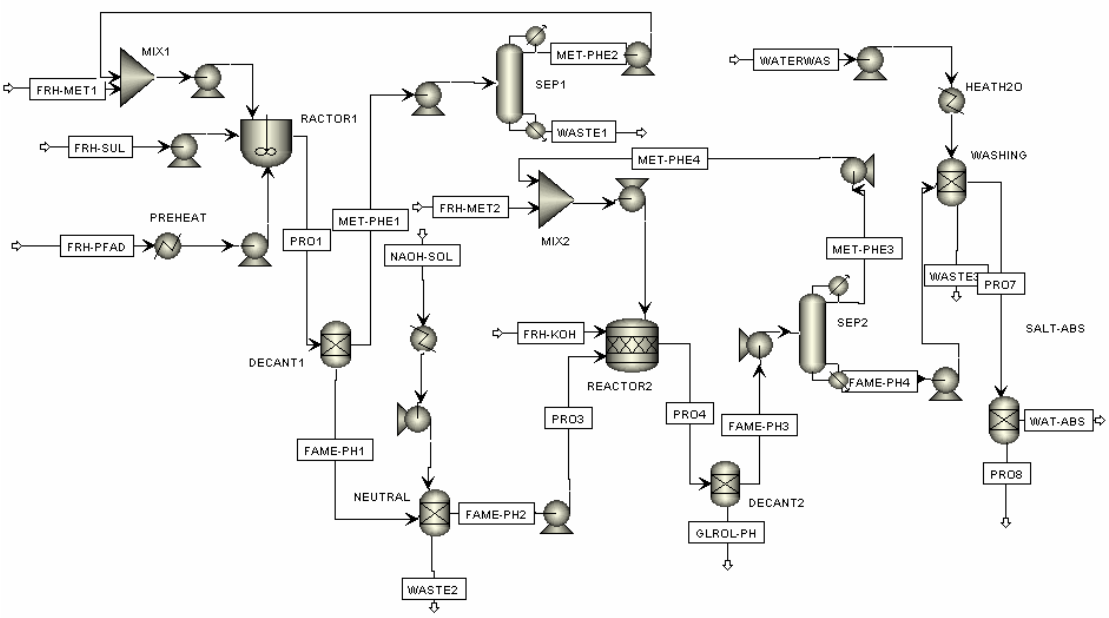
โดยรวมแล้วการใช้แบบจำลองที่สองให้ผลที่แม่นยำกว่าการใช้แบบจำลองที่หนึ่ง ซึ่งภาพรวมของความแม่นยำแสดงดังตารางที่ 3.4

ตารางที่ 3.4 เปรียบเทียบความคลาดเคลื่อนจากแบบจำลองทั้งสอง

ผลของปัจจัยด้าน		ผลรวมความคลาดเคลื่อนของการปรับแก้		R-square ของการปรับแก้	
		แบบจำลองที่ 1	แบบจำลองที่ 2	แบบจำลองที่ 1	แบบจำลองที่ 2
1. เวลา	5.3:1	4.58	28.44	0.7570	0.9443
	4.3:1			0.9659	0.7633
2. อุณหภูมิ	4.3:1	60.61	60.71	0.7649	0.3915
	3.4:1			0.0533	0.6218
3. ปริมาณเมทานอล		374.96	144.11	0.7786	0.9645
ผลรวมความคลาดเคลื่อน		440.15	233.26	-	-
ค่าเฉลี่ย R-square		-	-	0.6639	0.7371

3.3 ผลการออกแบบกระบวนการ

แบบจำลองโรงงานผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องที่ใช้โปรแกรม Aspen plus ช่วยในการออกแบบ โดยมีสารตั้งต้นคือกรดโอเลอิกเป็นตัวแทนของ PFAD ปาล์ม (PFAD) และเมทานอล ทั้งที่ในความเป็นจริง กรดไขมันอิสระที่มีมากที่สุดในน้ำมันจากปาล์มคือกรดปาล์มมิติก แต่เมื่อในโปรแกรม Aspen plus ไม่มีสารนี้ อีกทั้งเมื่อผู้วิจัยได้ทำการจำลองสารนี้ขึ้นเองในโปรแกรม พบว่า เกิดความผิดพลาด (Error) ขึ้น ไม่สามารถทำการจำลองกระบวนการต่อได้ จึงทำให้ต้องเลือกใช้กรดโอเลอิกแทน ผลการออกแบบกระบวนการแสดงในภาพประกอบที่ 3.9



ภาพประกอบที่ 3.9 แสดงแบบจำลองกระบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจาก PFAD

3.3.1 ถังปฏิกรณ์ที่ 1

กระบวนการเริ่มต้นที่ REACTOR 1 โดยมีกระแสป้อนเข้าคือ PFAD FRH-PFAD ที่ผ่านการให้ความร้อนที่หน่วย PREHEAT จนมีอุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส ส่วนกระแสอื่นกำหนดให้อุณหภูมิเข้าถังปฏิกรณ์ที่ 25 องศาเซลเซียสทั้งหมด คือ กรดซัลฟิวริกซึ่งใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาจากกระแส FRH-SUL และเมทานอลซึ่งมีทั้งเมทานอลใหม่ FRH-MET1 และ เมทานอลที่ได้จากการนำกลับมาใช้ใหม่ MET-PHE2 ชนิดของถังปฏิกรณ์ REACTOR 1 เป็นแบบ RCSTR ภายในถังปฏิกรณ์สามารถเกิดขึ้นได้ทั้งวัฏภาคของเหลวและแก๊ส กำหนดให้ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นมีเพียงปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันเท่านั้น ความดันภายในถังกำหนดให้เท่ากับสูงกว่าความดันไอของเมทานอลบริสุทธิ์ที่อุณหภูมินั้นๆ เพื่อให้เมทานอลยังคงเป็นของเหลวอยู่เมื่ออุณหภูมิสูง เนื่องจากปฏิกิริยาเกิดขึ้นในเฉพาะวัฏภาคของของเหลวเท่านั้น ได้ผลิตภัณฑ์ PRO1

3.3.2 การแยกวัฏภาคเมทานอล-น้ำ

กระแสผลิตภัณฑ์ PRO1 ถูกนำไปแยกเมทานอลและน้ำที่เกิดขึ้นซึ่งเป็นผลพลอยได้ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันออกที่หน่วย DECANT1 ซึ่งกำหนดให้สามารถแยกน้ำและเมทานอลออกได้ 99% กระแสที่ออกทางด้านบนคือ MET-PHE1 ประกอบไปด้วย น้ำ เมทานอล และกรดซัลฟิวริก ส่วนกระแสที่ออกทางด้านล่างคือ FAME-PH1 จะถูกนำไปทำให้เป็นกลางต่อไป

3.3.3 การกลั่นแยกเมทานอล ครั้งที่1

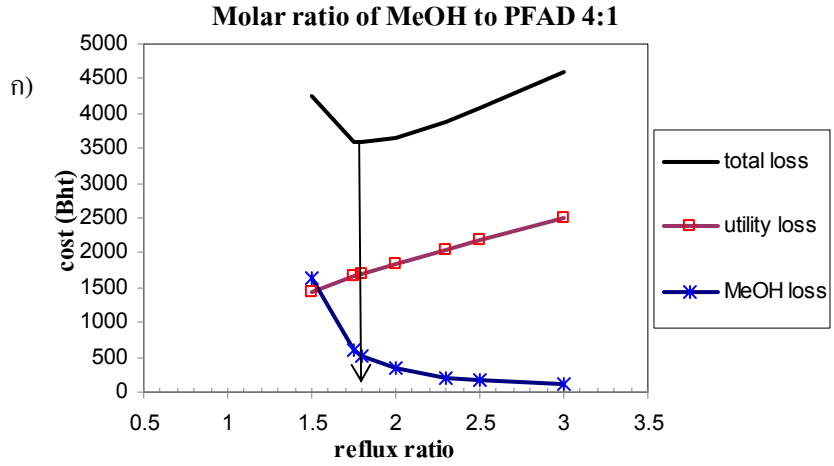
การกลั่นแยกคืนเมทานอลเกิดขึ้นที่หน่วย SEP1 ซึ่งเป็นหอกลั่นแบบ RadFrac โดยมีสมมติฐานว่ากระแสป้อนเข้ามีเพียงเมทานอลและน้ำเท่านั้น ใช้ค่าเริ่มต้นต่างๆ ดังนี้

1) จำนวนสเตจ 9 (รวมรีบอยล์เลอร์และและคอนเดนเซอร์)
2) ป้อนสารเข้าที่สเตจที่ 5 (นับคอนเดนเซอร์เป็นสเตจที่ 1)
3) สัดส่วนรีฟลักซ์ คือ 0.93

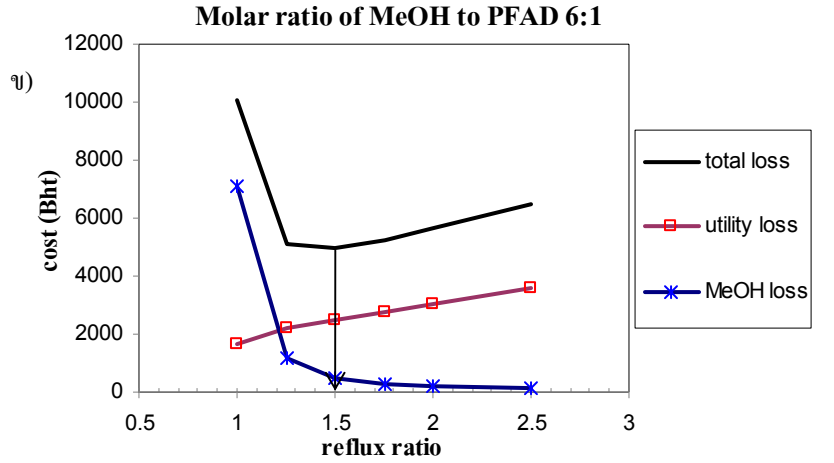
หลังจากทำการจำลองกระบวนการจึงได้ปรับเปลี่ยนค่าดังกล่าวเพื่อความเหมาะสม ดังนี้

1) จำนวนสเตจ 8 (รวมรีบอยล์เลอร์และและคอนเดนเซอร์)
2) ป้อนสารเข้าที่สเตจที่ 5 (นับคอนเดนเซอร์เป็นสเตจที่ 1)
3) สัดส่วนรีฟลักซ์ ขึ้นอยู่กับปริมาณเมทานอลที่ป้อนเข้ากระบวนการ คือ เมื่อใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เป็น 4:1 6:1 และ 8:1 จะใช้สัดส่วนรีฟลักซ์เป็น 1.8 1.5 และ 1.3 ตามลำดับ ดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.10 ก) 3.10 ข) และ 3.10 ค) ตามลำดับ

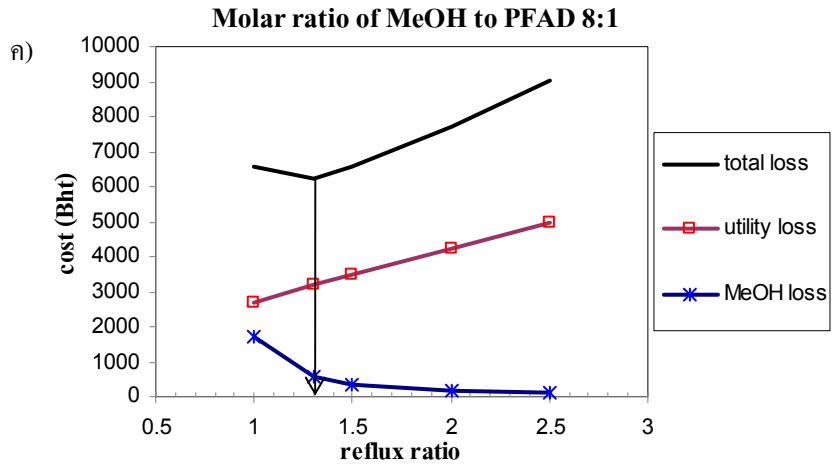
ก)



ข)



ค)



ภาพประกอบที่ 3.10 สัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมสำหรับที่สัดส่วนเชิงโมลเมทานอลต่อ PFAD ก) 4:1 ข) 6:1 และ ค) 8:1

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการกลั่นคือเมทานอล 99% ที่กระแส MET-PHE2 ของเสีย WASTE1 ออกทางด้านล่าง

3.3.4 การทำให้เป็นกลาง

กระแสล่างของหน่วย DECANT1 คือ FAME-PH1 ถูกนำไปทำให้เป็นกลางที่หน่วย NEUTRAL เพื่อกำจัดกรดที่เหลือออก โดยใช้สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ ความเข้มข้น 3 โมลต่อลิตร โดยใช้ปริมาณ 10.24% ของสารป้อนเข้า ที่อุณหภูมิ 80 องศาเซลเซียส

3.3.5 ถังปฏิกรณ์ที่ 2

ผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการทำให้เป็นกลางซึ่งยังคงมีไตรกลีเซอไรด์เหลืออยู่ ถูกนำไปทำฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันในถังปฏิกรณ์ REACTOR 2 ซึ่งเป็นถังปฏิกรณ์แบบ RStoic กำหนดค่าการเปลี่ยนแต่ละปฏิกิริยาคือ ไตรกลีเซอไรด์เป็นไดกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์เป็นโมโน-กลีเซอไรด์ และ โมโนกลีเซอไรด์เป็นเอสเตอร์ มีค่าเท่ากัน เท่ากับ 0.98 โดยปฏิกิริยาเกิดขึ้นเป็นแบบอนุกรม ความดันภายในถังปฏิกรณ์เท่ากับ 1 บรรยากาศ สารที่ป้อนเข้า REACTOR2 นี้ประกอบด้วย โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์จากกระแส FRH-KOH และเมทานอลจากกระแส FRH-MET2 ซึ่งเป็นเมทานอลใหม่และกระแส MET-PHE4 ซึ่งเป็นเมทานอลที่ได้จากการนำกลับมาใช้ใหม่ ผลิตภัณฑ์ที่ออกจาก REACTOR2 คือ กระแส PRO4

3.3.6. การแยกกลีเซอรอล

กระแส PRO4 ถูกนำไปแยกกลีเซอรอลลออกจากวัฏภาคเมทิลเอสเตอร์ที่หน่วย DECANT 2 โดยกำหนดให้ประสิทธิภาพในการแยกกลีเซอรอลออกจากวัฏภาคเมทิลเอสเตอร์เป็น 99% กระแสที่ออกทางด้านล่างของหน่วยนี้คือกระแส GLROL-PH ซึ่งมีความหนาแน่นสูงกว่าโดยกลีเซอรอลเป็นองค์ประกอบหลัก ส่วนไบโอดีเซลที่ได้ออกไปทางด้านบนคือกระแส FAME-PH3 ในกระแสนี้ยังคงมีเมทานอลที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาอยู่

3.3.7 การกลั่นแยกเมทานอล ครั้งที่ 2

กระแส FAME-PH3 ถูกนำไปทำการกลั่นแยกเมทานอลกลับในหน่วย SEP2 ซึ่งเป็นหอกลั่นแบบ RadFrac ที่เป็นสุญญากาศ โดยความดันในหอกลั่นเป็น 0.1 บรรยากาศ เพื่อให้อุณหภูมิที่ใช้ไม่สูงจนเกินไปป้องกันไม่ให้ไบโอดีเซลที่ได้มีสีคล้ำ เมทานอลที่กลั่นได้จะถูกนำกลับไปใช้ใหม่อีกครั้ง MET-PHE3 ส่วนไบโอดีเซลที่ได้ FAME-PH4 จะถูกนำไปล้างต่อไป

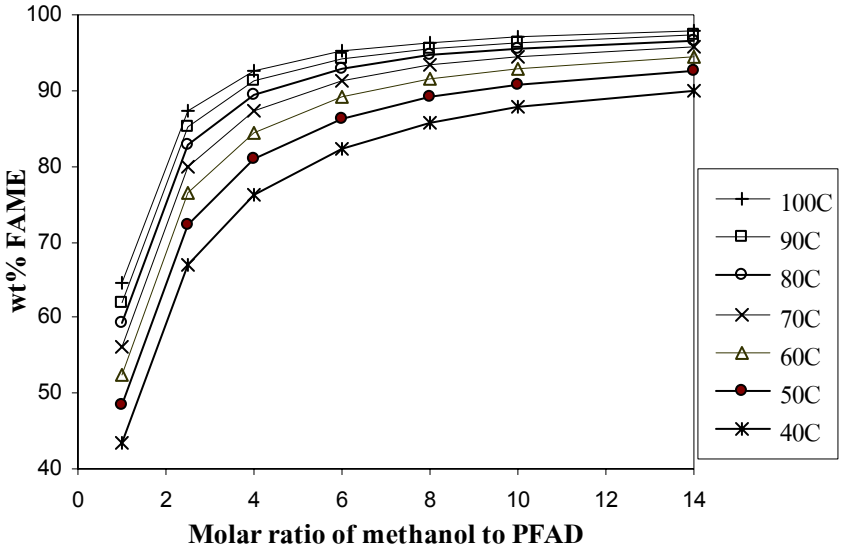
3.3.8 การแยกสิ่งปนเปื้อนออก

ไบโอดีเซลที่กระแส FAME-PH4 ถูกนำไปล้างด้วยน้ำอุ่นที่หน่วย WASHING เพื่อล้างเอาสิ่งปนเปื้อนอื่นๆ ออก ด้วยน้ำอุ่น 50 องศาเซลเซียส ปริมาตรเท่ากับปริมาตรของกระแส FAME-PH4 จากนั้นจึงนำไปเข้าหอดูดซับน้ำด้วยเกลือ SALT-ABS จึงได้ผลิตภัณฑ์สุดท้ายคือกระแส PRO8

3.4 ผลการจำลองกระบวนการ

3.4.1 ผลของอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อส่วนกลั่นกรด

ปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันถูกจำลองขึ้นเมื่อใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 120 นาที ด้วยการทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิต่างๆกันตั้งแต่ 40-100 องศาเซลเซียส ผลของอัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทานอลต่อส่วนกลั่นแสดงได้ดังภาพประกอบที่ 3.11



ภาพประกอบที่ 3.11 แสดงผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่อุณหภูมิต่าง ๆ

จากภาพประกอบที่ 3.11 พบว่าสามารถแบ่งช่วงของผลการจำลองได้เป็นสองช่วง คือ ช่วงที่ 1 ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ในช่วง 1:1-4:1 ในช่วงนี้อัตราการเปลี่ยนแปลงของร้อยละ FAME ที่ได้ต่ออัตราส่วนระหว่างโมลของเมทานอลต่อ PFAD ค่อนข้างสูง สังเกตได้จากการเพิ่มขึ้นของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เพียงเล็กน้อยกลับส่งผลให้

ปริมาณเอสเตอร์เพิ่มขึ้นเป็นอย่างมาก ทั้งนี้เนื่องมาจากที่ปริมาณเมทานอลน้อย ๆ โอกาสที่โมเลกุลของเมทานอลจะเข้าชนเพื่อทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระมีน้อย แต่เมื่อเพิ่มปริมาณเมทานอลเพียงเล็กน้อยก็ทำให้ความน่าจะเป็นที่โมเลกุลของเมทานอลจะเข้าชนเพื่อทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระเพิ่มมากขึ้นเป็นอย่างมาก ส่วนช่วงที่ 2 คือ ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD อยู่ในช่วง 4:1-14:1 ปริมาณเอสเตอร์ค่อนข้างสูงโดยปริมาณเอสเตอร์จะเพิ่มขึ้นไม่มากนักเมื่อเพิ่มอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เนื่องจากการเพิ่มปริมาณเมทานอลทำให้โอกาสที่โมเลกุลเมทานอลจะเข้าทำปฏิกิริยากับกรดไขมันอิสระเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น อย่างไรก็ตาม การใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่มากกว่า 8:1 อาจไม่เหมาะสมนักเนื่องจากการใช้ปริมาณเมทานอลที่มากเกินไปจะทำให้ต้องใช้พลังงานมากในการแยกคืนเมทานอลกลับมาใช้ใหม่ และยิ่งใช้ปริมาณเมทานอลมากขึ้นเท่าใด ค่าใช้จ่ายด้านพลังงานก็จะยิ่งเพิ่มมากขึ้น โดยที่ไม่ได้ส่งผลต่อปริมาณเอสเตอร์ที่ผลิตได้มากนักจึงอาจทำให้ไม่คุ้มค่าต่อค่าใช้จ่ายที่ต้องเสียไป ในทางกลับกันหากใช้อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ต่ำกว่า 4:1 เอสเตอร์ที่ผลิตได้จะมีปริมาณต่ำจนเกินไป ซึ่งหมายถึงปริมาณกรดไขมันอิสระที่ทำปฏิกิริยาเป็นเอสเตอร์มีน้อย ส่งผลให้ยังคงมีกรดไขมันอิสระหลงเหลือในกระแสผลิตภัณฑ์เป็นจำนวนมากทำให้ไม่สามารถนำไปทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันต่อได้เนื่องจากกรดไขมันอิสระที่มีปริมาณมากจะส่งผลเสียต่อปฏิกิริยา ทำให้ต้องมีหน่วยกระบวนการสำหรับกำจัดหรือลดกรดไขมันอิสระ อันจะทำให้เป็นการสิ้นเปลืองค่าใช้จ่ายในการดำเนินการและทำให้กระบวนการผลิตมีความซับซ้อนมากยิ่งขึ้น ดังนั้นช่วงอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่เหมาะสมสำหรับทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันคือ 4:1-8:1

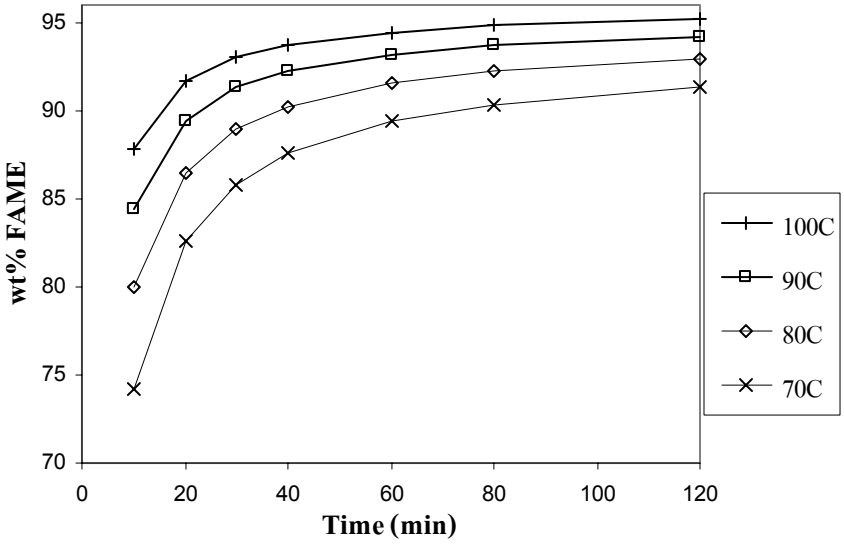
3.4.2 ผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา

ปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันถูกจำลองขึ้นเมื่อใช้เวลาในการทำปฏิกิริยา 120 นาที ผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาดังที่ได้แสดงข้างต้นในภาพประกอบที่ 3.11 จากผลการจำลองกระบวนการพบว่าเมื่ออุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาเพิ่มขึ้นปริมาณเอสเตอร์ที่ได้จะเพิ่มขึ้นเนื่องจากปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันแบบไปข้างหน้าเป็นปฏิกิริยาแบบดูดความร้อน โดยเมื่อใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต่ำ เช่นที่ 40 องศาเซลเซียส มีอิทธิพลต่อปฏิกิริยามากกว่าที่อุณหภูมิสูง ทั้งนี้อาจเนื่องมาจาก ที่อุณหภูมิต่ำโมเลกุลของสารได้รับพลังงานต่ำและไม่มากพอที่จะทำให้เกิดการเคลื่อนที่มาชนกันอย่างทั่วถึง เมื่อเพิ่มอุณหภูมิขึ้นเพียงเล็กน้อย โมเลกุลของสารมีการเคลื่อนที่มาชนกันมากขึ้น ทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้ดีขึ้นอย่างชัดเจน แต่เมื่อเพิ่มอุณหภูมิสูงขึ้นไปเรื่อยๆ จนถึงอุณหภูมิหนึ่ง พบว่าอุณหภูมิกลับมีผลต่อปฏิกิริยาน้อยลง เนื่องจากที่อุณหภูมิสูงกว่าอุณหภูมิค่า

ดังกล่าว โมเลกุลของสารสามารถเคลื่อนที่ไปชนกันได้อย่างรวดเร็วอยู่แล้ว ถึงแม้ว่าจะทำการเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นแต่โอกาสที่สารจะเคลื่อนที่ไปทำปฏิกิริยากันจะเพิ่มขึ้นไม่มากนักส่งผลให้ปฏิกิริยาเกิดได้ดีขึ้นเพียงเล็กน้อยเท่านั้น ด้วยเหตุนี้จึงทำให้อัตราการเพิ่มขึ้นของปริมาณเอสเตอร์ลดลงเมื่อใช้อุณหภูมิสูงขึ้น เมื่อพิจารณาผลของอุณหภูมิในช่วงอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFADเป็น 4:1-8:1 จะพบว่าหากใช้อุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาต่ำกว่า 70 องศา-เซลเซียส อาจทำให้ได้ปริมาณเอสเตอร์น้อยจนเกินไป ดังนั้นช่วงของอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันควรอยู่ในช่วง 70-100 องศาเซลเซียส

3.4.3 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยา

การจำลองกระบวนการถูกทำในช่วงอุณหภูมิ 70-100 องศาเซลเซียสเนื่องจากเป็นช่วงอุณหภูมิที่เหมาะสมดังที่ได้กล่าวไว้แล้วข้างต้น อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD เป็น 6:1 ซึ่งเป็นค่ากลางระหว่าง 4:1 และ 8:1 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาแสดงได้ดังภาพประกอบที่ 3.12



ภาพประกอบที่ 3.12 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยา

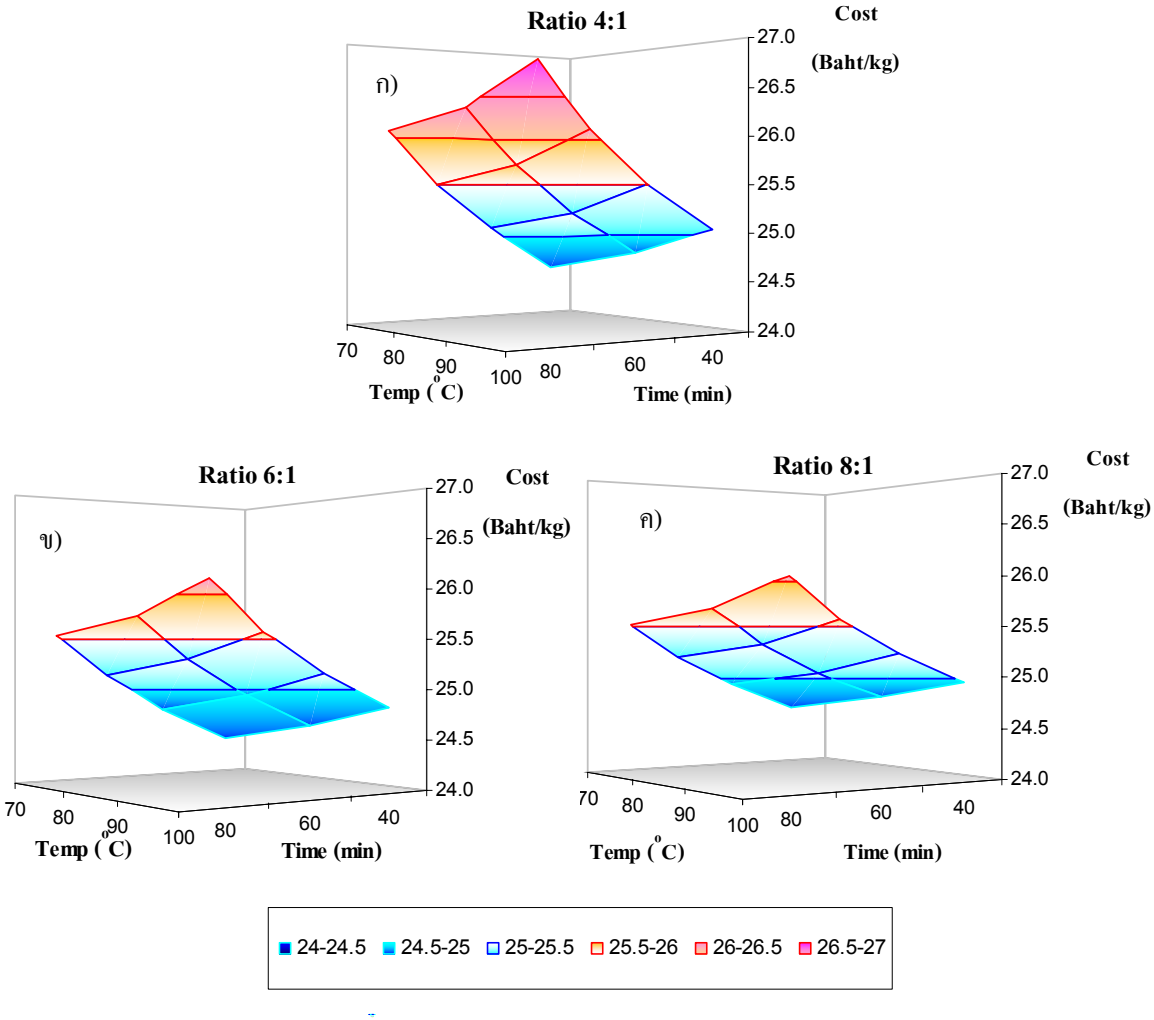
จากภาพประกอบที่ 3.12 พบว่าปฏิกิริยาดำเนินไปอย่างรวดเร็วในระยะเวลาอันสั้นโดยผลิตภัณฑ์มีปริมาณเอสเตอร์มากว่า 75% ภายในระยะเวลาเพียงแค่ 10 นาที หลังจากนั้นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะช้าลง ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากเมื่อใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาสั้นๆ ทำให้โอกาสที่

โมเลกุลของสารจะเข้าทำปฏิกิริยากันมีน้อย เมื่อใช้เวลานานขึ้นโอกาสที่โมเลกุลของสารจะเข้าทำปฏิกิริยากันมีมากขึ้นทำให้ได้ปริมาณเอสเตอร์มากขึ้น แต่เมื่อใช้เวลาในการทำปฏิกิริยามากเกินระดับหนึ่ง (80 นาที) โอกาสที่สารจะเข้าทำปฏิกิริยาจะลดลง เนื่องจากสารส่วนใหญ่ได้ทำปฏิกิริยาไปแล้ว เหลือเพียงส่วนน้อยเท่านั้นที่ยังไม่ได้เข้าทำปฏิกิริยา ทำให้โมเลกุลของสารที่ยังไม่ได้ทำปฏิกิริยามีโอกาสเคลื่อนที่ชนกันน้อยลง แม้ว่าจะใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยามากถึง 120 นาที ดูเหมือนว่าปฏิกิริยายังไม่เข้าสู่สมดุลอย่างสมบูรณ์ แต่ปริมาณเอสเตอร์ที่ได้เพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเมื่อใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยามากกว่า 80 นาที ดังนั้นควรใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาไม่เกิน 80 นาที แต่ก็ไม่ควรน้อยกว่า 40 นาทีเนื่องจากเอสเตอร์ที่ได้เมื่อใช้เวลาน้อยกว่า 40 นาที มีปริมาณน้อยจนเกินไป

อย่างไรก็ตามเมื่อพิจารณาที่สภาวะใกล้เคียงกันพบว่า เอสเตอร์ที่ผลิตได้จากการจำลองกระบวนการมีปริมาณน้อยกว่าผลการทดลองของ Chongkhong et al. (2007) ทั้งนี้อาจเนื่องมาจากในถังปฏิกรณ์ไม่ได้เกิดปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันเพียงปฏิกิริยาเดียว แต่มีปฏิกิริยาข้างเคียง คือ ปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันขึ้นด้วย ส่งผลให้การจำลองกระบวนการแตกต่างออกไปจากผลการทดลอง

3.4.4 สภาวะที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน

ผลของอุณหภูมิในช่วง 70-100 องศาเซลเซียส เวลา 40-80 นาที ที่มีต่อต้นทุนการผลิตต่อ 1 กิโลกรัมเอสเตอร์เมื่อใช้ อัตราส่วนระหว่างเมทานอลต่อ PFAD 4:1 6:1 และ 8:1 แสดงดังภาพประกอบที่ 3.13 ก) 3.13 ข) และ 3.13 ค) ตามลำดับ



ภาพประกอบที่ 3.13 ผลของตัวแปรต่างๆ ต่อต้นทุนในการผลิตที่อัตราส่วนเชิงโมลระหว่างเมทา-นอลต่อ PFAD ก 4:1 ข 6:1 และ ค 8:1

จากภาพประกอบที่ 3.13 เมื่อเปรียบเทียบต้นทุนที่แต่ละอัตราส่วนระหว่างเมทานอลต่อ PFAD พบว่า อัตราส่วนที่ทำให้ต้นทุนในการผลิตต่ำที่สุดคือ 6:1 และสภาวะที่ทำให้ต้นทุนการผลิตต่ำที่สุด คือ อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส และเวลา 80 นาที โดยมีต้นทุนอยู่ที่ 24.66 บาท/กิโลกรัมไบโอดีเซล* งานวิจัยนี้อาจให้ผลที่คลาดเคลื่อนจากความเป็นจริงได้ เนื่องจาก

1) สมมติฐานที่ว่าในถังปฏิกรณ์ที่ 1 ไม่เกิดปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชัน ทำให้ปริมาณเมทานอลที่เหมาะสมต่ำลง (ในความเป็นจริง คือ ปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเคชันสามารถเกิดขึ้นได้ในขั้นตอนนี้)

2) ในงานวิจัยนี้มีการสูญเสียเมทิลเอสเตอร์และเมทานอลในกระบวนการน้อยมาก ซึ่งในการทำการทดลองจริงย่อมมีการสูญเสียมากกว่า

3) ประสิทธิภาพของอุปกรณ์ต่างๆ ในการจำลองกระบวนการมีประสิทธิภาพ 100% ซึ่งในการทดลองจริงไม่เป็นเช่นนั้น

(*หมายเหตุ ต้นทุนดังกล่าวเป็นต้นทุนรวมทั้งวัตถุดิบ พลังงาน และอุปกรณ์หลัก 4 หน่วยเท่านั้น ไม่รวมค่าใช้จ่ายอื่น เช่น ค่าแรงงาน เป็นต้น)

3.5 ผลการออกแบบอุปกรณ์

หลังจากทำการศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินการผลิต ทำให้ทราบข้อมูลที่จำเป็นต่อการออกแบบ โดยอุปกรณ์แต่ละชนิดมีรายละเอียดดังตารางที่ 3.5

ตารางที่ 3.5 รายละเอียดอุปกรณ์

อุปกรณ์	ขนาด	วัสดุ	ความดันในการออกแบบ (บาร์)	อุณหภูมิในการออกแบบ (องศาเซลเซียส)	ชนิด (จำนวนถาด)
ถังปฏิกรณ์ที่ 1	10.46*	สแตนเลสสตีล 316	4.5	130	-
ถังปฏิกรณ์ที่ 2	4.00*	สแตนเลสสตีล 316	1	90	-
หอกลั่นที่ 1	0.87**	สแตนเลสสตีล 316	1	300	Sieve tray (8)
หอกลั่นที่ 1	0.32**	สแตนเลสสตีล 316	0.1	100	Sieve tray (8)

หมายเหตุ * หน่วยของปริมาตร (ลูกบาศก์เมตร)

** หน่วยของเส้นผ่าศูนย์กลาง (เมตร)

3.6 ผลการประเมินต้นทุนการผลิต

จากการศึกษาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิต ทำให้สามารถประเมินต้นทุนในการผลิตไบโอดีเซลจาก PFAD ที่กำลังการผลิต PFAD ป้อนเข้า 100,000 ลิตร/วัน (ปริมาตรที่อุณหภูมิห้อง 25 องศาเซลเซียส) โดยสามารถผลิตไบโอดีเซลได้ 84,084 กิโลกรัม และมีองค์ประกอบของเมทิลเอสเตอร์ 99.7 % โดยน้ำหนัก ต้นทุนในการผลิตแสดงในตารางที่ 3.6

ตารางที่ 3.6 ค่าใช้จ่ายในการผลิตไบโอดีเซล

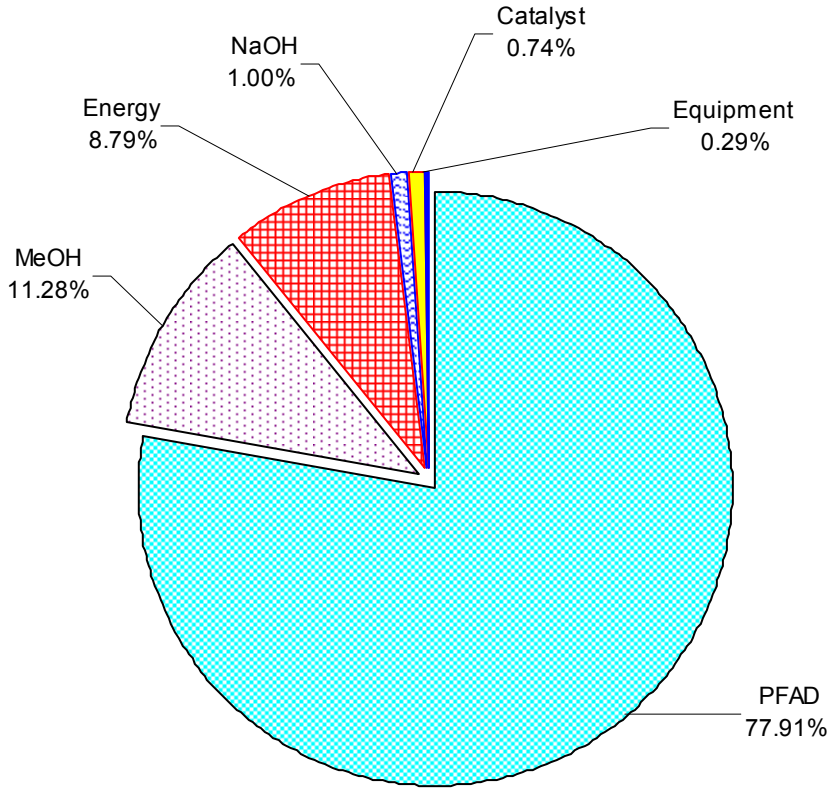
		ค่าใช้จ่าย (บาท)
วัตถุดิบ*	PFAD	1,607,651.53
	เมทานอล	232,668.82
	โปตัสเซียมไฮดรอกไซด์	2,480.69
	กรดซัลฟิวริก	23,032.37
	โซเดียมไฮดรอกไซด์	20,607.74
พลังงานที่ให้แก่*	ถังปฏิกรณ์ที่ 1	29,643.27
	ถังปฏิกรณ์ที่ 2	3,485.45
	หอกลั่นที่ 1	106,857.08
	หอกลั่นที่ 2	26,279.24
	Preheater	4,841.42
	สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์	849.27
	น้ำล้าง	9,495.00
อุปกรณ์**	ถังปฏิกรณ์ที่ 1	5,115,783
	ถังปฏิกรณ์ที่ 2	1,751,116
	หอกลั่นที่ 1	1,219,844
	หอกลั่นที่ 2	1,031,233

หมายเหตุ เมื่อใช้สภาวะของถังปฏิกรณ์ 1 คือ 100 องศาเซลเซียส 80 นาที สัดส่วนเมทานอลต่อ PFAD 6:1

* ค่าใช้จ่ายต่อวัน

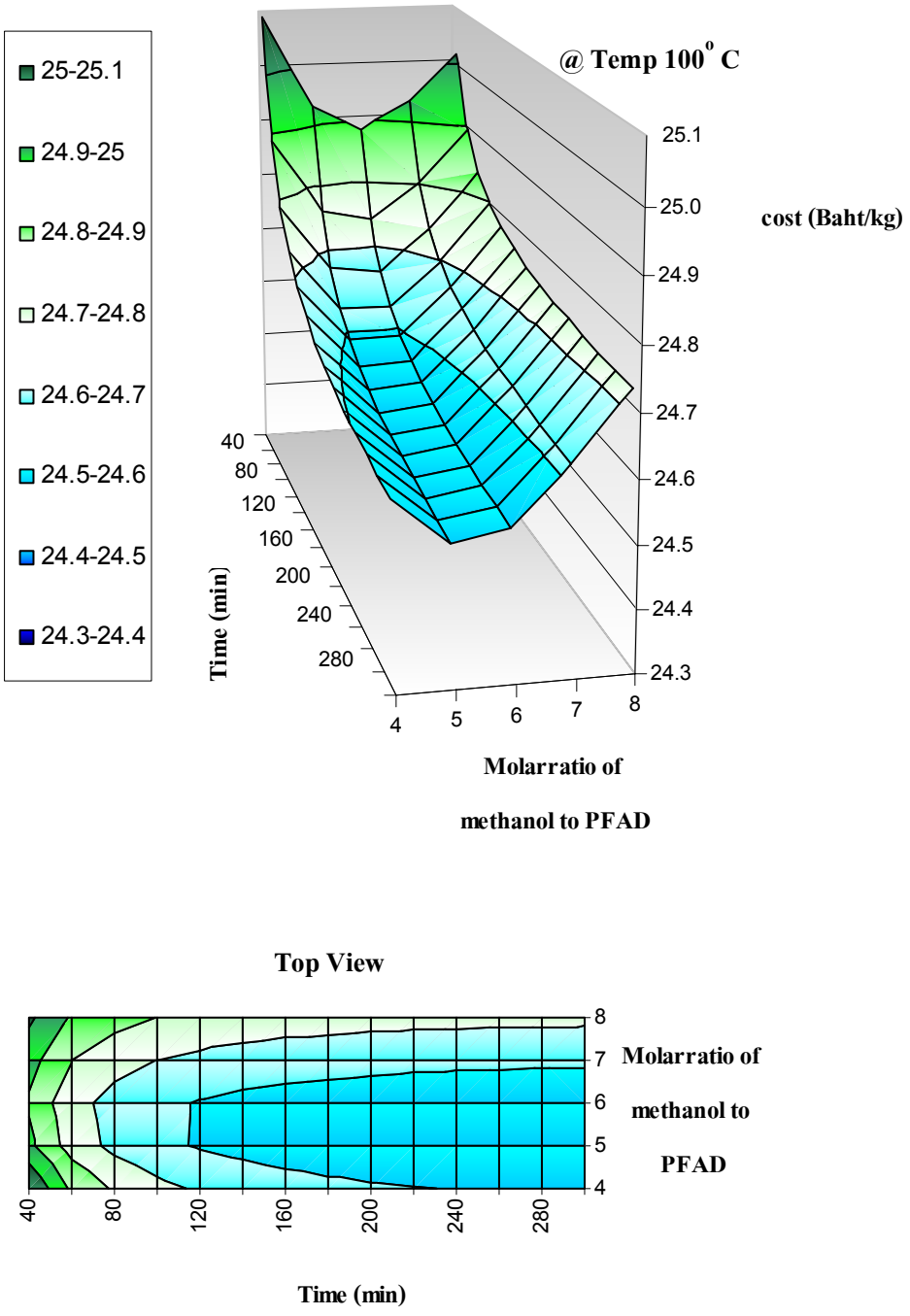
** ราคาในการสร้างอุปกรณ์ซึ่งมีอายุการใช้งานนาน 11 ปี

จากตารางที่ 3.6 สามารถคิดเป็นสัดส่วนต้นทุนได้ดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.14



ภาพประกอบที่ 3.14 แสดงสัดส่วนของต้นทุนการผลิตต่อกิโลกรัมไบโอดีเซล

จากภาพประกอบที่ 3.14 แสดงให้เห็นว่าต้นทุนด้านวัตถุดิบเป็นต้นทุนหลักของการผลิตไบโอดีเซล โดยเป็นค่า PFAD 77.91% เมทานอล 11.28% และสารอื่นๆ อีก 1.74 % เมื่อรวมต้นทุนด้านวัตถุดิบจะพบว่าคิดเป็น 90.93% ของต้นทุนทั้งหมด ใช้ต้นทุนด้านพลังงาน 8.79% ของต้นทุนทั้งหมด นี่เป็นสิ่งที่จะช่วยยืนยันได้ว่าการลดต้นทุนด้านวัตถุดิบจะช่วยลดต้นทุนโดยรวมของการผลิตไบโอดีเซลได้ โดยจากการศึกษาที่ผ่านมาทำให้ทราบว่ายิ่งใช้เวลานานขึ้นจะยิ่งทำให้ต้นทุนในการผลิตต่ำลง ผู้วิจัยจึงได้ทดลองขยายขอบเขตของระยะเวลาในการทำปฏิกิริยาออกไป รวมถึงปรับอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ให้ละเอียดขึ้น โดยศึกษาที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส พบว่าได้ผลดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.15

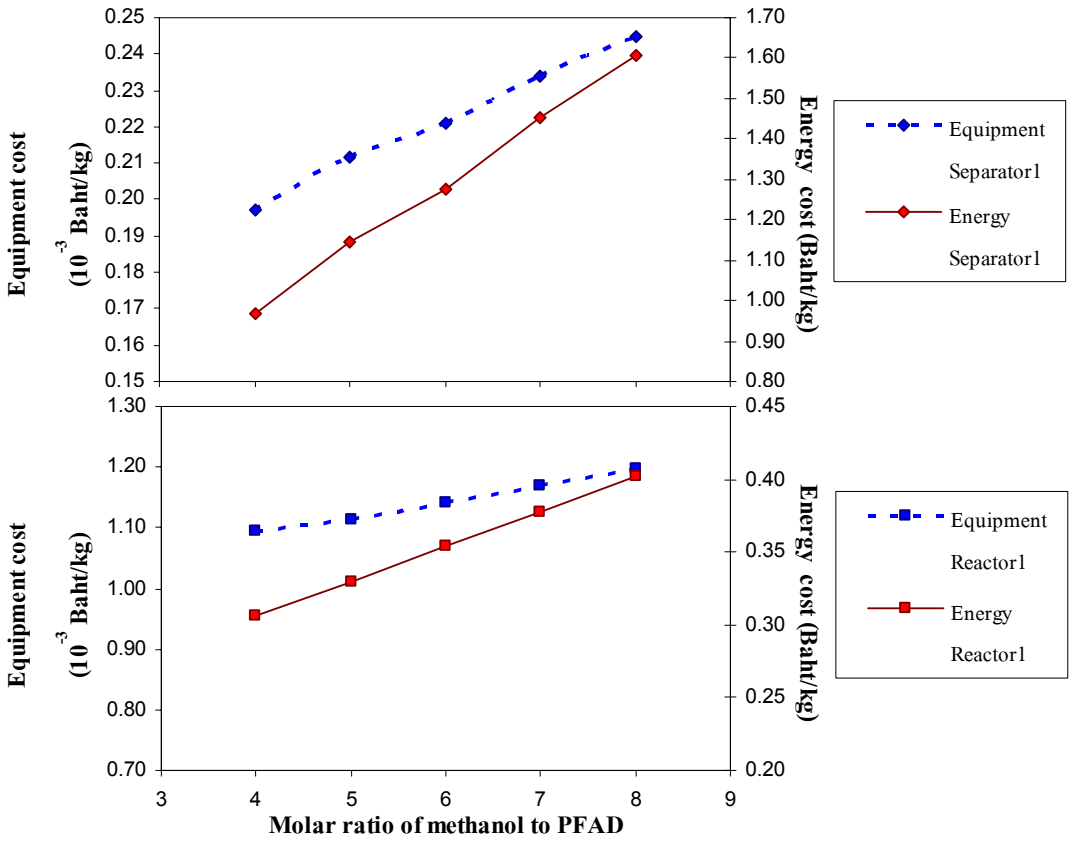


ภาพประกอบที่ 3.15 แสดงต้นทุนการผลิตที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส

จากภาพประกอบที่ 3.15 พบว่าเมื่อใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยานานขึ้นจะช่วยลดปริมาณเมทานอลที่ต้องใช้ลงได้ โดยจะเห็นได้ว่าที่เวลา 40 อัตราส่วนเมทานอลที่ให้ต้นทุนต่ำ

ที่สุดคือ 6:1 แต่เมื่อระยะเวลาผ่านไปมากกว่า 130 นาทีจะพบว่าการลดปริมาณเมทานอลลงจะช่วยลดต้นทุนการผลิตลงได้ จนเมื่อเวลาในการทำปฏิกิริยาเป็น 300 นาที การใช้อัตราส่วนเมทานอล 5:1 ทำให้ต้นทุนการผลิตต่ำกว่าเมื่อใช้เมทานอลที่อัตราส่วน 6:1 อย่างเห็นได้ชัด

เมื่อพิจารณาเปรียบเทียบกันในกลุ่มปัจจัยที่ทำการศึกษา คือ อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา และ เวลาในการทำปฏิกิริยาจะพบว่า ตัวแปรที่สำคัญที่สุด คือ อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.16

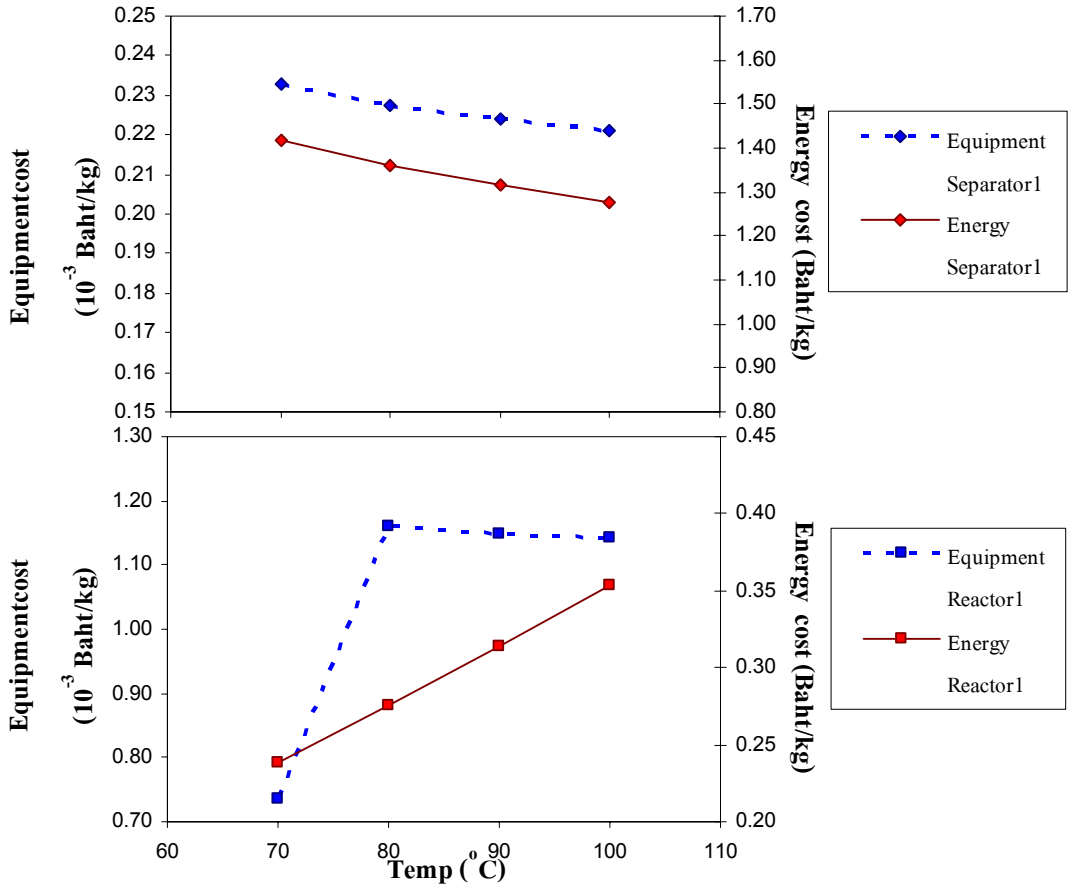


ภาพประกอบที่ 3.16 ผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่มีต่อต้นทุน

จากภาพประกอบที่ 3.16 เป็นผลของอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่มีต่อต้นทุนที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส เวลาในการทำปฏิกิริยา 80 นาที พบว่าอัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD ที่เพิ่มขึ้นมีผลให้ต้องใช้พลังงานในการให้ความร้อนแก่ถังปฏิกรณ์เพิ่มขึ้นและใช้พลังงานในการกลั่นแยกเพิ่มขึ้นอย่างมาก อีกทั้งยังส่งผลให้ราคาถังปฏิกรณ์และหอกลั่นเพิ่มขึ้นอีกด้วยเนื่องจากปริมาณเมทานอลที่เพิ่มขึ้นส่งผลให้ปริมาณสารในถังปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น

ถังปฏิกรณ์ที่ใช้จึงต้องมีขนาดใหญ่ขึ้น และปริมาณเมทานอลที่แยกชั้นออกจากวัฏภาคไบโอดีเซลมีมากขึ้นทำให้ต้องใช้หอกลั่นที่มีขนาดใหญ่ขึ้นตามไปด้วย

ตัวแปรที่สำคัญรองลงมาคืออุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา เนื่องจากมีผลอย่างมากต่อค่าใช่จ่ายในการให้ความร้อนแก่ถังปฏิกรณ์แต่มีผลต่อต้นทุนส่วนอื่นไม่มากนัก ดังแสดงในภาพประกอบที่ 3.17

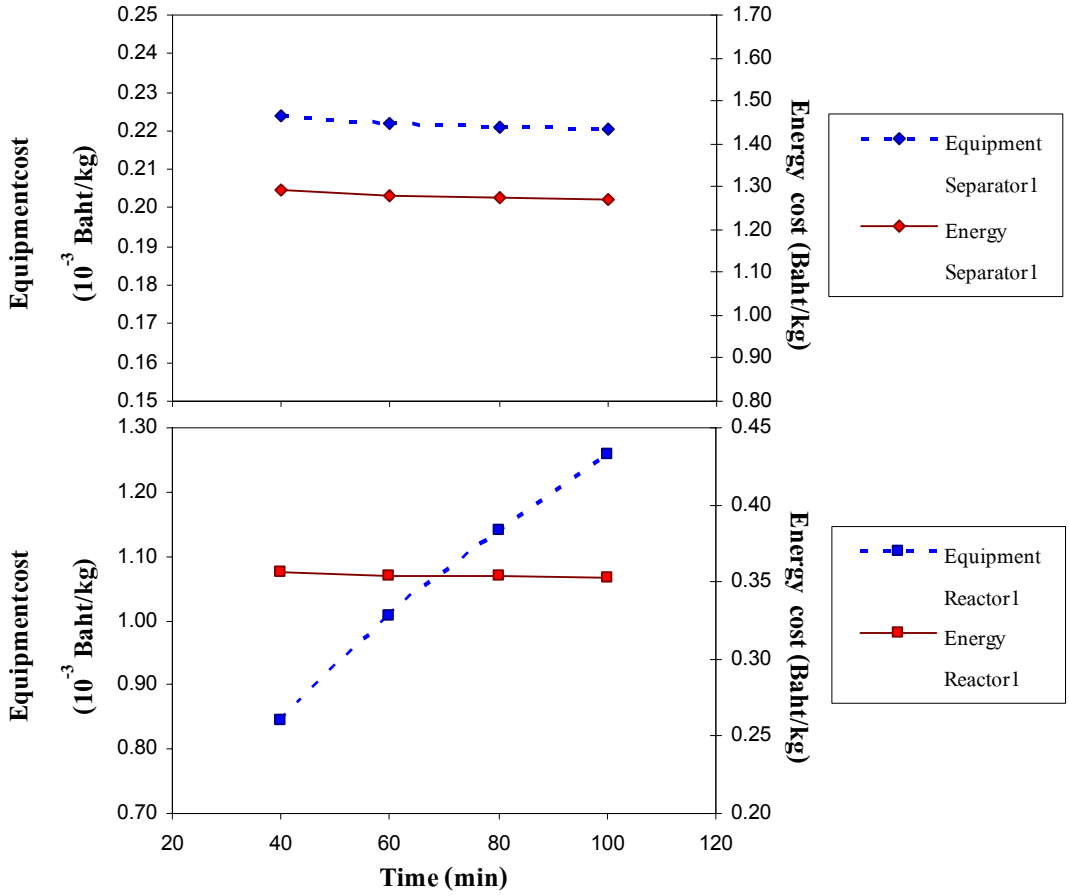


ภาพประกอบที่ 3.17 ผลของอุณหภูมิที่มีต่อต้นทุน

จากภาพประกอบที่ 3.17 เป็นผลของอุณหภูมิที่มีต่อต้นทุน ที่อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 6:1 เวลาในการทำปฏิกิริยา 80 นาที พบว่าอุณหภูมิที่ใช้ทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันมีผลต่อพลังงานสำหรับให้ความร้อนแก่ถังปฏิกรณ์เป็นอย่างมาก สำหรับที่อุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียส จะเห็นได้ว่าราคาถังปฏิกรณ์ต่ำกว่าที่อุณหภูมิอื่นมาก ทั้งนี้เนื่องจากอุณหภูมิในการออกแบบซึ่งมีค่าเท่ากับอุณหภูมิสูงสุดที่ใช้บวกเพิ่มไปอีก 30 องศาเซลเซียส (สุธรรม, 2550) ทำให้ที่อุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียส มีอุณหภูมิในการออกแบบเท่ากับ 100 องศาเซลเซียส ซึ่งใช้ค่า f_T

เท่ากับ 1 ส่วนที่อุณหภูมิสูงกว่านั้นจะใช้ค่า f_T เท่ากับ 1.6 จึงทำให้มีราคาสูงกว่า สำหรับส่วนของหอกลั่นนั้นเนื่องจากการใช้อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาที่สูงขึ้นทำให้เกิดเอสเตอร์มากขึ้น ส่งผลให้มีการใช้ เมทานอลไปมากขึ้นเช่นกัน เมทานอลส่วนที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาจึงน้อยลง พลังงานที่ใช้ในการกลั่นแยกเมทานอลจึงน้อยลงและหอกลั่นมีขนาดเล็กลง

สำหรับผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อต้นทุนการผลิตนั้นแสดงได้ดังภาพประกอบที่ 3.18



ภาพประกอบที่ 3.18 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อต้นทุน

จากภาพประกอบที่ 3.18 เป็นผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาที่มีต่อต้นทุนที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อ PFAD 6:1 พบว่าเวลาในการทำปฏิกิริยาส่งผลอย่างมากต่อราคาถังปฏิกรณ์ เนื่องจากหากใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานานขึ้นจะส่งผลให้ต้องใช้ถังปฏิกรณ์ที่มีขนาดใหญ่ขึ้น แต่กลับทำให้พลังงานที่ใช้ต่อกิโลกรัมไบโอดีเซลลดลง

เล็กน้อยเนื่องจากเมื่อใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานานขึ้น ทำให้เกิดปฏิกิริยาได้เอสเตอร์เป็นผลิตภัณฑ์มากขึ้นด้วย ส่วนค่าใช้จ่ายด้านพลังงานในการให้ความร้อนแก่หอกลั่น และราคาหอกลั่นนั้น พบว่าเมื่อใช้เวลาในการทำปฏิกิริยานานขึ้นทำให้ได้เอสเตอร์ปริมาณมากขึ้น ปริมาณเมทานอลที่เหลือจากการทำปฏิกิริยามีปริมาณน้อยลงทำให้ใช้พลังงานในการกลั่นแยกเมทานอลน้อยลงและขนาดของหอกลั่นเล็กลงเล็กน้อย

บทที่ 4

สรุปผลการทดลอง

4.1 ข้อสรุปผลการวิจัย

จากการศึกษาเรื่องการใช้แบบจำลองเพื่อการออกแบบและประเมินต้นทุนโรงงานผลิตไบโอดีเซลแบบต่อเนื่องจากPFADสามารถสรุปผลการวิจัยได้ดังนี้

4.1.1 การทดลองหาอัตราการตกจม

การทดลองหาอัตราเร็วในการแยกชั้นและของหน่วยแยกวัฏภาคเมทานอล-น้ำที่เหมาะสมมีขึ้นโดยตั้งสมมติฐานว่าสัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางที่เหมาะสมอยู่ในช่วงเดียวกันคือ 5-10 โดยที่สัดส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลางที่เหมาะสม คือ 10 เนื่องจากให้อัตราเร็วในการแยกชั้นเร็วที่สุด โดยมีอัตราเร็ว 3.24 เซนติเมตร/นาที

4.1.2 การปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์

จากการปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์พบว่า ความเข้มข้นของเมทานอลมีผลต่อปฏิกิริยาอย่างมีนัยสำคัญ ไม่อาจตั้งสมมติฐานว่าสามารถละทิ้งได้ โดยอันดับของปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องกับเมทานอลที่เหมาะสมคือ 1.114 แฟคเตอร์ความถี่และค่าพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันแบบไปข้างหน้ามีค่า 777.79 และ 40,564.79 จูล/โมล ตามลำดับ ส่วนแฟค-เตอร์ความถี่และค่าพลังงานก่อกัมมันต์ของปฏิกิริยาย้อนกลับ มีค่า 0.3706 และ 20,913.7 จูล/โมล ตามลำดับ

4.1.3 การออกแบบและจำลองกระบวนการ

การจำลองกระบวนการใช้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ที่ผ่านการปรับแก้แล้ว พบว่าสภาวะที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชัน คือ ใช้ระยะเวลาในการทำปฏิกิริยา 80 นาที ที่อุณหภูมิ 100 องศาเซลเซียส อัตราส่วนเชิงโมลของเมทานอลต่อPFAD 6:1 มีต้นทุนในการผลิตต่อหน่วยกิโลกรัมไบโอดีเซล 24.66 บาท

4.1.4 การประเมินต้นทุน

จากผลการประเมินต้นทุนพบว่า ค่าPFADซึ่งใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตเป็นต้นทุนหลักของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยคิดเป็น 77.91% ของต้นทุนทั้งหมด โดยมีต้นทุนค่าเมทา-นอล 11.28% ต้นทุนพลังงาน 8.79% ซึ่งเป็นต้นทุนพลังงานที่ใช้ในการกลั่นแยกเมทานอลเป็นหลัก ต้นทุนที่เหลือเป็นค่าตัวเร่งปฏิกิริยาและค่าหน่วยซึ่งมีสัดส่วนน้อย ดังนั้นการลดต้นทุนในการผลิตไบโอดีเซลด้วยการลดราคาวัตถุดิบ หรือการเลือกใช้ PFAD จึงเป็นวิธีการที่เหมาะสมเป็นอย่างยิ่ง

4.2 ข้อเสนอแนะ

(1) ควรมีการปรับค่าทางจลนพลศาสตร์ที่ควบรวมปฏิกิริยาทรานส์เอสเตอริฟิเค-ชันเข้ากับปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันในส่วนของถังปฏิกรณ์ที่ 1 เนื่องจากจะทำให้ได้ผลการจำลองที่เสมือนจริงมากยิ่งขึ้น

(2) การเพิ่มหน่วยแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสออกจากถังปฏิกรณ์กับกระแสก่อนเข้าหอกลั่นอาจช่วยลดต้นทุนด้านพลังงานลงได้

(3) อุณหภูมิที่เหมาะสมในการทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันในงานวิจัยนี้คือ 100 องศาเซลเซียส แต่เนื่องจากการควบคุมอุณหภูมิของระบบที่มีขนาดใหญ่อาจทำให้ยาก เพื่อความสะดวกในการควบคุมอุณหภูมิไม่ให้สูงกว่า 100 องศาเซลเซียส เพื่อป้องกันไม่ให้ไบโอดีเซลที่ผลิตได้มีสีคล้ำ จึงอาจต้องลดค่าอุณหภูมิในถังปฏิกรณ์สำหรับทำปฏิกิริยาเอสเตอริฟิเคชันให้ต่ำกว่า 100 องศาเซลเซียส

(4) ในการดำเนินการจริงในระดับอุตสาหกรรมจะต้องมีการหาข้อมูลเพิ่มเติม เนื่องจากสภาวะที่เหมาะสมที่กล่าวมานั้นเป็นเพียงสภาวะที่ทำให้ต้นทุนการผลิตที่ต่ำที่สุดในช่วงสภาวะที่คาดว่ามีความเหมาะสม อาจไม่ใช่สภาวะที่ให้ผลกำไรสูงที่สุด ซึ่งหากจะดำเนินการผลิตจริงต้องอาจคำนึงถึงผลกำไรเป็นหลัก และจำเป็นจะต้องมีการพิจารณาต้นทุนด้านอื่น ๆ เพิ่มเติม เช่น ค่าใช้จ่ายด้านแรงงาน การบำรุงรักษา รวมทั้ง ราคาต้นทุนของวัตถุดิบที่มีการเปลี่ยนแปลงอยู่ตลอดเวลามีผลต่อต้นทุนการดำเนินการ หากราคาของวัตถุดิบ หรือ ค่าใช้จ่ายด้านพลังงานเปลี่ยนไป สภาวะที่เหมาะสมสำหรับการดำเนินการผลิตอาจเปลี่ยนไปได้

เอกสารอ้างอิง

กล้าณรงค์ ศรีรอต.(2549). “น้ำมันปาล์ม: อนาคตของไบโอดีเซลในประเทศไทย” http://www.scisoc.or.th/stt/28/web/content/speaker/49_klanarong.htm Accessed Mar. 15, 2007

การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค. วิธีการคิดค่าไฟฟ้าแบบ TOU และ TOD http://www.pea.co.th/th/rates/rates_tou_tod_ft.htm Accessed Sep. 15, 2008.

ศูนย์พยากรณ์และสารสนเทศพลังงาน. (2551). “Energy statistics.” สำนักงานนโยบายและแผนพลังงานกระทรวงพลังงาน

สำนักงานการค้าภายในจังหวัดกระบี่. ราคาเฉลี่ยน้ำมันปาล์มดิบ พ.ศ. 2549. http://www.dit.go.th/krabi/contentdet.asp?deptid=54&id=5011 Accessed Mar.16, 2007.

สุธรรม สุขมณี. (2550). เอกสารประกอบคำบรรยาย วิชา 230-431 การออกแบบวิศวกรรมเคมี, ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาตร์ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

Berhad, K. L. K. "Oil palm product." http://www.klk.com.my/busi_plantation_p.htm Accessed Mar.15, 2007.

Berrios, M., Siles, J., Martín, M. A., and Martín, A. (2007). "A kinetic study of the esterification of free fatty acids (FFA) in sunflower oil." *Fuel*, 86(15), 2383-2388.

Canakci, M., and Gerpen, J. V. (2001). "Biodiesel production from oils and fats with high free fatty acids." *Transactions of the ASAE*, 44(6), 1429-1436.

Che, Y. B. M., Moh, M. H., and Voort, F. R. V. d. (1999). "Determination of free fatty acids in crude palm oil and refined-bleached-deodorized palm olein using Fourier transform infrared spectroscopy." *Journal of the American Oil Chemists' Society* 76, 485-490.

Chongkhong, S., Tongurai, C., and Chetpattananondh, P. (2008). "Continuous esterification for biodiesel production from palm fatty acid distillate using economical process " *Renewable Energy*, 34(5), 1059-1063.

Chongkhong, S., Tongurai, C., Chetpattananondh, P., and Bunyakan, C. (2007). "Biodiesel production by esterification of palm fatty acid distillate." *Biomass and Bioenergy*, 31(8), 563-568.

Cvengros, J., and Povazanec, F. (1996). "Production and treatment of rapeseed oil methyl esters as alternative fuels for diesel engines." *Bioresource Technology*, 55(2), 145-150.

Darnoko, D., and Cheryan, M. (2000). "Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor." *JAOCS*, 77, 1263-1267.

de Moura, J. M. L. N., GonÇalves, L. A. G., Petrus, J. C. C., and Viotto, L. A. (2005). "Degumming of vegetable oil by microporous membrane." *Journal of Food Engineering*, 70(4), 473-478.

Fogler, H. S. (1999). *Elements of chemical reaction engineering*, Prentice Hall PTR, New jersey.

Gerpen, J. V., Shanks, B., Pruszko, R., Clements, D., and Knothe, G. (2004). "Biodiesel production technology." *NREL/SR-510-36244*.

Haas, M. J., McAloon, A. J., Yee, W. C., and Foglia, T. A. (2006). "A process model to estimate biodiesel production costs." *Bioresource Technology*, 97(4), 671-678.

Hai, and TEOH, C. (2002). "The palm oil industry in malaysia: From seed to frying pan."

Iftikhar, A. (1984). *Significance of palm oil and palm stearin as fatty raw materials for soap*, Palm Oil Research Institute of Malaysia, Kuala Lumpur

IPCC. (2001). *Climate change: the scientific basis.*, Cambridge University Press, Cambridge, UK.

Leung, D. Y. C., and Guo, Y. (2006). "Transesterification of neat and used frying oil: Optimization for biodiesel production." *Fuel Processing Technology*, 87(10), 883-890.

Ma, F., and Hanna, M. A. (1999). "Biodiesel production: a review." *Bioresource Technology*, 70(1), 1-15.

Marshall, R. J., Lozowski, D., Ondrey, G., Torzewski, K., and Shelley, S. A. (2008). "Economic Indicators." Chemical Engineering, 68.

McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P. (1993). *Unit operation of chemical engineering*, McGraw-Hill, New York

Smith, R. (2005). *Chemical process design and integration*, John Wiley & Sons Ltd, Chichester, England.

Vicente, G., Martínez, M., and Aracil, J. (2006). "Optimisation of integrated biodiesel production. Part I. A study of the biodiesel purity and yield." *Bioresource Technology*, 98(9), 1724-1733.

Vieira, A. P. d. A., Silva, M. A. P. d., and Langone, M. A. P. (2006). "Biodiesel production via esterification reactions catalyzed by lipase " *Latin American Applied Research*, 36(4), 283-288.

Wang, Y., Liu, S. O. P., and Zhang, Z. (2006). "Preparation of biodiesel from waste cooking oil via two-step catalyzed process." *Energy Conversion and Management*, 48(1), 184-188.

Zhang, Y., Dubé, M. A., McLean, D. D., and Kates, M. (2003a). "Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment." *Bioresource Technology*, 89(1), 1-16.

Zhang, Y., Dubé, M. A., McLean, D. D., and Kates, M. (2003b). "Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis " *Bioresource Technology*, 90(3), 229-240.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

เครื่องมือ Solver ในโปรแกรม Excel

โปรแกรมที่ใช้ในการปรับค่าคงที่ทางจลนพลศาสตร์ที่ใช้ในการวิจัยนี้คือ Excel เวอร์ชันปี 2003 โดยใช้เครื่องมือ Solver ซึ่งกำหนดให้มีเงื่อนไขต่างๆ ดังนี้

(1) Iterations คือจำนวนครั้งในการทำซ้ำที่ Solver ควรทำก่อนที่จะหยุดการคำนวณ หากการคำนวณไม่มีการลู่เข้าภายในจำนวนครั้งของการทำซ้ำที่กำหนด โปรแกรมจะทำการหยุดคำนวณในทันที ในที่นี้กำหนดให้ Iterations มีค่าเท่ากับ 100

(2) Precision หรือความเที่ยงตรง คือความสามารถในการแยกจำนวนสองจำนวนว่ามีความใกล้เคียงกันมากเพียงใด หากมีค่ายิ่งน้อยก็จะทำให้จำนวนสองจำนวนมีความแตกต่างกันในระดับทศนิยมตำแหน่งนั้น ในที่นี้กำหนดให้มีค่า 0.000001

(3) Tolerance หรือค่าคลาดเคลื่อน หมายถึงค่าที่ยอมให้คลาดเคลื่อนจากค่ากลางได้ ในที่นี้กำหนดให้เป็น 5%

(4) Convergence หมายถึงค่าที่กำหนดขึ้นเพื่อให้โปรแกรมทำการหยุดคำนวณเมื่อการเปลี่ยนแปลงของ Objective function ระหว่างการทำซ้ำในรอบถัดมามีค่าน้อยกว่าเกณฑ์ของค่า Convergence ที่ตั้งเอาไว้ ซึ่งในที่นี้กำหนดให้มี 0.0001

(5) Estimates เนื่องจาก Excel ไม่มีความสามารถทางพีชคณิตในการประมาณค่าอนุพันธ์ (Derivative)ได้ ทางเลือกมีสองทางคือใช้วิธี Tangent และ Quadratic การประมาณค่าโดยใช้ Tangent เหมือนกับการประมาณค่าแบบ secant line (เส้นที่ลากตัดเส้นโค้งที่ 2 จุดหรือมากกว่า 2จุด (ทางเรขาคณิต)) คือทำได้ด้วยการเลือกจุดสองจุดบนฟังก์ชันและคำนวณความชันระหว่างจุดทั้งสอง ส่วนการประมาณค่าแบบ Quadratic เป็นการประมาณอันดับสองที่นำไปสู่การคำนวณข้อมูลความโค้ง หรือที่เรียกว่า Second derivative การใช้การประมาณค่าแบบ Quadratic ให้คำตอบที่ดีกว่าแต่ก็ใช้เวลานาน ดังนั้นควรเลือกใช้การประมาณค่าแบบ Tangent นอกจากว่าจะไม่สามารถประมาณค่าด้วยแบบ Tangent แล้วจึงเลือกใช้แบบ Quadratic ซึ่งในกรณีนี้เลือกใช้การประมาณค่าแบบ Tangent

(6) Derivatives เนื่องจาก Excel ไม่มีความสามารถทางพีชคณิตในการประมาณค่าอนุพันธ์ ในที่นี้มีสองทางเลือกในการทำการประมาณค่า แบบไปข้างหน้า (Forward) และแบบตรงกลาง (Central) การประมาณค่าแบบไปข้างหน้าเป็นการประมาณค่าอนุพันธ์อันดับหนึ่งที่จุดหนึ่งจุดโดยการรบกวน Perturbing จุดนั้นครั้งหนึ่งในทิศทางไปข้างหน้าและคำนวณการเพิ่มขึ้นของ y เมื่อx เพิ่มขึ้น หรือที่เรียกว่าการหาผลต่างแบบไปข้างหน้า (Forward differences) สำหรับการประมาณค่าแบบตรง

กลางหาได้โดยการรบกวนห่างจากจุดออกไปในทิศทางไปข้างหน้าและย้อนกลับและคำนวณค่าที่เพิ่มขึ้นหรือที่เรียกว่าผลต่างแบบตรงกลาง (Central differences) ซึ่งให้ความแม่นยำมากกว่าการใช้ผลต่างแบบไปข้างหน้าแต่ให้ผลในการคำนวณช้ากว่าเป็นสองเท่าตัว ดังนั้นควรเลือกใช้เฉพาะเมื่อใช้ผลต่างแบบไปข้างหน้าไม่ได้แล้วเท่านั้น

(7) Search ส่วนนี้มีทางเลือกคือใช้ระเบียบวิธีของนิวตัน (Newton) หรือใช้สังยุค (Conjugate) หรืออันที่จริงคือใช้เกรเดียนต์สังยุคซึ่งให้ผลแม่นยำกว่าวิธีนิวตันเล็กน้อยแต่ต้องใช้กำลังในการคำนวณมาก ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้วิธีนิวตัน

ภาคผนวก ข

วิธีการคำนวณและตัวอย่างข้อมูลดิบ

1. การทดลองหาอัตราการแยกชั้น

ท่อแก้วเส้นผ่าศูนย์กลาง D = 3.7 เซนติเมตร

ความสูงของของผสมเริ่มต้น L = 13.5เซนติเมตร

$$L/D = \frac{13.5}{3.7} = 3.65$$

ตาราง ข1.1 ตัวอย่างข้อมูลดิบ

a	b	c	d	e
1	0.56	0.56	0.93	0.93
1.5	1.12	0.12	0.2	1.2
2	1.24	0.24	0.4	1.4
2.5	1.37	0.37	0.62	1.62
3	1.49	0.49	0.82	1.82
3.5	2.03	0.03	0.05	2.05
4	2.18	0.18	0.3	2.3
4.5	2.34	0.34	0.57	2.57

a คือ ความสูงที่เมทานอลแยกชั้น (เซนติเมตร)

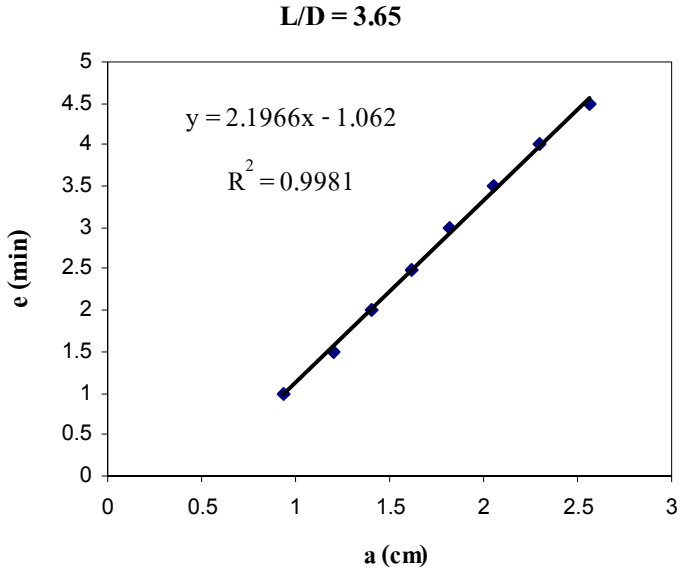
b คือ เวลาที่ใช้ในการแยกชั้นเพิ่มขึ้น 0.5 เซนติเมตร (นาที.วินาที)

c คือ เศษของเวลาที่เกินนาที

$$d = \frac{c}{60} \times 100$$

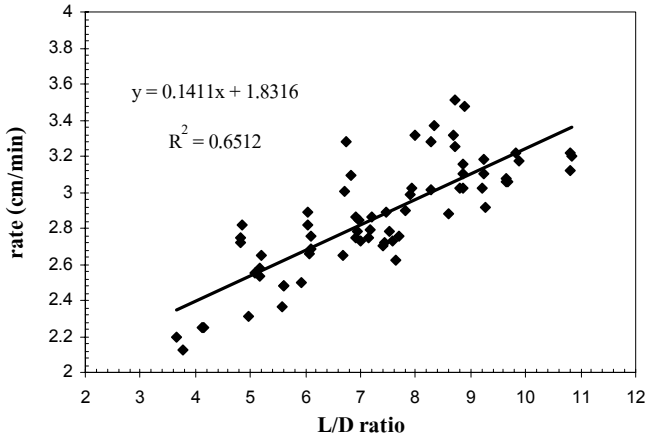
e คือ เวลาในหน่วยนาที e= (b-c)+d

พล็อตกราฟระหว่าง e และ a จะได้ดังภาพประกอบ 1



ภาพประกอบ ข 1.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลากับระยะทางในการแยกชั้น

จะได้ว่าส่วนกลับของความชัน 1/m คืออัตราเร็วในการแยกชั้นในหน่วย นำเอาความชัน 1/m ของแต่ละ L/D ไปพล็อตกราฟความสัมพันธ์ระหว่าง 1/m และ L/D ดังแสดงในภาพประกอบ ข 1.2



ภาพประกอบ ข 1.2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเร็วในการแยกชั้นและอัตราส่วนความสูงต่อเส้นผ่าศูนย์กลาง

ที่ L/D =10 อัตราเร็วในการแยกชั้นเป็น (0.1411 X 10) + 1.8316 = 3.24 เซนติเมตร/นาที

2. การปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์

การปรับแก้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ ยกตัวอย่างข้อมูล ณ อัตราส่วนเชิงโมล ระหว่าง เมทานอลต่อ PFAD เป็น 4.3:1 อุณหภูมิ 90 องศาเซลเซียส เวลาในการทำปฏิกิริยา 15 นาที มีขั้นตอนการทำดังนี้

1. จำลองถังปฏิกรณ์ในโปรแกรม Aspen plus เพื่อหาว่าปริมาตรของผลิตภัณฑ์ที่ออกจากถังปฏิกรณ์มีค่าเท่าใด ซึ่งกำหนดให้ปริมาตรสารไหลเข้าถังปฏิกรณ์มีค่าเท่ากัน คือ ที่สภาวะดังกล่าวจะได้ว่า อัตราการไหลเข้าถังปฏิกรณ์ของสารทั้งหมด F = 56.97 ลูกบาศก์เมตร/ชั่วโมง ณ เวลาที่สารอยู่ในถังปฏิกรณ์เป็นเวลา 15 นาที จะได้ว่า

$$\text{ถังปฏิกรณ์มีปริมาตร } V = \frac{56.97}{15/60} = 14.24 \text{ ลูกบาศก์เมตร}$$

กำหนดให้ PFAD ไหลเข้าถังปฏิกรณ์ 100 กิโลโมล/ชั่วโมง และ เมทานอล 430 กิโลโมล/ชั่วโมง โดย PFAD ที่ใช้ประกอบด้วย กรดไขมันอิสระ (FFA) ซึ่งในที่นี้คือ กรดโอเลอิก 93% และไตรโอเลอิน (TG) 7% โดยน้ำหนัก จะได้ว่า

PFAD 100 กรัม มี FFA 93 กรัม และ TG 3 กรัม

$$\text{คิดเป็น FFA} = \frac{93}{282} = 0.33978 \text{ โมล} \qquad \text{และมี TG } \frac{7}{884} = 7.92 \text{ X } 10^{-3} \text{ รวม}$$

$$\text{คิดเป็นแฟรคชัน FFA} = \frac{0.33978}{0.33978 + 7.92 \times 10^{-3}} = 0.977 \qquad \text{แฟรคชันของ TG} = 1\text{-}0.977 = 0.027$$

$$\text{ความเข้มข้นในกระแสป้อนเข้าของกรดโอเลอิก } [FFA]_0 = \frac{0.977 \times 100}{56.97} = 1.71 \text{ กิโลโมล/ลูกบาศก์เมตร}$$

$$\text{ความเข้มข้นในกระแสป้อนเข้าของเมทานอล } [MeOH]_0 = \frac{430}{56.97} = 7.54 \text{ กิโลโมล/ลูกบาศก์เมตร}$$

$$\text{จาก } K = A \cdot e^{-E/RT}$$

$$\text{จะได้ว่า } K_1 = A_1 \cdot e^{-E_1/RT} \quad \text{และ } K_2 = A_2 \cdot e^{-E_2/RT}$$

h = 0.03; R = 8.314472 J/mol.K T = 90+273.15 = 363.15 K

นำค่าที่ได้มาใช้เมื่อ $[FAME]_{n+1} - [FAME]_n$ <0.00001

$$[FFA]_{n+1} = [FFA]_n + h \times \frac{d[FFA]_n}{dt}$$

$$[MeOH]_{n+1} = [MeOH]_n + h \times \frac{d[MeOH]_n}{dt}$$

$$[FAME]_{n+1} = [FAME]_n + h \times \frac{d[FAME]_n}{dt}$$

$$[H_2O]_{n+1} = [H_2O]_n + h \times \frac{d[H_2O]_n}{dt}$$

$$\frac{d[FFA]}{dt} = \frac{F}{V}\left([FFA_0] - [FFA]\right) + K_2[FAME][H_2O] - K_1[FFA][MeOH]^{\beta}$$

$$\frac{d[MeOH]}{dt} = \frac{F}{V}\left([MeOH_0] - [MeOH]\right) + K_2[FAME][H_2O] - K_1[FFA][MeOH]^{\beta}$$

$$\frac{d[FAME]}{dt} = K_1[FFA][MeOH]^{\beta} - K_2[FAME][H_2O] - \frac{F}{V}[FAME]$$

$$\frac{d[H_2O]}{dt} = K_1[FFA][MeOH]^{\beta} - K_2[FAME][H_2O] - \frac{F}{V}[H_2O]$$

$$\%\text{FAME} = \frac{[FAME] \times \left(MW_{FAME} = 296\right)}{\left([FAME] \times \left(MW_{FAME} = 296\right)\right) + \left([FFA] \times \left(MW_{FFA} = 282\right)\right)} \times 100$$

ข้อมูลดิบดังแสดงในตาราง ข 2.1

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์

n	t	$[FFA]$ (n)	$[MeOH]$ (n)	$[FAME]$ (n)	$\frac{d[FFA]}{dt}$ (n)	$\frac{d[MeOH]}{dt}$ (n)	$\frac{d[FAME]}{dt}$ (n)	$[FFA]$ (n+1)	$[MeOH]$ (n+1)	$[FAME]$ (n+1)	%FAME	error
0	0	0	0	0	6.85616	30.19097	0	0.20568	0.90573	0.00000	0.00000	
1	0.03	0.20568	0.90573	0	5.27861	25.81324	0.754814	0.36404	1.68013	0.02264	6.12898	…
2	0.06	0.36404	1.68013	0.02264	2.74153	20.81201	2.567881	0.44629	2.30449	0.09968	18.99203	…
3	0.09	0.44629	2.30449	0.09968	0.44862	16.35064	4.223663	0.45975	2.79501	0.22639	34.07507	…
4	0.12	0.45975	2.79501	0.22639	-0.83620	13.15758	4.94781	0.43466	3.18973	0.37483	47.51097	…
5	0.15	0.43466	3.18973	0.37483	-1.18343	11.1311	4.801644	0.39916	3.52367	0.51887	57.70725	…
6	0.18	0.39916	3.52367	0.51887	-1.04174	9.795038	4.225773	0.36791	3.81752	0.64565	64.81438	…
7	0.21	0.36791	3.81752	0.64565	-0.77487	8.761493	3.576821	0.34466	4.08036	0.75295	69.63354	…
8	0.24	0.34466	4.08036	0.75295	-0.54538	7.846619	3.011097	0.32830	4.31576	0.84329	72.94524	…
9	0.27	0.32830	4.31576	0.84329	-0.38547	6.999489	2.555302	0.31673	4.52575	0.91994	75.30069	…
10	0.3	0.31673	4.52575	0.91994	-0.28030	6.218465	2.18975	0.30833	4.71230	0.98564	77.04046	…
11	0.33	0.30833	4.71230	0.98564	-0.21014	5.508775	1.890455	0.30202	4.87756	1.04235	78.36731	…
12	0.36	0.30202	4.87756	1.04235	-0.16151	4.87114	1.640182	0.29718	5.02370	1.09156	79.40478	…
13	0.39	0.29718	5.02370	1.09156	-0.12654	4.302192	1.427771	0.29338	5.15276	1.13439	80.23181	…

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์ (ต่อ)

n	t	$[FFA]$ (n)	$[MeOH]$ (n)	$[FAME]$ (n)	$\frac{d[FFA]}{dt}$ (n)	$\frac{d[MeOH]}{dt}$ (n)	$\frac{d[FAME]}{dt}$ (n)	$[FFA]$ (n+1)	$[MeOH]$ (n+1)	$[FAME]$ (n+1)	%FAME	error
14	0.42	0.29338	5.15276	1.13439	-0.10066	3.796616	1.245751	0.29036	5.26666	1.17176	80.90125	…
15	0.45	0.29036	5.26666	1.17176	-0.08110	3.348509	1.088775	0.28793	5.36712	1.20442	81.44993	…
16	0.48	0.28793	5.36712	1.20442	-0.06603	2.95202	0.95279	0.28595	5.45568	1.23301	81.90425	…
17	0.51	0.28595	5.45568	1.23301	-0.05426	2.601624	0.834608	0.28432	5.53373	1.25805	82.28368	…
18	0.54	0.28432	5.53373	1.25805	-0.04495	2.292234	0.73165	0.28297	5.60249	1.28000	82.60284	…
19	0.57	0.28297	5.60249	1.28000	-0.03749	2.019229	0.641789	0.28185	5.66307	1.29925	82.87295	…
20	0.6	0.28185	5.66307	1.29925	-0.03146	1.77845	0.563246	0.28090	5.71642	1.31615	83.10274	…
21	0.63	0.28090	5.71642	1.31615	-0.02655	1.566175	0.494518	0.28010	5.76341	1.33098	83.29909	…
22	0.66	0.28010	5.76341	1.33098	-0.02251	1.379088	0.434322	0.27943	5.80478	1.34401	83.46751	…
23	0.69	0.27943	5.80478	1.34401	-0.01917	1.214239	0.381561	0.27885	5.84121	1.35546	83.61245	…
24	0.72	0.27885	5.84121	1.35546	-0.01638	1.069016	0.335289	0.27836	5.87328	1.36552	83.73754	…
25	0.75	0.27836	5.87328	1.36552	-0.01405	0.941101	0.294687	0.27794	5.90151	1.37436	83.84576	…
26	0.78	0.27794	5.90151	1.37436	-0.01208	0.828448	0.259045	0.27758	5.92636	1.38213	83.93959	…
27	0.81	0.27758	5.92636	1.38213	-0.01042	0.729247	0.227747	0.27727	5.94824	1.38896	84.02109	…

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์ (ต่อ)

n	t	$[FFA]$ (n)	$[MeOH]$ (n)	$[FAME]$ (n)	$d[FFA]_{(n)}$ dt	$d[MeOH]_{(n)}$ dt	$d[FAME]_{(n)}$ dt	$[FFA]$ (n+1)	$[MeOH]$ (n+1)	$[FAME]$ (n+1)	%FAME	error
28	0.84	0.27727	5.94824	1.38896	-0.00901	0.6419	0.200255	0.27700	5.96750	1.39497	84.09200	…
29	0.87	0.27700	5.96750	1.39497	-0.00780	0.564996	0.1761	0.27676	5.98445	1.40025	84.15377	…
30	0.9	0.27676	5.98445	1.40025	-0.00677	0.497292	0.154873	0.27656	5.99937	1.40490	84.20766	…
31	0.93	0.27656	5.99937	1.40490	-0.00589	0.43769	0.136215	0.27638	6.01250	1.40899	84.25472	…
32	0.96	0.27638	6.01250	1.40899	-0.00512	0.385223	0.119813	0.27623	6.02406	1.41258	84.29586	…
33	0.99	0.27623	6.02406	1.41258	-0.00447	0.339039	0.105393	0.27609	6.03423	1.41574	84.33185	…
34	1.02	0.27609	6.03423	1.41574	-0.00390	0.298388	0.092713	0.27598	6.04318	1.41852	84.36335	…
35	1.05	0.27598	6.04318	1.41852	-0.00340	0.262607	0.081562	0.27588	6.05106	1.42097	84.39094	…
36	1.08	0.27588	6.05106	1.42097	-0.00298	0.231113	0.071755	0.27579	6.05799	1.42312	84.41513	…
37	1.11	0.27579	6.05799	1.42312	-0.00260	0.203395	0.063129	0.27571	6.06409	1.42502	84.43634	…
38	1.14	0.27571	6.06409	1.42502	-0.00228	0.178999	0.055542	0.27564	6.06946	1.42668	84.45495	…
39	1.17	0.27564	6.06946	1.42668	-0.00200	0.157528	0.048868	0.27558	6.07419	1.42815	84.47128	…
40	1.2	0.27558	6.07419	1.42815	-0.00175	0.138632	0.042997	0.27553	6.07835	1.42944	84.48562	…
41	1.23	0.27553	6.07835	1.42944	-0.00153	0.122001	0.037832	0.27548	6.08201	1.43057	84.49820	…

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์ (ต่อ)

n	t	$[FFA]_{(n)}$	$[MeOH]_{(n)}$	$[FAME]_{(n)}$	$d[FFA]_{(n)}/dt$	$d[MeOH]_{(n)}/dt$	$d[FAME]_{(n)}/dt$	$[FFA]_{(n+1)}$	$[MeOH]_{(n+1)}$	$[FAME]_{(n+1)}$	%FAME	error
42	1.26	0.27548	6.08201	1.43057	-0.00135	0.107365	0.033288	0.27544	6.08523	1.43157	84.50926	…
43	1.29	0.27544	6.08523	1.43157	-0.00118	0.094485	0.02929	0.27541	6.08806	1.43245	84.51898	…
44	1.32	0.27541	6.08806	1.43245	-0.00104	0.083149	0.025773	0.27537	6.09056	1.43322	84.52751	…
45	1.35	0.27537	6.09056	1.43322	-0.00091	0.073173	0.022678	0.27535	6.09275	1.43390	84.53502	…
46	1.38	0.27535	6.09275	1.43390	-0.00080	0.064394	0.019955	0.27532	6.09468	1.43450	84.54161	…
47	1.41	0.27532	6.09468	1.43450	-0.00070	0.056668	0.017559	0.27530	6.09638	1.43503	84.54741	…
48	1.44	0.27530	6.09638	1.43503	-0.00062	0.049868	0.015451	0.27528	6.09788	1.43549	84.55251	…
49	1.47	0.27528	6.09788	1.43549	-0.00054	0.043885	0.013597	0.27527	6.09920	1.43590	84.55699	…
50	1.5	0.27527	6.09920	1.43590	-0.00048	0.038619	0.011964	0.27525	6.10035	1.43626	84.56094	…
51	1.53	0.27525	6.10035	1.43626	-0.00042	0.033985	0.010528	0.27524	6.10137	1.43658	84.56440	…
52	1.56	0.27524	6.10137	1.43658	-0.00037	0.029907	0.009265	0.27523	6.10227	1.43685	84.56745	…
53	1.59	0.27523	6.10227	1.43685	-0.00032	0.026319	0.008153	0.27522	6.10306	1.43710	84.57014	…
54	1.62	0.27522	6.10306	1.43710	-0.00029	0.023161	0.007174	0.27521	6.10376	1.43731	84.57249	…
55	1.65	0.27521	6.10376	1.43731	-0.00025	0.020382	0.006313	0.27520	6.10437	1.43750	84.57457	…

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์ (ต่อ)

n	t	$[FFA]$ (n)	$[MeOH]$ (n)	$[FAME]$ (n)	$d[FFA]_{(n)}$ dt	$d[MeOH]_{(n)}$ dt	$d[FAME]_{(n)}$ dt	$[FFA]$ (n+1)	$[MeOH]$ (n+1)	$[FAME]$ (n+1)	%FAME	error
56	1.68	0.27520	6.10437	1.43750	-0.00022	0.017936	0.005555	0.27520	6.10491	1.43767	84.57640	…
57	1.71	0.27520	6.10491	1.43767	-0.00019	0.015784	0.004889	0.27519	6.10538	1.43782	84.57800	…
58	1.74	0.27519	6.10538	1.43782	-0.00017	0.01389	0.004302	0.27519	6.10580	1.43795	84.57942	…
59	1.77	0.27519	6.10580	1.43795	-0.00015	0.012223	0.003786	0.27518	6.10616	1.43806	84.58066	…
60	1.8	0.27518	6.10616	1.43806	-0.00013	0.010756	0.003331	0.27518	6.10648	1.43816	84.58175	…
61	1.83	0.27518	6.10648	1.43816	-0.00012	0.009466	0.002932	0.27517	6.10677	1.43825	84.58272	…
62	1.86	0.27517	6.10677	1.43825	-0.00010	0.00833	0.00258	0.27517	6.10702	1.43832	84.58356	…
63	1.89	0.27517	6.10702	1.43832	-8.9973E-05	0.00733	0.00227	0.27517	6.10724	1.43839	84.58431	…
64	1.92	0.27517	6.10724	1.43839	-7.916E-05	0.006451	0.001998	0.27517	6.10743	1.43845	84.58497	…
65	1.95	0.27517	6.10743	1.43845	-6.9650E-05	0.005677	0.001758	0.27516	6.10760	1.43851	84.58554	…
66	1.98	0.27516	6.10760	1.43851	-6.1283E-05	0.004995	0.001547	0.27516	6.10775	1.43855	84.58605	…
67	2.01	0.27516	6.10775	1.43855	-5.3923E-05	0.004396	0.001361	0.27516	6.10788	1.43859	84.58650	…
68	2.04	0.27516	6.10788	1.43859	-4.7447E-05	0.003868	0.001198	0.27516	6.10800	1.43863	84.58689	…
69	2.07	0.27516	6.10800	1.43863	-4.1749E-05	0.003404	0.001054	0.27516	6.10810	1.43866	84.58724	…

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์ (ต่อ)

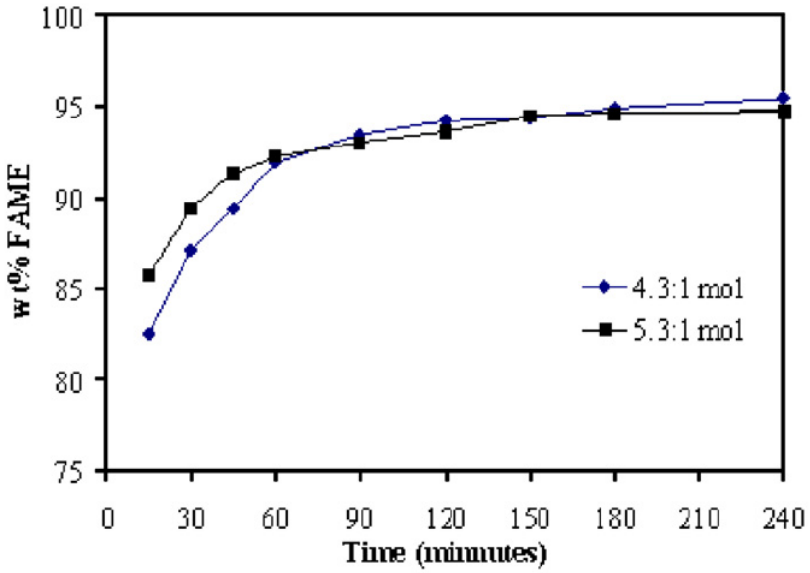
n	t	$[FFA]$ (n)	$[MeOH]$ (n)	$[FAME]$ (n)	$d[FFA]_{(n)}$ dt	$d[MeOH]_{(n)}$ dt	$d[FAME]_{(n)}$ dt	$[FFA]$ (n+1)	$[MeOH]$ (n+1)	$[FAME]$ (n+1)	%FAME	error
70	2.1	0.27516	6.10810	1.43866	-3.6736E-05	0.002996	0.000928	0.27516	6.10819	1.43869	84.58754	…
71	2.13	0.27516	6.10819	1.43869	-3.2325E-05	0.002636	0.000816	0.27516	6.10827	1.43871	84.58781	…
72	2.16	0.27516	6.10827	1.43871	-2.8444E-05	0.00232	0.000718	0.27515	6.10834	1.43873	84.58804	…
73	2.19	0.27515	6.10834	1.43873	-2.5029E-05	0.002041	0.000632	0.27515	6.10840	1.43875	84.58825	…
74	2.22	0.27515	6.10840	1.43875	-2.2025E-05	0.001797	0.000556	0.27515	6.10846	1.43877	84.58843	…
75	2.25	0.27515	6.10846	1.43877	-1.9381E-05	0.001581	0.00049	0.27515	6.10850	1.43878	84.58859	…
76	2.28	0.27515	6.10850	1.43878	-1.7055E-05	0.001391	0.000431	0.27515	6.10855	1.43880	84.58874	…
77	2.31	0.27515	6.10855	1.43880	-1.5007E-05	0.001224	0.000379	0.27515	6.10858	1.43881	84.58886	…
78	2.34	0.27515	6.10858	1.43881	-1.3206E-05	0.001077	0.000334	0.27515	6.10861	1.43882	84.58897	…
79	2.37	0.27515	6.10861	1.43882	-1.1621E-05	0.000948	0.000294	0.27515	6.10864	1.43883	84.58907	…
80	2.4	0.27515	6.10864	1.43883	-1.0226E-05	0.000834	0.000258	0.27515	6.10867	1.43884	84.58915	…
81	2.43	0.27515	6.10867	1.43884	-8.9989E-06	0.000734	0.000227	0.27515	6.10869	1.43884	84.58923	…
82	2.46	0.27515	6.10869	1.43884	-7.9189E-06	0.000646	0.0002	0.27515	6.10871	1.43885	84.58929	…
83	2.49	0.27515	6.10871	1.43885	-6.9685E-06	0.000569	0.000176	0.27515	6.10873	1.43885	84.58935	…

ตาราง ข 2.1 แสดงข้อมูลดิบในปรับแก้ค่าทางจลนพลศาสตร์ (ต่อ)

n	t	$[FFA]$ (n)	$[MeOH]$ (n)	$[FAME]$ (n)	$d[FFA]_{(n)}$ dt	$d[MeOH]_{(n)}$ dt	$d[FAME]_{(n)}$ dt	$[FFA]$ (n+1)	$[MeOH]$ (n+1)	$[FAME]$ (n+1)	%FAME	error
84	2.52	0.27515	6.10873	1.43885	-6.1322E-06	0.0005	0.000155	0.27515	6.10874	1.43886	84.58940	…
85	2.55	0.27515	6.10874	1.43886	-5.3963E-06	0.00044	0.000136	0.27515	6.10875	1.43886	84.58944	…
86	2.58	0.27515	6.10875	1.43886	-4.7487E-06	0.000387	0.00012	0.27515	6.10877	1.43887	84.58948	…
87	2.61	0.27515	6.10877	1.43887	-4.1788E-06	0.000341	0.000106	0.27515	6.10878	1.43887	84.58952	…
88	2.64	0.27515	6.10878	1.43887	-3.6773E-06	0.0003	9.29E-05	0.27515	6.10879	1.43887	84.58955	…
89	2.67	0.27515	6.10879	1.43887	-3.236E-06	0.000264	8.18E-05	0.27515	6.10879	1.43887	84.58958	…
90	2.7	0.27515	6.10879	1.43887	-2.8477E-06	0.000232	7.2E-05	0.27515	6.10880	1.43888	84.58960	…
91	2.73	0.27515	6.10880	1.43888	-2.5059E-06	0.000204	6.33E-05	0.27515	6.10881	1.43888	84.58962	…
92	2.76	0.27515	6.10881	1.43888	-2.2052E-06	0.00018	5.57E-05	0.27515	6.10881	1.43888	84.58964	…
93	2.79	0.27515	6.10881	1.43888	-1.9406E-06	0.000158	4.9E-05	0.27515	6.10882	1.43888	84.58965	…
94	2.82	0.27515	6.10882	1.43888	-1.7077E-06	0.000139	4.32E-05	0.27515	6.10882	1.43888	84.58967	…
95	2.85	0.27515	6.10882	1.43888	-1.5028E-06	0.000123	3.8E-05	0.27515	6.10882	1.43888	84.58968	…
96	2.88	0.27515	6.10882	1.43888	-1.3224E-06	0.000108	3.34E-05	0.27515	6.10883	1.43888	84.58969	…
97	2.91	0.27515	6.10883	1.43888	-1.1637E-06	9.5E-05	2.94E-05	0.27515	6.10883	1.43889	84.58970	stop

จากตาราง ข2.1 จะเห็นว่าเมื่อระบบเข้าสู่สมดุล จะมีปริมาณ FAME 84.59%

2. ทำการประมาณค่าจากภาพประกอบเพื่อใช้ในการอ้างอิง จากภาพที่ ข2.1



ที่มา: Chongkhong et al. (2007)

ภาพประกอบ ข 2.1 ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาต่อองค์ประกอบ FAME ที่ อัตราส่วนเชิงโมล ระหว่าง เมทานอลต่อPFAD 4.3:1 และ 5.3:1 ที่ 90°C และกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก

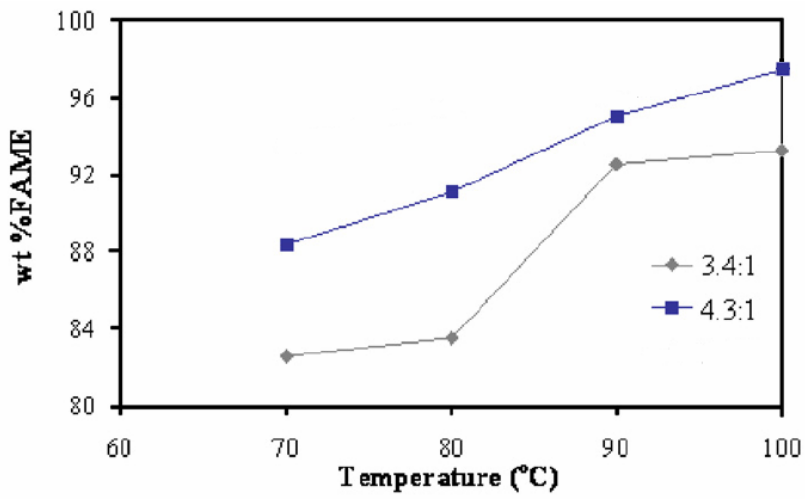
จากภาพที่ ข2.1 ที่เวลา 15 นาทีมี FAME ประมาณ 82.5%

ค่าความคลาดเคลื่อนกำลังสองหา = (ค่าจากการทดลอง – ค่าจากการคำนวณ)^2

= (82.5-84.59)^2

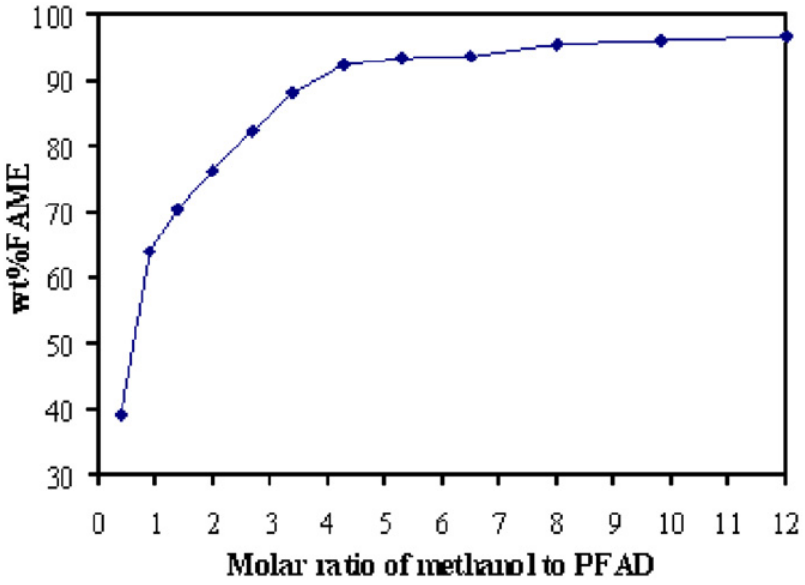
= 4.3681

3. ทำการคำนวณที่เวลาอื่นตามจุดการทดลองที่เห็นในภาพประกอบ ข2.1 และที่สภาวะอื่น ดังภาพประกอบ ข2.2 และ ข2.3



ที่มา: Chongkhong et al. (2007)

ภาพประกอบ ข 2.2 ผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต่อองค์ประกอบ FAME ที่ 90°C เวลา 4 ชั่วโมง และกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก



ที่มา: Chongkhong et al. (2007)

ภาพประกอบ ข 2.3 ผลของอุณหภูมิในการทำปฏิกิริยาต่อองค์ประกอบ FAME ที่ อัตราส่วนเชิงโมลระหว่าง เมทานอลต่อPFAD 3.4 และ 4.3:1 เวลา 2 ชั่วโมง และกรดซัลฟิวริกเข้มข้น 1.834% โดยน้ำหนัก

4. นำค่าความคลาดเคลื่อนทั้งหมดบวกกัน แล้วใช้เครื่องมือ Solver เพื่อทำการปรับค่า A_1 A_2 E_1 และE_2 ในการปรับแก้ครั้งแรก และเพิ่มการปรับแก้ β ในการปรับแก้ครั้งที่ 2 เพื่อให้ได้ผลรวมของความคลาดเคลื่อนที่น้อยที่สุด โดยท้ายที่สุดแล้วได้ค่าความคลาดเคลื่อนเป็น 265.26

นำค่า A_1 และ A_2 ที่ได้มาหารด้วย 3600 เพื่อปรับหน่วยเวลา จากชั่วโมงให้เป็นวินาทีเมื่อจะนำไปใช้จำลองกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen plus

3. การคำนวณจำนวนสเตจและสัดส่วนรีฟลักซ์

$$\text{Relative volatility } \alpha_{AB} = \frac{P'_A}{P'_B}$$

โดยที่ P'_A คือ ความดันไอของสาร A ในที่นี้คือ เมทานอล

P'_B คือ ความดันไอของสาร B ในที่นี้คือ น้ำ

สำหรับน้ำ ข้อมูลได้ตารางไอน้ำของ Keenan และคณะ (Keenan et al., 1969)

สำหรับเมทานอล

สมการอังตวน $\log P^{sat} = A - \frac{B}{T + C}$

P^{sat} ในหน่วย Torr A=8.08097 B=1582.271 C=239.726

T ในหน่วยองศาเซลเซียส (Perry and Green, 1984) (1 torr = 0.019336774971 lb_f/in^2 ที่มา http://www.onlineconversion.com/pressure.htm)

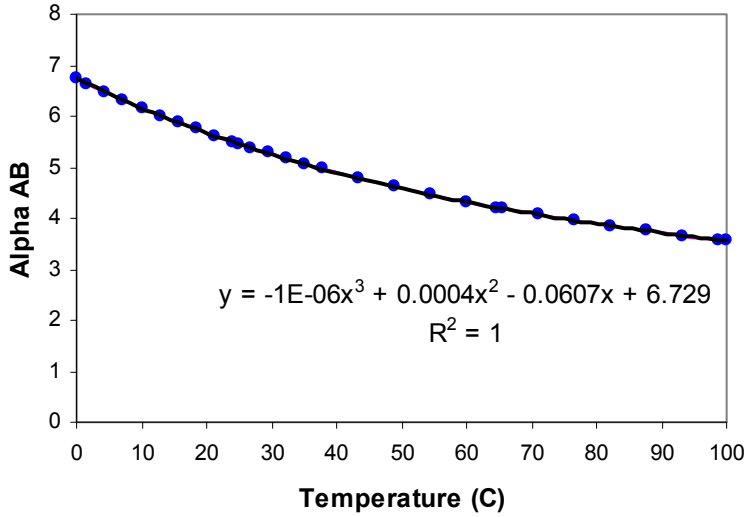
ทำการคำนวณตามอุณหภูมิที่มีในตารางไอน้ำ แล้วหา α_{AB} ดังแสดงในตารางที่ ข 3.1 จากนั้นนำ α_{AB} มาพล็อตกับอุณหภูมิ พร้อมหาสมการที่สอดคล้องกับเส้นกราฟที่ได้ ดังแสดงในภาพประกอบ ข 3.1 จากนั้นทำการอินทิเกรตสมการที่ได้เพื่อหาค่าเฉลี่ยดังสมการ ข 3.1

ตาราง ข 3.1

Temperature °C	Vapor pressure of water B (lbf/in^2)	Vapor pressure of methanol A (lbf/in^2)	Alpha AB
0	0.089	0.597	6.735
1.67	0.100	0.663	6.632
4.44	0.122	0.787	6.468
7.22	0.147	0.931	6.310
10	0.178	1.097	6.160
12.778	0.214	1.288	6.017
15.556	0.256	1.506	5.878
18.333	0.306	1.757	5.746
21.111	0.363	2.042	5.621
23.889	0.430	2.365	5.501
26.667	0.507	2.732	5.385
29.444	0.596	3.146	5.275
32.222	0.699	3.612	5.170
35	0.816	4.136	5.068
37.778	0.950	4.724	4.971
43.333	1.276	6.112	4.789
48.889	1.695	7.831	4.621
54.444	2.225	9.939	4.467
60	2.892	12.503	4.323
65.556	3.722	15.599	4.191
71.111	4.745	19.308	4.069
76.667	5.996	23.720	3.956
82.222	7.515	28.934	3.850
87.778	9.343	35.057	3.752
93.333	11.529	42.205	3.661
98.889	14.125	50.502	3.575

ตาราง ข 3.1 (ต่อ)

Temperature °C	Vapor pressure of water B (lbf/in^2)	Vapor pressure of methanol A (lbf/in^2)	Alpha AB
100	14.698	52.311	3.559



ภาพประกอบ ข 3.1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง α_{AB} กับอุณหภูมิ

$$\frac{\int_{64.6}^{100} -1\times10^{-6}x^3 + 0.0004x^2 - 0.0607x + 6.729}{(100-64.6)} = 3.90 \qquad \text{(ข 3.1)}$$

ดังนั้นจะได้ว่า ค่า α_{AB} เฉลี่ยระหว่างอุณหภูมิที่จุดเดือดของเมทานอลและน้ำ มีค่าเท่ากับ 3.90

การหาจำนวนสเตจที่น้อยที่สุด จากสมการ Fenske (McCabe et al., 1993)ดังสมการ ข 3.2

$$N_{\min} = \frac{\ln\left(x_D\left(1-x_B\right)/\left(x_B\left(1-x_D\right)\right)\right)}{\ln \alpha_{AB}} - 1 \qquad \text{(ข 3.2)}$$

เมื่อ $N_{\min}$ คือ จำนวนสเตจที่น้อยที่สุด

x_D และ x_B คือ สัดส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบในวัฏภาคของเหลวในส่วนของ overhead และ bottom ตามลำดับ

ในที่นี้ $X_D = 0.99$ และตั้งสมมติฐานให้ $X_B = 0.01$

จะได้ว่า $x_D = \frac{0.99/32}{0.99/32 + 0.01/18} = 0.982$ และ x_B = 1- x_D =0.018

จะได้ $N_{min} = 4.0$ และเมื่อกำหนดให้อุปกรณ์มีประสิทธิภาพ 80% จะได้ว่า $N_{min} = 5.0$

การหา feed line (McCabe et al., 1993)

สมการหาค่า q สำหรับกระแสป้อนที่เป็นของเหลวเย็น เป็นดังนี้

$$q = 1 + \frac{C_{pL}\left(T_b - T_F\right)}{\lambda}$$

C_{pL} = ค่าความร้อนจำเพาะของของเหลว

T_b = อุณหภูมิ ณ bubble point

T_F = อุณหภูมิของกระแสป้อนเข้า

λ = ค่าความร้อนของการกลายเป็นไอ

ในกรณีนี้อุณหภูมิป้อนเข้าเป็น 25°C ประกอบด้วย เมทานอล 1107.665 กิโลกรัม (34.57 kmol) และน้ำ 142.045 กิโลกรัม (7.88 kmol) และสมมติให้ไม่มีสารอื่นอีก จะได้ว่า X_A = 0.886 และ X_B = 0.114

$$C_{pL} = X_A C_{pA} + X_B C_{pB}$$

= 0.886 X 0.6 + 0.114 X1 = 0.646 cal/g-°C

(ข้อมูล C_p จาก McCabe และคณะ (1993) Appendix 16)

λ_A = 35278 J/mol =262.485 cal/g λ_B = 585 cal/g

λ = 0.886 X 262.485 + 0.114 X 585 = 299.25 cal/g-°C

$$q = 1 + \frac{0.646(66 - 25)}{299.25} = 1.09$$

$$x_f = \frac{34.57}{(34.57 + 7.88))} = 0.814$$

ความชันของเส้น Feed line คือ $-\frac{q}{1-q} = -\frac{1.09}{1-1.09} = 12.11$

จากนั้นลากเส้นตรงที่มีความชัน 12.11 ให้ตัดจุด x_f บน operating line ดังแสดงในภาพประกอบ ข 3.2 ก)

จากภาพประกอบจะได้ว่า Feed line ตัดกับ equilibrium line ณ พิกัด (0.82, 0.92) จะได้ว่า x'=0.82 และ y' = 0.92

จากสมการหาสัดส่วนรีฟลักซ์ที่น้อยที่สุด โดยมีสมมติฐานว่าอัตราส่วนระหว่างของเหลวและแก๊สเป็นค่าคงที่ แสดงได้ดังนี้ (McCabe et al., 1993)

$$R_{Dm} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

$$R_{Dm} = \frac{0.982 - 0.92}{0.92 - 0.82} = 0.62$$

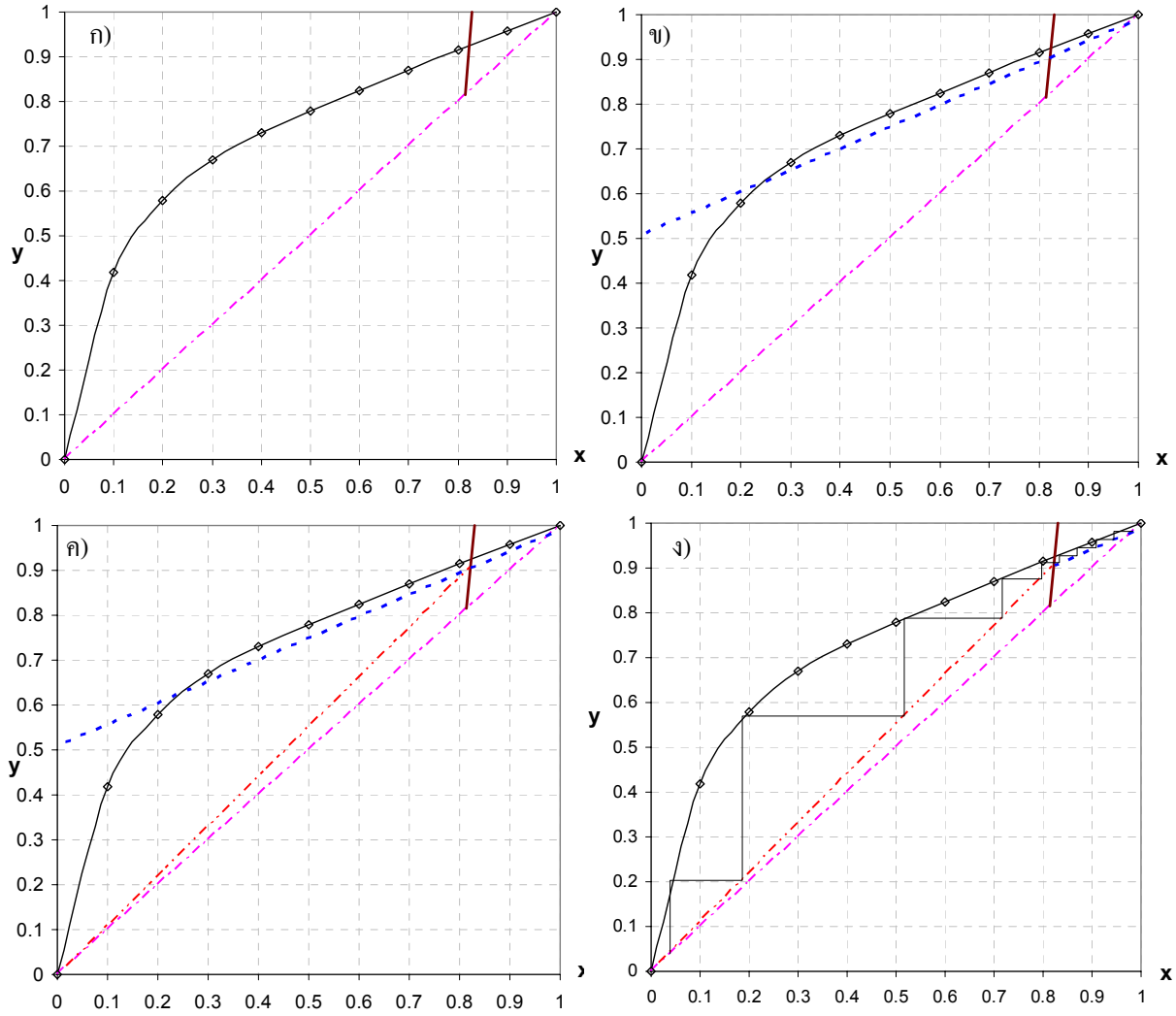
ค่าสัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมมักจะอยู่ในช่วง 1.1 ถึง 1.5 เท่าของสัดส่วนรีฟลักซ์ที่น้อยที่สุด และอันที่จริงโรงงานอุตสาหกรรมมักจะดำเนินการที่สัดส่วนรีฟลักซ์ที่มากกว่าสัดส่วนรีฟลักซ์ที่เหมาะสมเนื่องจากมีความยืดหยุ่นในการดำเนินการมากกว่า ดังนั้นในกรณีนี้สมมติใช้สัดส่วนรีฟลักซ์เป็น 1.5 เท่าของสัดส่วนรีฟลักซ์ที่น้อยที่สุด จะได้ว่าต้องใช้สัดส่วนรีฟลักซ์ = 0.62 X 1.5 = 0.93

การหา rectifying line เริ่มต้นด้วยการหาจุดตัดบนแกน y โดยสามารถหาได้จากสมการดังนี้

$$y = \frac{x_D}{R_D + 1}$$

จะได้ว่า $y = \frac{0.982}{1.24 + 1} = 0.44$

ลากเส้นตรงเชื่อมต่อจากจุด (x_D, x_D) ไปยังจุด (0,0.44) ดังแสดงในภาพประกอบ ข 3.2 ข) จากนั้นลากเส้นจาก พิกัด (x_B , x_B) ตัดกับจุดตัดระหว่าง rectifying line กับ feed line จะได้ Stripping line ดังแสดงในภาพประกอบ ข 3.2 ค) จากนั้นลากเส้นเพื่อหาจำนวนสเตจที่เหมาะสมดังแสดงในภาพประกอบ ข 3.2 ง)



ภาพประกอบ ข 3.2 การหาจำนวนสเตจโดยการใช้ McCabe-Thiele diagram

4 การคำนวณค่าไฟฟ้า

ตารางที่ 4.1 ค่าไฟฟ้าอัตราตามช่วงเวลาของการใช้ (Time of Use Rate : TOU) ที่แรงดัน 22-33 กิโลโวลท์

ค่าความต้องการพลังไฟฟ้า (บาท / กิโลวัตต์)	ค่าพลังงานไฟฟ้า (บาท /หน่วย)		ค่าบริการ (บาท / เดือน)
Peak	Peak	Off peak	
132.93	2.6950	1.1914	228.17

Peak: วันจันทร์ - ศุกร์ 09.00 - 22.00 น

Off peak: วันจันทร์ - ศุกร์ 22.00 - 09.00 น. และวันเสาร์ วันอาทิตย์ วันหยุดราชการตามปกติ (ไม่รวมวันหยุดชดเชย) ทั้งวัน

สมมติให้โรงงานใช้ไฟฟ้าสม่ำเสมอที่ 2,383.79 KW ตลอด 24 ชั่วโมง รวม 1,716,328.67 KWh

จันทร์ – ศุกร์ (9.00 – 22.00) Peak = 13 x 22 x 2,383.79 = 681,763.49 KWh.

จันทร์ – ศุกร์ (22.00 – 9.00) Off Peak = 11 x 22 x 2,383.79 = 576,876.80 KWh.

เสาร์ – อาทิตย์ (00.00 – 24.00) Off Peak = 24 x 8 x 2,383.79 = 457,687.38 KWh.

ตารางที่ 4.2 การคำนวณค่าไฟฟ้า

No.	ค่าไฟฟ้า	บาท/หน่วย	หน่วย	บาท
1	ค่าความต้องการพลังงานไฟฟ้า Peak	132.93	2383.79	316,877
2	ค่าพลังงานไฟฟ้า on Peak	2.695	681,763	1,837,353
	ค่าพลังงานไฟฟ้า off Peak	1.1914	576,877	687,291
	ค่าพลังงานไฟฟ้า 0ff Peak (Sat,Sun)	1.1914	457,687	545,289
3	ค่า Ft	0.9907	1,716,328	1,700,366
4	ค่าบริการ			228.17
5	ค่าไฟฟ้า			5,087,403
6	VAT 7%			356,118
	รวม			5,443,522