โครงการ
การเรียนการสอนเพื่อเสริมประสบการณ์

ชื่อโครงการ การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจของการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

Techno-economic analysis of biofuel production from spent coffee grounds with supercritical ethyl acetate

ชื่อนิสิต นายสุวิทย์ เจริญวิทยะกุล **เลขประจำตัว** 6032973623

นางสาวนิตยา จันทะศิลา **เลขประจำตัว** 6032930623

ภาควิชา เคมีเทคนิค

ปีการศึกษา 2563

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจของการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

สุวิทย์ เจริญวิทยะกุล
นิตยา จันทะศิลา

โครงงานวิจัยนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตร์บัณฑิต
ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2563

Techno-economic analysis of biofuel production from spent coffee grounds with supercritical ethyl acetate

Suwit Charoenvitayakul
Nittaya Janthasila

A Senior Project Submitted in Partial Fulfillment of the Requirement for the Degree of Bachelor of Science Program in Chemical Technology Department
Faculty of Science Chulalongkorn University
Academic Year 2020

ชื่อโครงการภาษาไทย การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจของการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกาก กาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

ชื่อนิสิตที่ร่วมในโครงการ นายสุวิทย์ เจริญวิทยะกุล
นางสาวนิตยา จันทะศิลา

ชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาโครงการ ศาสตราจารย์ ดร. สมเกียรติ งามประเสริฐสิทธิ์

ชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วมในโครงการ ดร. เรืองวิทย์ สว่างแก้ว

บทคัดย่อ

กาแฟกำลังเป็นที่นิยมในสังคมปัจจุบันและมีแนวโน้มการบริโภคเพิ่มมากขึ้น ส่งผลให้ปริมาณกากกาแฟที่เหลือทิ้งมีปริมาณมากขึ้น เนื่องจากในกากกาแฟมีองค์ประกอบ คาร์โบไฮเดรต ลิกนิน น้ำมันกาแฟ เป็นต้น จึงสามารถนำมาใช้ประโยชน์และเพิ่มมูลค่าได้ งานวิจัยนี้ศึกษาการวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจของการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต เพื่อวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางด้านเทคนิคและเศรษฐกิจในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตและเพื่อเสนอทางเลือกกระบวนการผลิตที่มีประสิทธิภาพและมีความเหมาะสมที่สุด ทั้งนี้พบว่าเอทิลแอซีเตตเป็นตัวทำละลายที่เหมาะสม โดยสามารถสกัดน้ำมันจากกากกาแฟได้ในปริมาณสูง (ร้อยละ 22.74 โดยน้ำหนัก) ซึ่งสามารถผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตในเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่องให้ผลิตภัณฑ์เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพที่มีเอทิลเอสเทอร์ของกรดไขมันซึ่งมีคุณสมบัติคล้ายกับเมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมันในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลทั่วไป การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจถือเป็นเครื่องมือที่สำคัญในการประเมินความคุ้มค่าทางเศรษฐกิจและปรับปรุงด้านเทคนิคของกระบวนการ โดยในงานวิจัยนี้ประกอบด้วย 2 ขั้นตอนหลัก คือ การจำลองออกแบบกระบวนการผลิตด้วยโปรแกรม Aspen Plus V11 ที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 และ 30,000 ตันต่อปี และการวิเคราะห์ทางเศรษฐกิจ (Economic analysis) พบว่าปริมาณผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลจากกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตสูงกว่ากระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาในอัตราการป้อนกากกาแฟที่เท่ากัน และกำลังการผลิตไบโอดีเซล 30,000 ตันต่อปี เป็นกำลังการผลิตที่เหมาะสม การวิเคราะห์ความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์พบว่าราคาและปริมาณของไบโอดีเซลเป็นปัจจัยสำคัญที่ส่งผลกับมูลค่าสุทธิในปัจจุบัน

ภาควิชาเคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต สุวิทย์ เจริญวิทยะกุล นิตยา จันทะศิลา

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก .....

Title: Techno-economic analysis of biofuel production from spent coffee grounds with supercritical ethyl acetate

Autors: Suwit Charoenvitayakul

Nittaya Janthasila

Advisor: Prof. Dr. Somkiat Ngamprasertsith

Co-advisor: Dr. Ruengwit Sawangkeaw

Abstract

The coffee is becoming popular nowadays. There has been a continuous increase in the amount of consumption led the number of spent coffee grounds (SCGs) has risen. There were valuable compounds remain in SCGs such as carbohydrate, lignin, oil, and several others. Which, they can be utilized and raised values. This research aims to study on the techno-economic analysis (TEA) of biofuel production from SCGs by using supercritical ethyl acetate for analysis of the technical and economical possibility and offering the most effective and appropriate manufacturing alternative process. The studied showed that ethyl acetate was a suitable solvent for coffee oil extraction due to high recovery of extracted coffee oil (22.74% by weight). In the optimum condition for biofuel production from SCGs by using supercritical ethyl acetate in Plug flow Reactor, it was found that biofuel product which is fatty acid ethyl ester (FAEE) had similar properties as biofuel from fatty acid methyl ester (FAME). Furthermore, TEA is an important tool for evaluation the value of economy and technical improvement of process. There are 2 main methods in this research: the simulation and design of manufacturing process by using Aspen Plus V11 program based on the plant biodiesel production capacities of 1,800 and 30,000 tons per year. Next is the economic analysis which found that the amount of biodiesel produced from the supercritical ethyl acetate process was higher than using the Alkali-Catalytic process when controlled in the same input flow rate. The suitable capacity for the process was 30,000 tons/year or more could earn the profit. The amount of biodiesel and selling price were the major effects on the sensitivity of the net present value.

Department of Chemical Technology

Student's signature ..... Suwit Charoenvitayakul Nittaya Janthasila

Advisor's signature ..... Somkiat Ngamprasertsith

กิตติกรรมประกาศ

โครงการนี้เป็นส่วนหนึ่งของการเรียนการสอนระดับปริญญาตรี เพื่อสร้างเสริมประสบการณ์ประจำปีการศึกษา 2563 ของภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ความสำเร็จของโครงการ “การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจของการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต”

ขอขอบพระคุณ ศาสตราจารย์ ดร. สมเกียรติ งามประเสริฐสิทธิ์ อาจารย์ที่ปรึกษา และ ดร.เรืองวิทย์ สว่างแก้ว อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม ที่คอยให้ความรู้ คำปรึกษา ข้อเสนอแนะ และแก้ไขข้อบกพร่องต่าง ๆ ในการวิจัย เสียสละเวลาอันมีค่าให้ความช่วยเหลือตลอดทั้งโครงการ

ขอขอบพระคุณ ดร.วินัฏฐา ศักดาศรี และ คุณวิลาสินี ศุภางค์ ที่คอยช่วยเหลือให้คำปรึกษา คำแนะนำการใช้โปรแกรม Aspen plus และการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ในงานวิจัย และแก้ไขข้อผิดพลาดต่าง ๆ

ขอขอบพระคุณ ดร.ปรารถนา นิมมานเทอดวงศ์ ที่ให้คำแนะนำวิธีการใช้โปรแกรม Aspen plus และให้คำปรึกษา แก้ไขข้อผิดพลาดตลอดในงานวิจัยส่วนที่ต้องใช้โปรแกรม

ขอขอบคุณเพื่อน ๆ ที่ให้คำแนะนำต่าง ๆ และคอยให้กำลังใจเสมอมา

โครงการนี้ได้รับเงินสนับสนุนจากโครงการการเรียนการสอนเพื่อสร้างเสริมประสบการณ์ คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ปีการศึกษา 2563

คณะผู้จัดทำ

สารบัญ

เรื่อง	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ข
กิตติกรรมประกาศ	ค
สารบัญ	ง
สารบัญตาราง	ฉ
สารบัญรูป	ซ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและมูลเหตุจูงใจ	1
1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ	2
1.3 วิธีการดำเนินงาน	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	3
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	4
2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง	4
2.1.1 สถานการณ์การผลิตกาแฟของโลก	4
2.1.2 ข้อมูลเบื้องต้นของกากกาแฟที่เหลือทิ้งในประเทศไทย	4
2.1.3 การผลิตไบโอดีเซล	6
2.1.4 ตัวทำละลายในหมู่ carboxylate ester ที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลในภาวะเหนือวิกฤต	8
2.1.5 การวิเคราะห์ปริมาณของสารและสัดส่วนของธาตุในกากกาแฟ	10
2.1.6 การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจ	10
2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	12

สารบัญ (ต่อ)

เรื่อง	หน้า
บทที่ 3 การดำเนินการทดลอง	15
3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์	15
3.2 วัตถุดิบ	15
3.3 ขั้นตอนการดำเนินการ	15
3.3.1 ขั้นตอนการจำลองและออกแบบกระบวนการ	15
3.3.2 ขั้นตอนการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์	16
บทที่ 4 ผลการทดลองและอภิปรายผล	25
4.1 ผลการจำลองและออกแบบกระบวนการ	25
4.2 ผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์	26
4.3 การวิเคราะห์ความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ (Sensitivity analysis)	28
4.4 ความเป็นไปได้ของกระบวนการในระดับอุตสาหกรรม	30
บทที่ 5 สรุปผลและข้อเสนอแนะ	31
เอกสารอ้างอิง	32
ภาคผนวก	36
ภาคผนวก ก ผลการทดลอง	37
ภาคผนวก ข ตัวอย่างการคำนวณ	54

สารบัญตาราง

ตารางที่ 2.1 ผลผลิตกาแฟของโลกปี 2553/54 – 2558/59 4

ตารางที่ 2.2 หมู่คาร์บอกซิเลตเอสเทอร์ต่าง ๆ ที่ใช้สำหรับการผลิตไบโอดีเซลในภาวะเหนือวิกฤต 9

ตารางที่ 2.3 การวิเคราะห์ปริมาณของสาร สัดส่วนของธาตุและค่าความร้อนสูงในกากกาแฟ 10

ตารางที่ 3.1 สมมติฐานของการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ 17

ตารางที่ 3.2 ราคาของวัตถุดิบที่ใช้ภายในโรงงาน 19

ตารางที่ 4.1 แสดงผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลที่กำลังการผลิตต่างกัน 26

ตารางที่ 4.2 แสดงผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ 28

ตารางที่ ก-1 แสดงขนาดอุปกรณ์ในหน่วยการทำแห้งของกากกาแฟ (Dryer unit) 37

ตารางที่ ก-2 แสดงขนาดอุปกรณ์ในหน่วยการผลิตไบโอดีเซล 38

ตารางที่ ก-3 แสดง stream characteristic of flow diagram 39

ตารางที่ ก-4 แสดงค่าใช้จ่ายแต่ละอุปกรณ์และค่าเงินลงทุนเริ่มต้น (FCI) ของโรงงาน 42

ตารางที่ ก-5 แสดงค่าเงินทุนหมุนเวียนและค่าลงทุนแรกเริ่มของโรงงาน 43

ตารางที่ ก-6 แสดงรายรับจากไบโอดีเซล ค่าใช้จ่ายสำหรับต้นทุนการผลิตและการกำจัดของเสีย 43

ตารางที่ ก-7 ค่าสาธารณูปโภคที่ใช้ในโรงงาน 43

ตารางที่ ก-8.1 แสดงค่าใช้จ่ายคนงานในกำลังการผลิต 1800 ตันต่อปี 44

ตารางที่ ก-8.2 แสดงค่าใช้จ่ายคนงานในกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 44

ตารางที่ ก-9 แสดงค่าใช้จ่ายในการดำเนินกิจการ 45

ตารางที่ ก-10 แสดงค่าใช้จ่ายในการผลิตทั่วไป 45

ตารางที่ ก-11 แสดงค่าการเสื่อมราคาของแต่ละปี 46

ตารางที่ ก-12.1 แสดงการวิเคราะห์กระแสเงินสดแต่ละปีในกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 47

ตารางที่ ก-12.2 แสดงการวิเคราะห์กระแสเงินสดแต่ละปีในกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 48

ตารางที่ ก-13.1 แสดงความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่ได้จากการประเมินในตัวแปรต่าง ๆ ในกำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปี (Million US$) 49

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่ ก-13.2 แสดงความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่ได้จากการประเมินในตัวแปรต่าง ๆ ในกำลังการผลิตไบโอดีเซล 30,000 ตันต่อปี (Million US$) 49

ตารางที่ ข-1 แสดงผลลัพธ์สำหรับการประมาณความต้องการแรงงานปฏิบัติการสำหรับกระบวนการของการผลิตไบโอดีเซลด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตที่กำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 54

สารบัญรูป

รูปที่ 2.1 องค์ประกอบของกากกาแฟและการนำไปใช้ประโยชน์ 5

รูปที่ 2.2 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับเมทานอล 7

รูปที่ 2.3 ปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันของไตรกลีเซอไรด์กับเอทิลแอซีเตต 8

รูปที่ 4.1 แผนภาพการจำลองของกระบวนการอินเทอร์เอสเทอร์ริฟิเคชันเอทิลแอซีเตต ภาวะเหนือวิกฤต 26

รูปที่ 4.2 ความไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 29

รูปที่ 4.3 ความไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 29

รูปที่ ก-1 แสดงแผนภาพของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต 41

รูปที่ ก-2.1 แสดงค่าเสื่อมราคาแต่ละปีของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 50

รูปที่ ก-2.2 แสดงค่าเสื่อมราคาแต่ละปีของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 50

รูปที่ ก-3.1 แสดงค่าซากแต่ละปีของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 51

รูปที่ ก-3.2 แสดงค่าซากแต่ละปีของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 51

รูปที่ ก-4.1 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Non-discounted ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 52

รูปที่ ก-4.2 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Non-discounted ของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 52

รูปที่ ก-5.1 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Discounted ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี 53

รูปที่ ก-5.2 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Discounted ของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี 53

บทที่ 1
บทนำ

1.1 ความเป็นมาและมูลเหตุจูงใจ

ปัจจุบันประเทศไทยหันมาให้ความสนใจพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือกให้เป็นพลังงานหลักของประเทศ เพื่อทดแทนการนำเข้าน้ำมันและเชื้อเพลิงชนิดอื่น ๆ จากต่างประเทศ อีกทั้งพลังงานเหล่านี้ยังเป็นแหล่งพลังงานที่สะอาดและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อม จึงมีนโยบายที่ผลักดันให้มีสัดส่วนการใช้พลังงานทดแทนเป็นร้อยละ 8 ของพลังงานทั้งหมด [1] โดยพลังงานทดแทนที่มีศักยภาพมากที่สุดในปัจจุบันคือ พลังงานจากชีวมวลที่ได้จากเชื้อเพลิงชีวภาพ (Biofuel) ซึ่งเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ที่เกิดจากสารอินทรีย์โดยผ่านกระบวนการต่าง ๆ โดยเชื้อเพลิงชีวภาพที่ใช้ในปัจจุบันผลิตจากพืชอาหาร (ชีวมวลรุ่นที่ 1) เช่น อ้อย มันสำปะหลัง และปาล์มน้ำมัน ซึ่งถือเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญของประเทศ และยังมีการนำทรัพยากรที่ผ่านการใช้งานมาแล้ว (ชีวมวลรุ่นที่ 2) เช่น ฟางข้าว ชานอ้อย และขี้เลื่อยหรือเปลือกไม้จากอุตสาหกรรมแปรรูปไม้ เป็นต้น มาเป็นวัตถุดิบในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพ ทั้งนี้การใช้เชื้อเพลิงชีวภาพได้มีแนวโน้มที่จะนำมาใช้ทดแทนเชื้อเพลิงหลักมากขึ้น จึงมีการนำทรัพยากรอื่น ๆ มาเป็นวัตถุดิบในการผลิต เช่น กากกาแฟ และน้ำมันพืชที่ใช้แล้ว เป็นต้น [2]

ในสังคมปัจจุบันการดื่มกาแฟกำลังได้รับความนิยมกันอย่างแพร่หลาย สังเกตได้จากการเติบโตของธุรกิจกาแฟและผลิตภัณฑ์ของกาแฟที่หลากหลายมากขึ้น โดยพบว่าในปี 2561 ประเทศไทยมีการบริโภคกาแฟสูงถึง 120,000 ตันต่อปี และมีการคาดการณ์ภายในปี 2565 จะมีการบริโภคกาแฟสูงถึง 300,000 ตันต่อปี ทำให้มีกากกาแฟ (Spent coffee grounds) เหลือทิ้งเป็นจำนวนมากกว่า 290,000 ตันต่อปี [3] กากกาแฟมีสัดส่วนน้ำมันอยู่ประมาณร้อยละ 10 ถึง 20 โดยน้ำหนักซึ่งเป็นปริมาณที่มากพอที่จะใช้เป็นวัตถุดิบในการสกัดน้ำมันเพื่อผลิตเป็นไบโอดีเซล

การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจ (Techno-economic analysis, TEA) เป็นเครื่องมือสำคัญในการประเมินความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจที่อาจจะเกิดขึ้นและทางเลือกทางเทคนิคที่เป็นไปได้ โดยการคำนวณความคุ้มค่าของกระบวนการนั้น ๆ จากแบบจำลองเพื่อนำไปสู่การออกแบบและการปรับปรุงกระบวนการผลิตให้เกิดประสิทธิภาพสูงสุด [4] ในงานวิจัยหลายเรื่องมีการใช้ TEA เข้ามาช่วยวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของกระบวนการผลิต ทั้งในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลที่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น ตัวเร่งปฏิกิริยาที่เป็นกรดและเบส และไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาด้วยภาวะเหนือวิกฤต จากปาล์ม ถั่วเหลือง และน้ำมันมะพร้าว เป็นต้น

จากที่กล่าวมาข้างต้นจะเห็นได้ว่าการพัฒนาและการนำพลังงานทางเลือกมาใช้มีแนวโน้มสูงขึ้นประกอบกับภาคธุรกิจและอุตสาหกรรมกาแฟมีการเติบโตอย่างต่อเนื่องส่งผลให้มีปริมาณกากกาแฟเหลือทิ้งเป็นจำนวนมาก

ซึ่งน้ำมันที่มีอยู่ในกากกาแฟนี้สามารถสกัดมาใช้ประโยชน์ได้ งานวิจัยนี้จึงสนใจศึกษาความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

1.2 วัตถุประสงค์ของโครงการ

1. เพื่อวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางด้านเทคนิคและเศรษฐกิจในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต
2. เพื่อเสนอทางเลือกกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟที่มีประสิทธิภาพและมีความเหมาะสมที่สุด

1.3 วิธีการดำเนินงาน

ขั้นตอนการดำเนินงาน

1. ศึกษาและรวบรวมข้อมูลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
2. ทำแบบจำลองและออกแบบกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen plus V11
3. วิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจของกระบวนการผลิตและการลงทุน
4. สรุปผลแบบจำลองและการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางเศรษฐกิจของกระบวนการผลิต

ระยะเวลาที่ศึกษา

กิจกรรม	กำหนดเวลาดำเนินงาน								
	พ.ศ. 2563					พ.ศ. 2564			
	ส.ค.	ก.ย.	ต.ค.	พ.ย.	ธ.ค.	ม.ค.	ก.พ.	มี.ค.	เม.ย.
ศึกษาค้นคว้างานวิจัยที่เกี่ยวข้อง									
เข้าร่วมอบรม/สัมมนา "หลักสูตรความปลอดภัยในการทำงานกับสารเคมีสำหรับนิสิตที่ทำงานวิจัยและนักวิจัย"									
วางแผนการวิจัยและเสนอเค้าโครงงานวิจัย									
ดำเนินงานวิจัยด้วยโปรแกรม Aspen plus และประเมินความคุ้มค่าทางเศรษฐกิจ									
วิเคราะห์และสรุปผลการวิจัย									
เขียนรายงานผลการวิจัย									
จัดทำเล่มรายงานการวิจัยพร้อมกับนำเสนอ									

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

ได้ทราบความเป็นไปได้และแนวโน้มในการลงทุนประกอบการตัดสินใจที่จะสร้างกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพของกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตที่เหมาะสม

บทที่ 2
ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1.1 สถานการณ์การผลิตกาแฟของโลก

ผลผลิตกาแฟโลก ในช่วง 5 ปีที่ผ่านมา เพิ่มขึ้นจาก 8.425 ล้านตัน ในปี 2553/54 เป็น 8.972 ล้านตัน ในปี 2557/58 หรือเพิ่มขึ้นร้อยละ 2.07 ต่อปี เนื่องจากสภาพอากาศที่เอื้ออำนวย ประเทศที่ผลิตกาแฟมากที่สุด ได้แก่ บราซิล รองลงมาคือ เวียดนาม และ โคลัมเบีย โดยมีผลผลิตคิดเป็นร้อยละ 36.64 ร้อยละ 17.34 และร้อยละ 6.92 ของผลผลิตโลก ตามลำดับที่แสดงในตารางที่ 2.1 [4]

ตารางที่ 2.1 ผลผลิตกาแฟของโลกปี 2553/54 – 2558/59

ลำดับ	ประเทศ	2557/58	2558/59
1	บราซิล	3.258	2.964
2	เวียดนาม	1.644	1.758
3	โคลัมเบีย	0.798	0.804
4	อินโดนีเซีย	0.528	0.636
5	เอธิโอเปีย	0.389	0.39
6	ฮอนดูรัส	0.3	0.354
7	อินเดีย	0.326	0.318
8	ยูกันดา	0.213	0.228
9	เม็กซิโก	0.198	0.204
10	กัวเตมาลา	0.202	0.199
11	ไทย	0.026	0.031
12	อื่น ๆ	1.09	1.121
	รวม	8.972	9.007

ที่มา : กระทรวงกระเกษตร สหรัฐอเมริกา www.usda.gov , สำนักงานเศรษฐกิจการเกษตร

2.1.2 ข้อมูลเบื้องต้นของกากกาแฟที่เหลือทิ้งในประเทศไทย

กาแฟถือได้ว่าเป็นสินค้าที่มีการซื้อขายมากที่สุดเป็นอันดับสองของโลกรองจากน้ำมันปิโตรเลียม ปัจจุบันวัฒนธรรมการดื่มกาแฟกำลังพัฒนากันอย่างแพร่หลาย ไม่ว่าจะเป็นกาแฟสำเร็จรูปจากภาคอุตสาหกรรม กาแฟสดจากร้านกาแฟ หรือแม้กระทั่งจากในครัวเรือน สำหรับประเทศไทยเองกระแสการบริโภคกาแฟกำลังเป็นที่จับตามอง มูลค่าของอุตสาหกรรมกาแฟในประเทศไทยในปี 2561 สูงถึง 17,000 ล้านบาท มีการผลิตกาแฟ 20,000 ตันต่อปี แต่ไม่เพียงต่อการบริโภค ซึ่งสูงถึง 120,000 ตันต่อปี และโดยเฉลี่ยแล้วคนไทยบริโภคกาแฟราว 0.5 ถึง 1.0 กิโลกรัมต่อปี ถือเป็นปริมาณที่น้อยมากเมื่อเปรียบเทียบกับสหรัฐอเมริกา 3.5 กิโลกรัมต่อปี และกลุ่มประเทศ

สแกนดิเนเวีย 10 กิโลกรัมต่อปี ดังนั้นจะเห็นได้ว่าตลาดการบริโภคกาแฟของไทยยังสามารถเติบโตขึ้นได้ โดยมีการคาดการณ์ไว้ว่า ภายในปี 2565 จะมีการบริโภคกาแฟในประเทศไทยสูงถึง 300,000 ตันต่อปี

กากกาแฟ (Spent Coffee Grounds; SCGs) เป็นของเหลือทิ้งจากกระบวนการการสกัดน้ำกาแฟ โดยจากปริมาณการบริโภคกาแฟในประเทศไทย เราจะมีกากกาแฟเหลือทิ้งเป็นจำนวนมากกว่า 290,000 ตันต่อปี ในปี 2565 โดยการจัดการกากกาแฟในอุตสาหกรรมกาแฟสำเร็จรูป การนำกากกาแฟไปเผาเพื่อสร้างเป็นพลังงานความร้อนใช้ในกระบวนการผลิต และในภาคครัวเรือนและร้านกาแฟส่วนใหญ่จะส่งกำจัด ปัจจุบันกระแสสิ่งแวดล้อมกำลังเป็นที่จับตามอง ทำให้มีการรณรงค์ลดปริมาณขยะ หรือนำขยะเหล่านั้นมาแปรรูปเป็นวัตถุดิบในอุตสาหกรรมต่อไป ซึ่งเราเรียกแนวคิดนี้ว่า แนวคิดเศรษฐกิจหมุนเวียน (Circular Economic) กากกาแฟเองถือได้ว่าเป็นวัตถุดิบที่มีอรรถประโยชน์มากมายด้วยส่วนประกอบของมัน เช่น น้ำมัน เส้นใย และสารออกฤทธิ์ทางชีวภาพ โดยเฉพาะสารต้านอนุมูลอิสระ ดังที่แสดงไว้ในรูปที่ 2.1 อาจจะถือได้ว่ากากกาแฟสามารถนำมาใช้ทดแทนวัตถุดิบที่มาจากปิโตรเลียม หรือมาจากแหล่งอาหาร (Edible Feedstock) ซึ่งนอกจากจะช่วยเรื่องสิ่งแวดล้อมและความมั่งคงด้านพลังงานและอาหารแล้ว ยังเป็นการลดการใช้จ่ายในการกำจัดกากกาแฟ และต้นทุนในการผลิตผลิตภัณฑ์ได้อีกด้วย

รูปที่ 2.1 องค์ประกอบของกากกาแฟและการนำไปใช้ประโยชน์

ในระดับงานวิจัย มีการพัฒนากระบวนการนำกากกาแฟมาใช้ประโยชน์และประสบความสำเร็จมากมาย โดยเฉพาะการสกัดเอาน้ำมันจากกากกาแฟมาผลิตเป็นไบโอดีเซล (Biodiesel) จากการสำรวจในวารสาร [3] กากกาแฟจะมีสัดส่วนน้ำมันอยู่ประมาณร้อยละ 10 ถึง 20 โดยน้ำหนัก ซึ่งเป็นปริมาณที่คุ้มทุนในการเอามาใช้เป็นวัตถุดิบในการสกัดน้ำมันแบบใช้สารละลาย (Solvent Extraction) แต่ปัญหาที่สำคัญของน้ำมันจากกากกาแฟ คือ คุณภาพของน้ำมันไม่เหมาะสมกับการนำไปใช้ผลิตไบโอดีเซลได้โดยตรง เนื่องจากค่าความเป็นกรด (Acid Value) สูงกว่าระดับที่แนะนำไว้

ค่าความเป็นกรดที่สูงของน้ำมันกากกาแฟมาจากกรดไขมันอิสระที่ได้จากการแตกตัวของน้ำมันหรือไขมันโดยกระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) โดยมีความร้อนและน้ำเป็นตัวกระตุ้นปฏิกิริยานี้ ซึ่งกากกาแฟเองได้ผ่านขั้นตอนที่สัมผัสกับความร้อนและน้ำมากมาย ตั้งแต่การคั่วกาแฟ การต้มกาแฟ และการตากกากกาแฟให้แห้งก่อนการจัดเก็บ ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่จะต้องมีการปรับสภาพน้ำมันจากกากกาแฟเสียก่อน เช่น การล้างด้วยสารละลายด่างเจือจาง การทำปฏิกิริยาเอสเทอริฟิเคชัน (Esterification) ด้วยกรดและแอลกอฮอล์ หรือการกลั่นแยกลำดับส่วน เป็นต้น หลังจากที่ผ่านการปรับสภาพแล้วน้ำมันกากกาแฟจะถูกเปลี่ยนให้เป็นไบโอดีเซล ผ่านกระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน (Transesterification) ที่ใช้ด่างและแอลกอฮอล์เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ไบโอดีเซลที่ออกมาได้มีคุณสมบัติใกล้เคียงกับไบโอดีเซลที่ผลิตจากปาล์มน้ำมันซึ่งจะเป็นไขที่อุณหภูมิต่ำ

นอกจากวิธีการผลิตไบโอดีเซลที่กล่าวมาแล้ว มีงานวิจัยหลายงานพัฒนากระบวนการทางเลือกในการผลิตไบโอดีเซลจากกากกาแฟโดยตรง โดยที่ไม่มีความจำเป็นที่จะต้องสกัดเอาน้ำมันออกมาก่อน เรียกว่า กระบวนการสกัดพร้อมการทำปฏิกิริยา (Reactive Extraction Process; In-situ Transesterification) ซึ่งสามารถลดความซับซ้อนและขั้นตอนการทำไบโอดีเซลจากกากกาแฟ ทำให้กระบวนการผลิตมีขนาดเล็ก และสามารถติดตั้งใกล้กับแหล่งกากกาแฟได้ แต่ยังมีปัญหาเรื่องต้นทุนการผลิตซึ่งจำเป็นที่จะต้องมีการพัฒนากันต่อไป [3]

2.1.3 การผลิตไบโอดีเซล

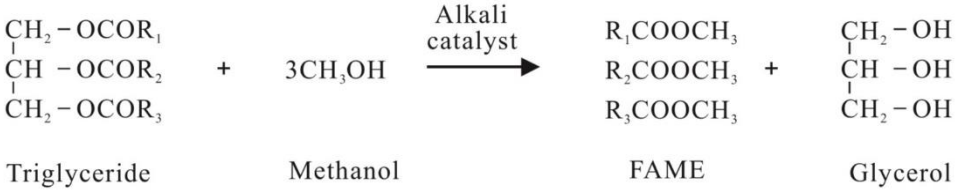
ไบโอดีเซลสามารถผลิตได้หลายวิธี เช่น การใช้โดยตรงและใช้เป็นน้ำมันผสม การทำเป็นไมโครอิมัลชัน (Microemulsion) การแตกสลายด้วยความร้อน (Pyrolysis) การทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน (Transesterification) โดยวิธีที่นิยมใช้ที่สุดในการผลิตไบโอดีเซล คือ การทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน [6]

2.1.3.1 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชัน

ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลมี 2 รูปแบบ คือ แบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาและไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

2.1.3.1.1 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

กระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นการทำปฏิกิริยาเคมีระหว่างไขมันหรือไตรกลีเซอไรด์ (Triglyceride) กับแอลกอฮอล์ได้ผลิตภัณฑ์เป็นกรดไขมันของเอสเทอร์และกลีเซอรอล โดยมีตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทกรดและเบส เพื่อเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาและผลผลิต [6] เช่น ไตรกลีเซอไรด์ทำปฏิกิริยากับเมทานอล ใช้ตัวเร่งประเภทเบสในการเร่งปฏิกิริยาได้เป็นเมทิลเอสเตอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid methyl ester, FAME) กับกลีเซอรอล (Glycerol) [6] ดังแสดงในรูปที่ 2.2

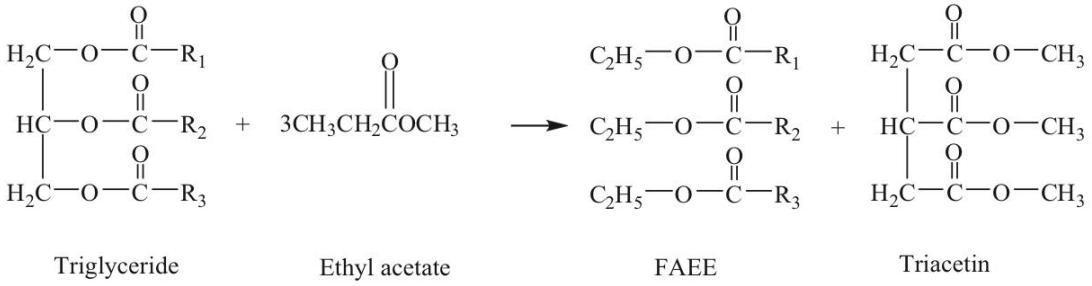


รูปที่ 2.2 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับเมทานอล [7]

2.1.3.1.2 ปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา

กระบวนการผลิตไบโอดีเซลโดยไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เช่น การนำน้ำมันปาล์มทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันกับเมทานอลในภาวะเหนือวิกฤต ซึ่งจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล โดยมีข้อดี คือ ใช้เวลาในการทำปฏิกิริยาน้อย แต่จำเป็นต้องใช้อุณหภูมิและความดันสูงประมาณ 280 ถึง 350 องศาเซลเซียส และ 20 ถึง 35 เมกะพาสคัล ตามลำดับ เพื่อทำให้เมทานอลอยู่ในภาวะเหนือวิกฤต [8]

การผลิตไบโอดีเซลด้วยปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบไม่ใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นไบโอดีเซลกับกลีเซอรอล ซึ่งกลีเซอรอลที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จะต้องผ่านกระบวนการแยกและทำให้บริสุทธ์ แต่ในปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชัน (Interesterification) เป็นการทำปฏิกิริยาระหว่างไตรกลีเซอไรด์กับเอทิลแอซีเตต ได้ผลิตภัณฑ์เป็นเอทิลเอสเตอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid ethyl ester, FAEE) กับไตรอะซีติน (Triacetin) [9] ซึ่งปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันสามารถผลิตไตรอะซีตินแทนการเกิดกลีเซอรอล [10] ดังแสดงในรูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 ปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันของไตรกลีเซอไรด์กับเอทิลแอซีเตต [8]

2.1.4 ตัวทำละลายในหมู่ carboxylate ester ที่ใช้ในการผลิตไบโอดีเซลในภาวะเหนือวิกฤต

จากการศึกษางานวิจัย Biodiesel production from rapeseed oil by various supercritical carboxylate esters [7] เป็นการศึกษาความสามารถของตัวทำละลายในหมู่คาร์บอกซิเลทเอสเทอร์ carboxylate ester ที่เหมาะสมในการผลิตแอลคิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid alkyl esters, FAAEs) และไตรอะซีตินแทนกลีเซอรอลในภาวะเหนือวิกฤต โดยมีข้อมูลทางทฤษฎี ดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 หมู่คาร์บอกซิเลตเอสเทอร์ต่าง ๆ ที่ใช้สำหรับการผลิตไบโอดีเซลในภาวะเหนือวิกฤต [7]

Carboxylate Esters	Critical point		Reaction pressure at	Molar ratio of solvent to oil	Theoretical maximum (wt%)	
	(T_C ,°C)	(P_C ,MPa)	350 C (MPa)	(vol, ratio)	FAAE	triacetin
Methyl carboxylates						
Methyl acetate	234	4.6	17.8	42(3.4)	100	25
Methyl propionate	258	4	15.4	42(4.1)	100	29
Methyl butyrate	281	3.5	11.2	42(4.9)	100	34
Ethyl carboxylates						
Ethyl acetate	250	3.9	16.3	42(4.2)	100	23
Ethyl propionate	273	3.4	14.5	42(4.9)	100	28
Ethyl butyrate	293	3.1	10.9	42(5.7)	100	32
Propyl carboxylate						
Propyl acetate	276	3.2	14.2	42(4.9)	100	22
Propyl propionate	305	3	10.4	42(5.7)	100	27
Propyl butyrate	327	2.7	4.6	42(6.4)	100	31
Butyl carboxylates						
Butyl acetate	306	3.1	9.2	42(5.7)	100	22
Butyl propionate	322	2.8	7.4	42(6.4)	100	26
Butyl butyrate	339	2.6	3.1	42(7.1)	100	30

จากผลการทดลองของงานวิจัยนี้พบว่าตัวทำละลายหมู่ carboxylate ester ที่ให้ผลผลิตร้อยละ โดยเรียงลำดับได้ดังนี้ เมทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid methyl ester, FAME) > เอทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid ethyl ester, FAEE) > โพรพิวเอสเทอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid Propyl ester, FAPE) > บิวทิลเอสเทอร์ของกรดไขมัน (Fatty acid Butyl ester, FABE) ทั้งนี้พบว่าตัวทำละลายที่เหมาะสมที่ให้ผลผลิตมากกว่าร้อยละ 50 คือ เมทิลแอซีเตตและเอทิลแอซีเตต [7]

2.1.5 การวิเคราะห์ปริมาณของสารและสัดส่วนของธาตุในกากกาแฟ (Proximate and ultimate analysis of spent coffee grounds)

จากงานวิจัยเรื่อง Spent coffee grounds as renewable energy source: Evaluation of the drying processes [11] ได้ผลค่าการวิเคราะห์ปริมาณของสาร สัดส่วนของธาตุและค่าความร้อนสูงของกากกาแฟ (Proximate and ultimate analysis and HHV of Spent coffee grounds) ดังตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 การวิเคราะห์ปริมาณของสาร สัดส่วนของธาตุและค่าความร้อนสูงในกากกาแฟ

Author	Moisture (%)	Ash (%)	Volatile matter (%)	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)	S (%)	Cellulose (%)	Hemicellulose (%)	Lignin (%)	LHV (MJ/kg)
M.M. Tun et al.(2020)	7.10	1.02	68.5	47.17	6.91	43.51	1.38	0.1	12.82	35.8	21.60	20.73
Kristanto and Wijaya (2018)	67.0	0.96	76.2	43.02	8.65	45.44	1.41	1.6	8.71	30.49	21.37	19.68
Kang et al.(2017)	11.69	2.06	70.1	53.05	7.19	53.05	1.45	0.05				18.82
Mata et al. (2018)	1.2-65.7	2.2		47.8-69.5			1.9-2.3		8.6-15.3	36.7±5.0	32.5±1.2	19.0-26.9

LHV = Lower Heating Value

จากผลค่าการวิเคราะห์พบว่า การวิเคราะห์แบบ Proximate analysis มีองค์ประกอบดังนี้ ปริมาณสารระเหยร้อยละ 68.5 เถ้าร้อยละ 1.02 ความชื้นร้อยละ 7.10 และปริมาณคาร์บอนคงตัวร้อยละ 23.38 การวิเคราะห์แบบ Ultimate analysis มีองค์ประกอบดังนี้ คาร์บอนร้อยละ 47.17 ไฮโดรเจนร้อยละ 6.91 ออกซิเจนร้อยละ 43.51 ไนโตรเจนร้อยละ 1.38 ซัลเฟอร์ร้อยละ 0.1 และเถ้าร้อยละ 1.02 [11]

2.1.6 การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจ (Techno-economic analysis)

วิศวกรใช้วิธีการทางคณิตศาสตร์ในการออกแบบสร้างแบบจำลองภายใต้กระบวนการต่าง ๆ เพื่อที่จะลดค่าใช้จ่ายและเวลา ซึ่งจำเป็นต้องใช้ความรู้อุณหพลศาสตร์ (Thermodynamic) จลนพลศาสตร์ (Kinetic) การถ่ายโอนมวลและความร้อน (Heat and Mass Transfer) และอื่น ๆ เพื่อให้แบบจำลองออกมาดีที่สุด การวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจ (Techno-economic analysis) จึงเป็นเครื่องมืออย่างหนึ่งในการประเมินความคุ้มค่าทางเศรษฐกิจโดยการประเมินจากแบบจำลอง ทำให้มีการปรับปรุงด้านเทคนิคและกระบวนการเพื่อให้เกิด

ประสิทธิภาพและความคุ้มค่าสูงสุดทางเศรษฐกิจ โดยการวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจแบ่งออกเป็น 3 หัวข้อหลัก ได้แก่

2.1.6.1 หลักการออกแบบและกระบวนการจำลอง

ในขั้นแรกต้องมีการออกแบบกระบวนการแนวความคิดพร้อมกับนำทรัพยากรอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้องกับระบบมาประเมินความคุ้มค่าพร้อมกับการสร้างแผนผังกระบวนการ (Process Flow Diagram, PFD) เพื่อให้ง่ายต่อการปรับเปลี่ยนขนาดกระบวนการ การประมาณต้นทุนของกระบวนการและการเลือกวิธีทางวิศวกรรมที่เหมาะสมกับกระบวนการสร้างแบบจำลอง

2.1.6.2 การประมาณต้นทุน

เงินลงทุนทั้งหมดคือต้นทุนในการสร้างโรงงานโดยแบ่งออกเป็นทางตรงและทางอ้อม

ทางตรง ได้แก่ อุปกรณ์ การติดตั้งอุปกรณ์และเครื่องมือ ระบบเครื่องมือวัด ระบบไฟฟ้า ระบบท่อ การก่อสร้าง ราคาที่ดินและอื่น ๆ

ทางอ้อม ได้แก่ วิศวกรและการควบคุมดูแล ค่าธรรมเนียมทางกฎหมาย ค่าใช้จ่ายทางด้านแรงงาน การรับเหมาและอื่น ๆ

2.1.6.3 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

แนวคิดทางเศรษฐกิจจะต้องเข้าใจทางด้านเศรษฐกิจพื้นฐาน ได้แก่

มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net present value, NPV) ผลต่างของมูลค่าปัจจุบันสุทธิของผลรวมกระแสเงินสดจ่ายและกระแสเงินสดรับ โดยใช้ NPV เพื่อวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของกระบวนการดังสมการที่ 2.1

$$(total)\ NPV = C_0 + \sum_{n=1}^{N} NPV_n = C_0 + \sum_{n=1}^{N} \frac{C_n}{(1+r)^n} \quad (2.1)$$

อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return, IRR) คือ การประเมินว่าการลงทุนให้ผลตอบแทนในอัตราเท่าใดหรือการสุ่มอัตราคิดลดที่ทำให้ NPV มีค่าเท่ากับศูนย์ กล่าวคือ ทำให้เงินสดสุทธิในอนาคตทอนมูลค่ากลับมาปัจจุบันแล้วมีค่าเท่ากับเงินลงทุนก้อนแรกซึ่งแสดงให้เห็นในสมการที่ 2.2

$$NPV = C_0 + \sum_{n=1}^{N} \frac{C_n}{(1+IRR)^n} = 0 \quad (2.2)$$

ระยะเวลาคืนทุน (Payback period, PBP) ระยะเวลาของการลงทุนที่จะใส่เงินสดรับสุทธิเท่ากับกระแสเงินสดจ่ายสุทธิพอดีหรือการลงทุนที่ไม่มีกำไรและขาดทุน

ผลตอบแทนจากการลงทุน (Rate of return on investment, ROI) อัตราส่วนผลตอบแทนจากการลงทุนโดยค่า ROI จะเปรียบเทียบเงินลงทุนกับผลตอบแทนที่ได้จากการลงทุน [5]

2.2 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Winatta Sakdasri และคณะ [8] ศึกษาการวิเคราะห์ทางเทคนิคและเศรษฐกิจของการผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มด้วยเมทานอลภาวะเหนือวิกฤตเปรียบเทียบกับกระผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา โดยแบ่งเป็น 3 กระบวนการดังนี้ การผลิตไบโอดีเซลโดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภทเบส ในอัตราส่วนโดยโมลเมทานอลต่อน้ำมันปาล์ม 6:1 (Alkali-cat) การผลิตไบโอดีเซลที่ภาวะเหนือวิกฤต ในอัตราส่วนโดยโมลเมทานอลต่อน้ำมันปาล์ม 42:1 (C-SCM) การผลิตไบโอดีเซลที่ภาวะเหนือวิกฤต ในอัตราส่วนเมทานอลต่อน้ำมันปาล์ม 12:1 (L-SCM) ผ่านการวิเคราะห์ด้วยโปรแกรม Aspen plus และอ้างอิงกำลังการผลิตจากโรงงานผลิตไบโอดีเซลปริมาณ 40,000 ตันต่อปี จากการวิเคราะห์พบว่า Alkali-cat ลงทุนเป็นจำนวนเงิน 4.19 ล้านดอลลาร์ ค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตต่อปีเท่ากับ 40.87 ล้านดอลลาร์ C-SCM ลงทุนเป็นจำนวนเงิน 9.91 ล้านดอลลาร์ ค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตต่อปีเท่ากับ 46.26 ล้านดอลลาร์ L-SCM ลงทุนเป็นจำนวนเงิน 7.19 ล้านดอลลาร์ ค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตต่อปีเท่ากับ 37.28 ล้านดอลลาร์ ทั้งนี้จะเห็นได้ว่ากระบวนการ C-SCM และ L-SCM ต้องใช้เงินลงทุนสูงกว่า Alkali-cat อย่างไรก็ตาม L-SCM ให้กำไรต่อปีมากที่สุดเป็นจำนวนเงินเท่ากับ 9.57 ล้านดอลลาร์ และใช้ระยะเวลาคืนทุนเท่ากับ 2.39 ปี ซึ่งสั้นกว่า Alkali-cat 3.52 ปี ในทางกลับกัน C-SCM เป็นกระบวนการที่ไม่เหมาะสมแก่การลงทุนเนื่องจากมีการใช้พลังงานมากและค่าใช้จ่ายในการผลิตที่สูง

Jeesung son และคณะ [12] ศึกษาผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลจากกากกาแฟโดยกระบวนการสกัดพร้อมทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันในขั้นตอนเดียวกันด้วยเมทานอลภาวะเหนือวิกฤต เพื่อหาประสิทธิภาพผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลที่ได้จากการสกัดและปัจจัยที่มีผลต่อการสกัดผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลที่เหมาะสม เช่น อัตราส่วนกากกาแฟกับเมทานอล อุณหภูมิ เวลาในการเกิดปฏิกิริยา เป็นต้น การสกัดไบโอดีเซลจากกากกาแฟโดยกระบวนการสกัดพร้อมทำปฏิกิริยาทรานส์เอสเทอริฟิเคชันในขั้นตอนเดียวกัน (In situ transesterification) ซึ่งช่วยลดเวลาและพลังงานที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาด้วยเมทานอลภาวะเหนือวิกฤต ที่ภาวะเหนือวิกฤตของเมทานอลมีอุณหภูมิ 239.4 องศาเซลเซียส และความดัน 79.5 บาร์ จากการทดลองได้นำกากกาแฟผสมกับเมทานอลในเครื่องปฏิกรณ์ ซึ่งออกแบบการทดลอง โดยใช้อุณหภูมิในช่วง 240 ถึง 300 องศาเซลเซียส เวลาที่ใช้ทำปฏิกิริยาช่วง 10 ถึง 60 นาที และอัตราส่วนเมทานอลต่อกากกาแฟจาก 4:1 ถึง 6:1 เพื่อหาภาวะที่เหมาะสมที่สุดในการทำปฏิกิริยา หลังจากนั้นนำเมทานอลที่ผสมอยู่ใน FAME และกากกาแฟไปวิเคราะห์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟี จากการทดลองพบว่า ปัจจัยหลักที่มีผลต่อร้อยละผลผลิตของไบโอดีเซล ได้แก่ เวลา อุณหภูมิ ปริมาณกากกาแฟที่ป้อนเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ และ อัตราส่วนเมทานอลต่อน้ำหนักกากกาแฟ โดยพบว่า ภาวะที่เหมาะสมได้ร้อยละผลผลิตของไบโอดีเซลสูงสุดเท่ากับ 10.17 โดยน้ำหนัก ที่อุณหภูมิเท่ากับ 270 องศาเซลเซียส โดยมีอัตราส่วนเมทานอลต่อ

น้ำหนักกากกาแฟ เท่ากับ 5:1 ในพื้นที่ว่างในการบรรจุ 58.4 มิลลิลิตรต่อกรัม ภายใต้ความดัน 90 บาร์ และเวลา 20 นาที โดยกระบวนการดังกล่าวเป็นกระบวนการที่ง่ายและเป็นมิตรต่อสิ่งแวดล้อมที่สามารถนำกากกาแฟจากชุมชนมาใช้ในการผลิตไบโอดีเซล

Kookos และคณะ [14] งานวิจัยนี้ เป็นการประเมินมูลค่าของกากกาแฟที่ใช้แล้วที่ได้รับความสนใจทั้งในด้านงานวิจัยและอุตสาหกรรม โดยงานวิจัยนี้ศึกษาการวิเคราะห์ทางเศรษฐกิจและความยั่งยืนต่อสิ่งแวดล้อมโดยการนำข้อมูลจากการทดลองเกี่ยวกับการประเมินมูลค่าของกากกาแฟที่ใช้แล้วมาใช้เป็นฐานข้อมูล ซึ่งเป็นปัญหาที่สำคัญมากในปัจจุบันและมีการนำเสนอหลักฐานเพื่อสนับสนุนข้อสรุปประสิทธิภาพทางเศรษฐกิจของกระบวนการที่ยอมรับได้จะมีประสิทธิภาพสำหรับการผลิตขนาดใหญ่เท่านั้น เป้าหมายของงานวิจัยนี้คือการนำเสนอการประเมินโดยละเอียดและการประเมินค่าความสามารถของกากกาแฟสำหรับการผลิตน้ำมันกากกาแฟและการแปรรูปเป็นไบโอดีเซล กระบวนการนี้ได้รับการสนใจในขอบเขตของงานวิจัย เนื่องจากครอบคลุมองค์ประกอบส่วนใหญ่ของกระบวนการบริโภคและการผลิตที่ยั่งยืน โดยมีจุดมุ่งหมายเพื่อเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์ที่ระบบไม่ต้องการ (by-product) ที่ปัจจุบันถือเป็นของเสียที่มีปริมาณมากในระบบ โดยโครงสร้างของโครงการนี้จะแบ่งออกเป็น 3 ขั้นตอนหลัก ๆ ได้แก่ การทำกากกาแฟให้แห้ง การสร้างโครงร่างผังกระบวนการสำหรับการผลิตไบโอดีเซล และการประเมินมาตรฐานทางเศรษฐกิจและสิ่งแวดล้อม จากนั้นจึงนำวิธีการเหล่านี้ไปปรับใช้ นำเสนอและวิเคราะห์ผลลัพธ์นอกจากนี้ยังมีการแสดงโดยการใช้การประเมินวัฏจักรชีวิตของผลิตภัณฑ์ แบบ “gate to gate” เพื่อประเมินถึงประสิทธิภาพของสิ่งแวดล้อมของกระบวนการที่เป็นที่ยอมรับและยั่งยืน ทั้งนี้จำเป็นต้องมีการวิจัยเพิ่มเติมเพื่อให้สามารถกู้คืนสารออกฤทธิ์ทางชีวภาพที่มีอยู่ในกากกาแฟได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยสารประกอบเหล่านี้มีมูลค่าอย่างมีนัยสำคัญที่สามารถทำให้กระบวนการนี้มีความน่าสนใจในทางด้านเศรษฐกิจและสามารถทำให้เป็นจริงได้

Wirasinee Supang และคณะ [15] ได้ศึกษาการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟคั่วบดโดยเอทิลแอซีเตตที่ภาวะเหนือวิกฤต กากกาแฟเป็นของเสียจากอุตสาหกรรมกาแฟที่มีแนวโน้มเพิ่มปริมาณมากขึ้นอย่างต่อเนื่องทุกปี เพื่อเพิ่มมูลค่าของกากกาแฟ การใช้เอทิลแอซิเตตเป็นตัวทำละลายเพื่อสกัดและทำปฏิกิริยาในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพผ่านปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชัน การวิเคราะห์องค์ประกอบของกากกาแฟแสดงให้เห็นว่า ความชื้นในกากกาแฟสดมีค่าประมาณร้อยละ 56 โดยน้ำหนัก เมื่อผ่านการอบความชื้นของตัวอย่างกากกาแฟลดลงเหลือร้อยละ 12.76 โดยน้ำหนัก เพื่อยืดระยะเวลาการเก็บรวมถึงลดผลกระทบของปฏิกิริยาไฮโดรไลสิสในปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอร์ริฟิเคชันขั้นตอนการทำแห้งมีความจำเป็นต่อการลดปริมาณน้ำในตัวอย่างกากกาแฟ ปฏิกิริยาไฮโดรไลซิสทำให้ค่ากรดของเชื้อเพลิงชีวภาพที่ผลิตได้สูงขึ้น เอทิลแอซีเตตเป็นตัวทำละลายที่เหมาะสม เนื่องจากสามารถสกัดน้ำมันจากกากกาแฟได้ในปริมาณสูง (ร้อยละ 22.74) สารตั้งต้นในการผลิต

เชื้อเพลิงชีวภาพคือ ของผสมระหว่างน้ำมันกาแฟและเอทิลแอซิเตตที่อัตราส่วนโดยโมล 1 ต่อ 30 สกัดที่อุณหภูมิและความดันบรรยากาศ ในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพตัวแปรที่ศึกษาในงานวิจัยนี้ ได้แก่ อุณหภูมิที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา (275, 300, 325, และ 350 องศาเซลเซียส) และอัตราการไหลของสารที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา (2, 2.5, และ 3 กรัมต่อนาที) ทำการทดลองภายใต้ความดัน 15 เมกะพาสคัล ปริมาณเอทิลเอสเทอร์ของกรดไขมันตรวจวัดด้วยเครื่องแก๊สโครมาโทกราฟ จากการทดลองพบว่าภาวะที่เหมาะสม คืออุณหภูมิที่ 350 องศาเซลเซียสและควบคุมอัตราการไหลของสารที่ 2.5 กรัมต่อนาที ให้ผลิตภัณฑ์เป็นเชื้อเพลิงชีวภาพที่มีปริมาณเอทิลเอสเทอร์ของกรดไขมันร้อยละ 86.44 ของน้ำหนัก ซึ่งสามารถสรุปได้ว่ากากกาแฟเป็นวัตถุดิบที่เหมาะสมในการผลิตเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพในเอทิลแอซีเตตที่ภาวะเหนือวิกฤต เป็นหนึ่งในทางเลือกที่สามารถเพิ่มมูลค่าให้กับกากกาแฟ

บทที่ 3

การดำเนินการทดลอง

3.1 เครื่องมือและอุปกรณ์

คอมพิวเตอร์และโปรแกรม Aspen plus V11

3.2 วัตถุดิบ

กากกาแฟเป็นวัตถุดิบที่เหลือทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรมกาแฟ โดยในกากกาแฟมีองค์ประกอบคาร์โบไฮเดรต ลิกนิน น้ำมันกาแฟ เป็นต้น ซึ่งน้ำมันกาแฟสามารถสกัดออกมาได้ โดยใช้เอทิลแอซีเตตเป็นทั้งสารละลายในการสกัดและทำปฏิกิริยาเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซล

3.3 ขั้นตอนการดำเนินการ

แบ่งออกเป็น 2 วิธี คือ ขั้นตอนการจำลองและออกแบบกระบวนการและขั้นตอนการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

3.3.1 ขั้นตอนการจำลองและออกแบบกระบวนการ

การประเมินความเป็นไปได้ทางเทคโนโลยี ดุลมวลและพลังงานและขนาดอุปกรณ์ที่มีความเหมาะสมสำหรับการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ การจำลองและออกแบบกระบวนการได้ดำเนินการโดยใช้โปรแกรม Aspen plus V11 [13] วัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการ คือ กากกาแฟและเอทิลแอซีเตต ซึ่งกากกาแฟจะมีองค์ประกอบของน้ำมันกาแฟประมาณร้อยละ 22.74 โดยน้ำหนัก ความชื้นประมาณร้อยละ 65 และส่วนประกอบอื่นๆ สภาวะที่ใช้ในการจำลองและออกแบบกระบวนการ คือ อัตราส่วนโดยโมลของน้ำมันกาแฟต่อเอทิลแอซีเตต 1:30 อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส และความดัน 150 เมกะพาสคัส ซึ่งโรงงานมีกำลังการผลิต 1,800 และ 30,000 ตันต่อปี ในโรงงานผลิตไบโอดีเซลจะประกอบไปด้วยหน่วยการผลิตดังนี้ การทำแห้งของกากกาแฟ การสกัดน้ำมัน การทำปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันที่ภาวะเหนือวิกฤต และการกลั่น

หน่วยการทำแห้งของกากกาแฟ โดยทั่วไปองค์ประกอบของกากกาแฟมีความชื้นอยู่ประมาณร้อยละ 65 เพื่อลดผลกระทบที่อาจเกิดขึ้นจากการปนเปื้อนของน้ำในหน่วยการผลิตถัดไป จำเป็นต้องมีการทำแห้งเพื่อลดความชื้นของกากกาแฟออกให้หมด ซึ่งอุปกรณ์ในหน่วยการทำแห้งนี้ประกอบด้วย เครื่องทำแห้งแบบฟลูอิไดซ์เบด (Fluidized bed dryer, FDB-101) เครื่องอัดอากาศ (Compressor, C-101) และเครื่องให้ความร้อน (Heater, E-101) กากกาแฟที่แห้งจะถูกป้อนเข้าหน่วยสกัดน้ำมันต่อไป

หน่วยสกัดน้ำมัน เป็นการสกัดน้ำมันที่มีอยู่ในกากกาแฟประมาณร้อยละ 22.74 ด้วยเอทิลแอซีเตต น้ำมันกาแฟที่สกัดได้มีองค์ประกอบของกรดลิโนเลอิกมากที่สุด จึงพิจารณาไตรกลีเซอไรด์เป็นไตรลิโนเลอิน (Trilinolein) อุปกรณ์ในหน่วยการสกัดประกอบด้วย เครื่องสกัด (Extractor, MT-101) เครื่องแยกของแข็งและของเหลว (Nozzle centrifugal separator, CF-101) กากกาแฟที่แยกออกมาได้จะถูกส่งกำจัดต่อไป ส่วนของเหลวที่เป็นของผสมน้ำมันกาแฟกับเอทิลแอซีเตตจะถูกป้อนเข้าหน่วยทำปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันที่ภาวะเหนือวิกฤต

หน่วยทำปฏิกิริยา เป็นการทำปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต ได้ผลิตภัณฑ์เป็นไบโอดีเซลและไตรอะซีติน อุปกรณ์ในหน่วยการทำปฏิกิริยาประกอบด้วย ปั๊ม (Pump, P-101) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger, E-102) และเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง (Plug flow reactor, R-101) ผลิตภัณฑ์จะถูกป้อนผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E-102 และวาล์วเพื่อลดอุณหภูมิและความดันตามลำดับ ก่อนเข้าหน่วยกลั่น

หน่วยกลั่น เป็นการกลั่นเพื่อทำผลิตภัณฑ์ให้บริสุทธิ์ ไม่มีสารอื่น ๆ ปนเปื้อน ซึ่งสิ่งปนเปื้อนเหล่านี้จะมีผลกับคุณภาพหรือสมบัติของผลิตภัณฑ์ โดยหน่วยการกลั่นจะประกอบด้วยหอกลั่นจำนวน 2 หอ หอกลั่นที่ 1 (T-101) กลั่นเอทิลแอซีเตตออกบนยอดหอและป้อนกลับใช้อีก ส่วนผลิตภัณฑ์ก้นหอจะป้อนเข้าหอกลั่นที่ 2 (T-102) เพื่อกลั่นแยกเอทิลแอซีเตตที่ยังปนเปื้อนในผลิตภัณฑ์ออกและป้อนกลับไปใช้เป็นสารตั้งต้น ส่วนที่ก้นหอจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นไบโอดีเซลที่ผสมกับไตรอะซีติน

หน่วยการผลิตเหล่านี้จะถูกจำลองและออกแบบกระบวนการในโปรแกรม Aspen plus V11 เพื่อประเมินความเป็นไปได้ของกระบวนการ การใช้พลังงานทั้งหมดในกระบวนการรวมถึงการประมาณขนาดอุปกรณ์ต่าง ๆ และใช้ข้อมูลจากการจำลองกระบวนการไปใช้ในการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ต่อไป

3.3.2 ขั้นตอนการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

ในงานวิจัยนี้ จะมุ่งเน้นไปที่การประมาณราคาทุน (Capital cost) ต้นทุนที่เกี่ยวข้องกับการก่อสร้างโรงงานใหม่ หรือ การปรับปรุงโรงงานให้ได้คุณภาพตามต้องการ ในส่วนของราคาอุปกรณ์จะยึดตามราคาจากวรรณกรรมเป็นหลัก [13] [14] และ ค่า CAPCOST [14] โดยการนำทั้งราคาต้นทุนและค่าใช้จ่ายสาธารณูปโภคมาพิจารณาเพื่อให้เกิดความแม่นยำในการเปรียบเทียบในอุตสาหกรรมการผลิตประเภทเดียวกัน สำหรับต้นทุนการผลิตกระบวนการทางเคมีแสดงให้เห็นว่าขึ้นอยู่กับเงินลงทุนคงที่ (Fixed capital investment) ต้นทุนแรงงานในการดำเนินงาน (Cost of operating labor) ค่าสาธารณูปโภค (Cost of utilities) ต้นทุนการบำบัดของเสีย (Cost of waste treatment) และต้นทุนวัตถุดิบ (Cost of raw materials) โดยส่วนใหญ่ต้นทุนวัตถุดิบเป็นต้นทุนส่วนมากที่สุด โดยมีการใช้ดัชนีต้นทุนโรงงานวิศวกรรมเคมี (CEPCI) มาใช้ในการคำนวณให้การคำนวณ

สามารถเป็นไปตามปัจจุบัน โดยที่มีการประเมินความสามารถในการทำกำไรโดยการใช้อัตราคิดลด (Discount rate, MARR) ในการวิเคราะห์การลดกระแสเงินสด (Discounted cash flow) ซึ่งการวิเคราะห์เหล่านี้ทำให้เราทราบมูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net present value, NPV) อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal rate of return, IRR) และระยะเวลาในการคืนทุนได้ (Payback period) นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์อัตราการผลิตขั้นต่ำ (Breakeven point) และการวิเคราะห์ความไวของตัวแปร (Sensitivity analysis)

3.3.2.1 สมมติฐานทางเศรษฐศาสตร์

วิธีการคิดค่าเสื่อมราคาที่แตกต่างกันมีผลกระทบต่อกระแสเงินสดหลังหักภาษี ดังนั้น ในโครงการนี้จึงเลือกใช้ค่าเสื่อมราคาด้วยกระแสเงินสูงสุดในช่วงปีแรก ๆ เนื่องจากมูลค่าเงินในปัจจุบันมีค่ามากกว่าเงินในอนาคต โดยวิธีที่เลือกใช้คือ ระบบกู้คืนต้นทุนแบบเร่งด่วนที่แก้ไขแล้ว (MACRS) ซึ่งเป็นวิธีที่ผสมระหว่างวิธีคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง (SL) และวิธีคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่า (DDB) ทั้งนี้วิธีระบบกู้คืนต้นทุนแบบเร่งด่วนที่แก้ไขแล้วช่วยให้ได้รับเงินค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานสำหรับเงินทุนมากที่สุดในการลงทุนช่วงต้นปี โดยวิธีการดังกล่าวจะคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่าเป็นวิธีแรก เพื่อให้ได้ผลตอบแทนการเสื่อมราคามากขึ้น จากนั้นจึงคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง เมื่อค่าเสื่อมราคาสูงกว่าวิธีที่คิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่า โดยการคิดค่าเสื่อมราคาจะสมมติฐานให้เกิดขึ้นมากกว่า 7 ปี [14]

ดัชนีต้นทุนโรงงานเคมี (CEPCI) ประจำปีธันวาคม 2020 คือ 596.2 [16] ทั้งนี้ในงานวิจัยนี้ได้กำหนดระยะเวลาในการคำนวณไว้ 20 ปี โดยได้กำหนดค่าอัตราผลตอบแทนต่ำสุดที่ยอมรับได้ (MARR) ไว้ที่ร้อยละ 10 จากการประมาณอัตราเงินกู้และผลกำไรตอบแทนที่ต้องการ ค่าอัตราเงินเฟ้ออยู่ที่ร้อยละ 2 (Inflation rate) จากการประมาณคาดการณ์เศรษฐกิจโลก [22] และอัตราภาษีร้อยละ 35 [21] นอกจากนี้ยังกำหนดให้เงินทุนหมุนเวียน (Working capital) คิดเป็นร้อยละ 20 ของค่าเงินลงทุนแรกเริ่ม (TCI)

ตารางที่ 3.1 สมมติฐานของการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

Project life (Year after Start up)	20
Taxation rate	35 %
Annual interest rate	10 %
Inflation rate	2 %
Depreciation method	MACRS
Salvage Value	-
Working capital	20 % of FCI

3.3.2.2 คำนวณเงินลงทุนอุปกรณ์

การคำนวณเงินลงทุนอุปกรณ์จะประกอบด้วย 2 ส่วนคือค่าจากวรรณกรรมและค่าจากการโปรแกรม CAPCOST 2017 [13],[14],[16]

ส่วนการทำให้แห้งยึดค่าใช้จ่ายจากวรรณกรรม [14]

โดยในงานวรรณกรรมดังกล่าว ได้กำหนดค่าอุปกรณ์ไว้ ดังตารางที่ ก-3 (FOB Cost) และได้ประมาณค่าเงินลงทุนเริ่มต้น (FCI) โดยให้มีค่าเป็น 3 เท่าของราคาอุปกรณ์ดังกล่าว

การประมาณราคาของอุปกรณ์จากช่วงเวลาที่ต่างกัน

ตัวประกอบเวลา (Cost index) มีไว้ใช้ในการประมาณราคาค่าอุปกรณ์ในอนาคตในกรณีที่เราทราบค่าอุปกรณ์ในอดีตโดยมีสูตรการคำนวณดังนี้

ราคาอุปกรณ์ในปัจจุบัน = ราคาอุปกรณ์ในอดีต × ตัวประกอบเวลาในปัจจุบัน/ตัวประกอบเวลาในอดีต (3.1)

ทั้งนี้ตัวประกอบเวลาได้มีนักวิจัยได้ทำการวิเคราะห์หลายตัวประกอบด้วยกัน เช่น Marshall and Swift equipment indexes, Nelson-Farrar construction index, Engineering News-Record construction index และ Chemical Engineering plant cost index โดยในการทดลองนี้ได้ยึดตัวประกอบเวลา Chemical Engineering plant cost index

3.3.2.3 คำนวณเงินลงทุนเริ่มต้น

เงินลงทุนเริ่มต้น (Fixed capital investment, FCI)

เงินลงทุนเริ่มต้นเป็นเงินลงทุนที่คงที่ ไม่มีการเปลี่ยนแปลงไปตามเวลาที่ใช้ลงทุน โดยเงินลงทุนเริ่มต้นนี้จะขึ้นอยู่กับแต่ละโรงงาน เช่น ราคาเครื่องมือและอุปกรณ์ ค่าใช้จ่ายการติดตั้งระบบควบคุม และค่าเช่าที่ดินในการตั้งโรงงาน เป็นต้น ซึ่งยังแบ่งออกเป็นอีก 2 ประเภท ได้แก่ ค่าใช้จ่ายทางตรง และค่าใช้จ่ายทางอ้อม ในส่วนของค่าใช้จ่ายทางตรงงานวิจัยนี้ได้ใช้โปรแกรม CAPCOST 2017 ที่ได้อ้างอิงวิธีการจากหนังสือ Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes [15] ในส่วนการคำนวณเงินลงทุนเริ่มจากค่าใช้จ่ายทางอ้อมจะเริ่มจากการกำหนดสัดส่วนของค่าต่าง ๆ จากค่าใช้จ่ายทางตรงก่อน (FCI) จากนั้นทำการเทียบให้มีค่าเต็มร้อยละ (Normalization) และจึงหาค่าอุปกรณ์ทั้งหมดภายในโรงงาน

เงินลงทุนหมุนเวียน (Working capital, WC)

เงินลงทุนหมุนเวียน คือ เงินค่ามัดจำต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องและใช้หมุนเวียนเงินในระบบ ซึ่งมีค่าในช่วงร้อยละ 10 ถึง 20 ของมูลค่าเงินลงทุนแรกเริ่ม (Total capital investment, TCI) สำหรับโรงงานผลิตกระแสไฟฟ้าจากพลังงานแสงอาทิตย์โรงงานนี้ กำหนดให้ค่าเงินลงทุนหมุนเวียนมีมูลค่าคิดเป็นร้อยละ 20 ของมูลค่าเงินลงทุนแรกเริ่ม ดังที่แสดงในสมการที่ 3.2

พลังงานแสงอาทิตย์โรงงานนี้ กำหนดให้ค่าเงินลงทุนหมุนเวียนมีมูลค่าคิดเป็นร้อยละ 20 ของมูลค่าเงินลงทุนแรกเริ่ม ดังที่แสดงในสมการที่ 3.2

$$TCI = 0.8FCI + 0.2WC \quad (3.2)$$

3.3.2.4 การคิดต้นทุนการผลิต

สมมติฐานสำหรับการคิดต้นทุนการผลิต

ต้นทุนการปฏิบัติการและเงินทุนมีบทบาทสำคัญในความเป็นไปได้ทางเศรษฐศาสตร์ของโรงงาน การปฏิบัติการของโรงงานมีต้นทุนการผลิตที่เกิดขึ้นได้จาก ค่าแรงงานปฏิบัติการ ค่าสาธารณูปโภค ต้นทุนวัตถุดิบและค่าใช้จ่ายในการบำบัดของเสีย โดยรายละเอียดและสมมติฐานของต้นทุนในส่วนต่าง ๆ แสดงได้ ดังนี้

ค่าปฏิบัติงานของคนงาน (Cost of Operating Labor : C_{OL})

ค่าปฏิบัติงาน หรือค่าแรงงานสามารถคำนวณได้จากสมการ 3.3

$$N_{OL} = (6.29+31.7P^2 +0.23N_{np})^{0.5} \quad (3.3)$$

โดย N_{OL} คือ จำนวนแรงงานต่อกะ
P คือ จำนวนขั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับกระบวนที่เป็นของแข็ง
N_{np} คือ จำนวนอุปกรณ์ทั้งหมดที่เป็นเครื่องอัดอากาศ หอกลั่น เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องให้ความร้อนและเครื่องทำความเย็น

ค่าวัตถุดิบ (Raw material cost)

ค่าวัตถุดิบที่ใช้ในกระบวนการสามารถคำนวณได้จากปริมาณสารตั้งต้นที่ใช้คูณกับราคาของสารตั้งต้นและเวลาที่ใช้ในการผลิตต่อปี (8,304 ชั่วโมงต่อปี) โดยวัตถุดิบที่ใช้ในโรงงานนี้ ได้แก่ กากกาแฟ (SCGs) โดยราคากากกาแฟคือ 20 ดอลลาร์สหรัฐต่อตัน อ้างอิงจาก [14] และ ETA โดยราคา ETA คือ 800 ดอลลาร์สหรัฐต่อตัน อ้างอิงจาก [23]

ตารางที่ 3.2 ราคาของวัตถุดิบที่ใช้ภายในโรงงาน

Material	Flow rate (ton/year)	Price ($/ton)
SCGs	24,222.77	20
ETA (Operate)	433.24	800

การเพิ่มประสิทธิภาพทางเศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม คือ การลดปริมาณของเสีย โดยการทำการแยกเอทิลแอซีเตต (ETA) ผ่านหอกลั่น 2 และยังสามารถนำ ETA กลับไปใช้ใหม่ได้เพื่อลดต้นทุนการผลิต

ค่าสาธารณูปโภค

การใช้สาธารณูปโภคในโรงงานมี 3 ประเภท คือ ไอน้ำร้อน น้ำหล่อเย็น และไฟฟ้า ซึ่งค่าสาธารณูปโภคโดยอ้างอิงราคาจากหนังสือ Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes [16],[17],[18]

ค่าการบำบัดของเสีย

ค่าการบำบัดของเสียภายในโรงงานสามารถคำนวณได้จากการนำปริมาณของเสียจากโรงงานคูณกับราคาของการบำบัดของเสีย ซึ่งของเสียในโรงงาน คือ กากกาแฟแห้ง (DSCGs) ที่เหลือจากการสกัดน้ำมันกาแฟ [16]

ในงานวิจัยนี้ ใช้สมการในการคำนวณต้นทุนการผลิต (COM) [16] ดังนี้:

$$COM = 0.180 \times FCI + 2.73 \times C_{oL} + 1.23 \times (C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (3.4)$$

โดย FCI คือ เงินทุนเริ่มต้น

C_{oL} คือ ค่าแรงปฏิบัติการ

C_{RM} คือ ต้นทุนวัตถุดิบ

C_{UT} คือ ต้นทุนสาธารณูปโภค

C_{WT} คือ ค่าใช้จ่ายในการบำบัดของเสีย

รายได้จากการขายผลิตภัณฑ์ (Revenue)

ภายในโรงงานจะมีการนำผลิตภัณฑ์หลัก ๆ คือ ไบโอดีเซล โดยอ้างอิงจากราคาไบโอดีเซลปี 2020 [19]

3.3.2.5 การคิดอัตราตอบแทนขั้นต่ำร่วมกับผลของอัตราเงินเฟ้อ

อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำร่วมกับผลของอัตราเงินเฟ้อ ($MARR_A$) คือ อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำโดยการพิจารณาอัตราเติบโตของเงิน โดยมีสูตรการคำนวณดังนี้

$$MARR_A = MARR + f + (MARR \times f) \quad (3.5)$$

โดยที่ MARR คือ อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำของในโครงการ

f คือ อัตราการเติบโตของเงิน หรือ อัตราเงินเฟ้อ โดยในงานวิจัยนี้มีค่าเท่ากับร้อยละ 2 [22]

3.3.2.6 ค่าการเสื่อมราคา

ค่าเสื่อมราคา (Depreciation) คือมูลค่าที่หายไปต่อปีของทรัพย์สินที่ลงทุนไป โดยการที่ทรัพย์สินมีมูลค่าน้อยลงหรือมีค่าเสื่อมราคามาก จะทำให้เสียภาษีต่อปีน้อยลง โดย ณ ที่นี้จะทำการคำนวณค่าเสื่อมราคา ด้วยวิธีกู้คืนต้นทุนแบบเร่งด่วนที่แก้ไขแล้ว (MACRS) [14] ซึ่งเป็นวิธีที่ผสมระหว่างวิธีคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง (SL) และ วิธีคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่า (DDB) และตั้งสมมติฐาน ว่าระยะเวลาการทำงานของโรงงานนี้ (Project year) คือ 20 ปี และค่าซาก (Salvage Value, S_a) มีค่าเป็นศูนย์ โดยจะต้องไม่รวมค่าที่ดิน (Land) ค่าอาคาร (Buildings) ค่าปรับปรุงที่ดิน (Yard improvement) หรือเรียกว่า FCI

การคำนวณ Depreciation แบบ DDB 200%

- การคำนวณหาค่าอัตราการเสื่อมราคา (a) สามารถคำนวณได้ดังสมการ

$$a = 2/N$$

โดยที่ N คือจำนวนปีที่โรงงานผลิตไบโอดีเซล

- การคำนวณค่า Book value (B_n) สามารถคำนวณได้ดังสมการ

$$B_n = B_{n-1} - D_n$$

การคำนวณ Depreciation แบบ SL

- การคำนวณหาค่าเสื่อมราคา (D) ที่คงที่

$$D = (B-S_d)/N_d$$

โดยที่ N_d จำนวนปีที่เหลือจากการคิดด้วยวิธีแบบ DDB

3.3.2.7 การวิเคราะห์ค่ากระแสเงิน

การวิเคราะห์กระแสเงินของโรงงานกำหนดตัวแปร ดังนี้ อัตราภาษี (Tax rate) คิดเป็นร้อยละ 35 ต่อปี [21] จำนวนปีในการผลิต (N) เท่ากับ 40 ปี อัตราผลตอบแทนน้อยที่สุดที่ยอมรับได้ (MARR, i) เท่ากับร้อยละ 10 ต่อปี

Cash Flow before Tax (CFBT) คือ กระแสเงินสดก่อนคิดภาษี

Gross Income (GI) คือ รายรับทั้งหมดซึ่งได้จากการจำหน่ายไบโอดีเซล

Operating Expense (E) คือ ค่าใช้จ่ายทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการผลิต (COM)

Actual Salvage Value (S_a) คือ ค่าซาก

Present Investment (P) คือ คือ เงินลงทุนเริ่มต้นของโรงงาน (TCI)

Gain or Loss (G/L) คือ คือ ผลกำไร/ขาดทุน

Depreciation (D) คือ ค่าเสื่อมราคา

Taxable Income (TI) คือ มูลค่าของเงินที่จะนำไปคิดภาษี (TI = GI – E – S_a – D + G/L)

Income Tax (IT) คือ เงินภาษีที่ต้องจ่าย (IT = TI x Tax rate)

Cash Flow after Tax (CFAT) คือ กระแสเงินสดหลังคิดภาษี (CAFT = GI – E + P + S_a – IT)

Present worth (PW) คือ ค่ากระแสเงินหลังคิดภาษีโดยเทียบเป็นปีในปัจจุบัน

เนื่องจากค่าซากจริง (Actual Salvage Value) มีค่าเท่ากับค่าซากที่ต้องการ (Expected Salvage Value) ทำให้ไม่ต้องคิดผลกำไร / ขาดทุนของค่าซาก (G/L) หลังจากนั้นจึงเอาไปคำนวณเพื่อหาค่ากระแสเงินในแต่ละปีตลอดช่วงการดำเนินกิจการของโรงงาน

3.3.2.8 เครื่องมือในการประเมินราคา

มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value, NPV)

มูลค่าปัจจุบันสุทธิ หรือ NPV คือ ผลต่างของ Present Value (มูลค่าปัจจุบัน) ของผลรวมกระแสเงินสดจ่ายสุทธิและกระแสเงินสดรับสุทธิ เราใช้ Net Present Value (NPV) เพื่อวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของโครงการ ถ้า Present Value (PV) ของกระแสเงินสดรับสุทธิมากกว่า PV ของกระแสเงินสดจ่ายสุทธิ NPV จะมีค่ามากกว่าศูนย์และในทางตรงข้ามกัน NPV จะมีค่าติดลบ

$$NPV = \sum_{j=0}^{N} \frac{A_j}{(1+i)^j} - I \qquad (3.6)$$

N = อายุของโครงการ

A_j = กระแสเงินสดที่เกิดขึ้นที่ปลายปี j

I = ค่าเงินลงทุนแรกเริ่ม

I = อัตราตอบแทนขั้นต่ำเมื่อรวมผลของอัตราเงินเฟ้อ

อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำ (Interest rate of return, IRR)

อัตราผลตอบแทนของโรงงาน คือ อัตราผลตอบแทนที่ใช้เป็น discount rate ในการหามูลค่าปัจจุบันของกระแสเงินสดที่เกิดขึ้นจากการลงทุน โดยทำให้มูลค่าปัจจุบันรวมของกระแสเงินสดที่คาดว่าจะได้รับจากลงทุน จะมีค่าเท่ากับมูลค่าปัจจุบันรวมของเงินลงทุนที่จ่ายไปพอดี

ในการคำนวณ IRR เป็น discount rate ที่ทำให้ net present value (NPV) เท่ากับศูนย์ กำหนดให้มีการคิดภาษี (Taxes) อยู่ที่ร้อยละ 35 ซึ่งเป็นอัตราภาษีสำหรับโรงงานขนาดใหญ่ อัตราเงินเฟ้ออยู่ที่ร้อยละ 2 และกำหนดค่า MARR เท่ากับร้อยละ 10 โดยเป็นค่าประมาณที่คิดมาจากอัตราเงินกู้และผลกำไรตอบแทนที่ต้องการ

ระยะเวลาคืนทุน (Payback period)

ระยะเวลาคืนทุน คือ ระยะเวลาทั้งหมดที่คาดว่าจะต้องใช้ เพื่อให้ได้กระแสเงินสดที่ได้รับสุทธิรวมจากการลงทุนที่จ่ายพอดี โดยจะสามารถคำนวณได้ 2 วิธีคือ การคำนวณแบบ Discounted payback Period คือการคิดระยะเวลาคืนทุนปกติ เพียงแต่ปรับกระแสเงินสดที่เกิดขึ้นในแต่ละปีให้เป็นมูลค่าปัจจุบันก่อน แล้วจึงนำมาคำนวณหาคำตอบ ซึ่งจะมีผลทำให้ระยะเวลาคืนทุนยาวกว่าวิธีที่ไม่คิดค่าของเงิน หรือการคำนวณแบบที่ Non-discounted payback Period คือการคิดระยะเวลาคืนทุนแบบคิดผลของอัตราการเติบโตของค่าเงิน

จุดคุ้มทุน (Breakeven point)

Breakeven point คือ จุดคุ้มทุน จุดที่เท่าทุน จุดที่ไม่ได้ทั้งกำไร และไม่เกิดการขาดทุน หรือง่าย ๆ จุดคุ้มทุน คือจุดที่รายรับเท่ากับต้นทุน ซึ่งจุดที่อยู่ต่ำกว่าจุดคุ้มทุนก็คือขาดทุน (Loss) และจุดที่มากกว่าจุดคุ้มทุนคือกำไร (Profit) ทั้งนี้จุดคุ้มทุนดังกล่าวจะไม่คิดอัตราการเติบโตของเงิน เช่น อัตราเงินเฟ้อ (Inflation) อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำ (MARR) เป็นต้น โดยจะมีสูตรการคำนวณดังนี้

$$Breakeven\ point\ = \frac{Fixed\ cost}{Total\ Sales\ Revenue - Variable\ cost} \tag{3.7}$$

Breakeven point = จุดคุ้มทุน

Fixed cost = ต้นทุนคงที่หรือต้นทุนที่ไม่เปลี่ยนแปลง

Total Sales Revenue = รายรับที่ได้จากโรงงานทั้งหมด

Variable cost = ต้นทุนผันแปร คือ ต้นทุนการผลิตที่มีการเปลี่ยนแปลงไปตามจำนวนสินค้าที่ผลิต

ราคาคุ้มทุน (Breakeven price)

Breakeven price คือ ราคาคุ้มทุน ราคาที่เท่าทุน ราคาที่ไม่ได้กำไร และไม่เกิดการขาดทุน หรือง่าย ๆ ราคาคุ้มทุน คือ ราคาที่ขายที่ทำให้รายรับเท่ากับต้นทุน ซึ่งราคาที่อยู่ต่ำกว่าราคาคุ้มทุนก็คือราคาที่ทำให้การผลิตขาดทุน (Loss) และราคาที่มากกว่าราคาคุ้มทุนคือกำไร (Profit) ทั้งนี้ราคาคุ้มทุนดังกล่าวจะไม่คิดอัตราการเติบโตของเงิน เช่น อัตราเงินเฟ้อ (Inflation) อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำ (MARR) เป็นต้น โดยจะมีสูตรการคำนวณดังนี้

$$Breakeven\ price\ = \frac{Fixed\ cost}{Production\ Volume} + Variable\ cost \tag{3.8}$$

Breakeven price = ราคาคุ้มทุน

Fixed cost = ต้นทุนคงที่หรือต้นทุนที่ไม่เปลี่ยนแปลง

Production Volume = จำนวนหรือยูนิตผลิตภัณฑ์ที่ขาย

Variable cost = ต้นทุนผันแปร คือ ต้นทุนการผลิตที่มีการเปลี่ยนแปลงไปตามจำนวนสินค้าที่ผลิต

ความว่องไวต่อการเปลี่ยงแปลง (Sensitivity)

ความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ (Sensitivity) คือปริมาณการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นของผลการประเมินทางเศรษฐศาสตร์ เมื่อข้อมูลที่ใช้ในการประเมินตัวใดตัวหนึ่งหรือมากกว่ามีการเปลี่ยนแปลง โดยในงานวิจัยนี้จะใช้เทคนิค sensitivity graph เป็นเทคนิคที่ใช้เมื่อการประเมินขึ้นอยู่กับ ปัจจัยหรือข้อมูลหลักสองสิ่งหรือมากกว่า จากการทำการวิเคราะห์ความว่องไวของปัจจัยได้แก่ ปริมาณสินค้าและราคาขาย ค่าใช้จ่ายในรูปแบบของต้นทุนคงที่ ค่าใช้จ่ายในส่วนของแรงงาน ค่าใช้จ่ายในส่วนของที่ดิน และค่าใช้จ่ายในส่วนของการลงทุนโดยไม่รวมที่ดิน โดยจะวิเคราะห์ต่อมูลค่าเทียบเท่าที่เวลาปัจจุบันหรือมูลค่าสุทธิในปัจจุบัน (NPV) โดยการเปลี่ยนการประเมินทีละตัวระหว่างลบร้อยละ 50 ถึงบวกร้อยละ 50

3.3.2.9 การคำนวณการลงทุนเริ่มต้นเพิ่มในการเพิ่มขนาดโรงงาน

ตัวประกอบขนาดที่ขึ้นกับเวลา (Scaling factor) ใช้สำหรับแปลงราคาของอุปกรณ์สำหรับขนาดที่ใหญ่ขึ้น โดยมีสูตรการคำนวณดังนี้

$$\text{ราคาของอุปกรณ์ขนาดใหญ่} = \text{ราคาของอุปกรณ์ขนาดเล็ก} \times X^{k} \qquad (3.9)$$

X = อัตราส่วนของโรงงานขนาดใหญ่ต่อขนาดเล็ก

k = เลขชี้กำลังที่ขึ้นกับประเภทของอุตสาหกรรมเคมี หรือ มีค่าเท่ากับ 0.6 ในอุตสาหกรรมเคมีทั่วไป

บทที่ 4

ผลการทดลองและอภิปรายผล

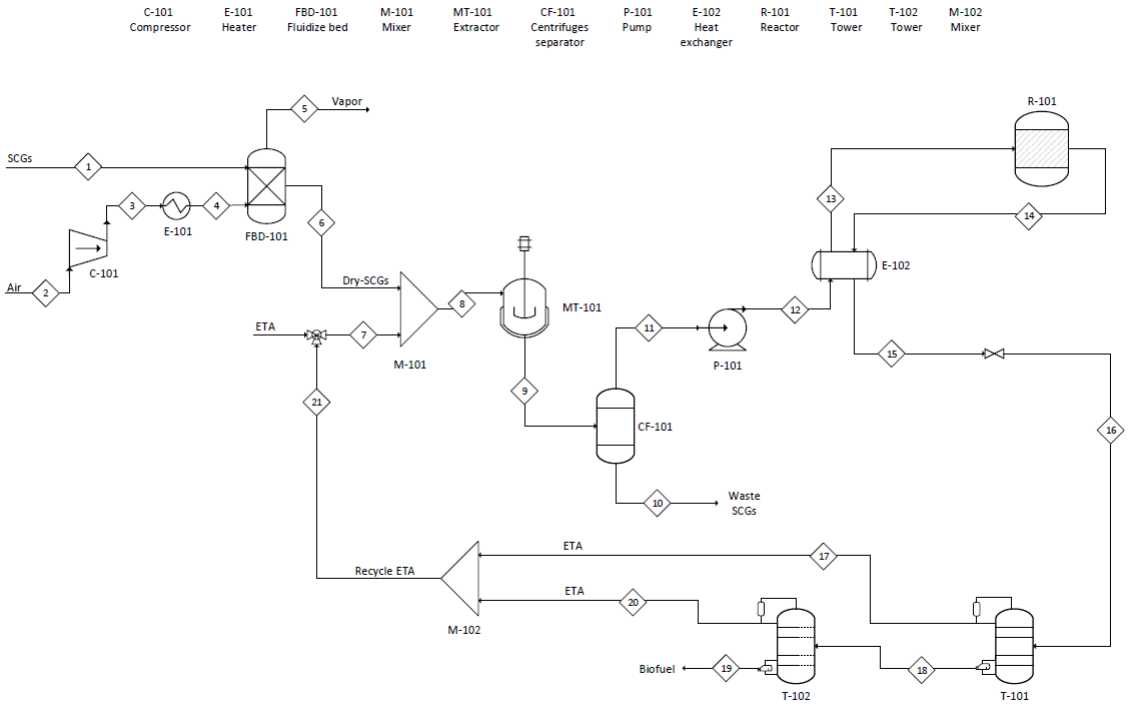
4.1 ผลการจำลองและออกแบบกระบวนการ

แผนภาพการจำลองของกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต ดังแสดงในรูปที่ 4.1 กากกาแฟที่มีความชื้นร้อยละ 65 จะถูกป้อนเข้าเครื่องฟลูอิไดซ์เบด (FBD-101) พร้อมกับอากาศร้อนที่ถูกอัดด้วยคอมเพรสเซอร์ (C-101) และผ่าน heater (E-101) เพิ่มความร้อนของอากาศก่อนป้อนเข้าเครื่องฟลูอิไดซ์เบด (FBD-101) เพื่อลดความชื้นของกากกาแฟออกให้หมด ซึ่งความชื้นและอากาศจะถูกปล่อยออกสู่บรรยากาศ กากกาแฟแห้งจะถูกป้อนเข้าเครื่องผสมพร้อมกับเอทิลแอซีเตตเป็นสารละลายที่จะใช้สกัดน้ำมัน ในอัตราส่วนน้ำมันต่อเอทิลแอซีเตต 1:30 โดยโมล กากกาแฟหลังถูกสกัดน้ำมันแล้ว จะถูกแยกออกจากของเหลวด้วยเครื่องแยกของแข็งและของเหลว (CF-101) ส่วนของเหลวที่ผสมระหว่างน้ำมันกาแฟกับเอทิลแอซีเตตจะป้อนผ่านปั๊ม (P-101) เพิ่มความดันเป็น 150 บาร์ และผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (E-102) เพิ่มอุณหภูมิของสารป้อนก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง (R-101) ทำปฏิกิริยาที่ภาวะเหนือวิกฤต อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส และความดัน 150 บาร์ ร้อยละผลได้ของผลิตภัณฑ์ 96 ผลิตภัณฑ์ถูกป้อนเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (E-102) เพื่อลดอุณหภูมิเป็น 77 องศาเซลเซียส ซึ่ง E-101 นี้เป็นส่วนที่มีการอนุรักษ์พลังงานโดยการให้กระแสผลิตภัณฑ์ที่มีอุณหภูมิสูงแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับสายป้อนก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์แบบต่อเนื่อง (R-101) หลังจากนั้นผลิตภัณฑ์จะผ่านวาล์วเพื่อลดความดันเป็น 1 บาร์ ก่อนเข้าหอกลั่น (T-101) กลั่นแยกเอทิลแอซีเตตออกจากไบโอดีเซล เอทิลแอซีเตตจะถูกแยกออกบนยอดหอแล้วป้อนกลับไปใช้ในหน่วยการสกัดอีกครั้ง (Stream 14) ไบโอดีเซลที่ก้นหอกลั่น (T-101) ถูกป้อนเข้าหอกลั่น (T-102) กลั่นแยกเอทิลแอซีเตตที่ยังเหลืออยู่ในไบโอดีเซลออกให้หมดแล้วป้อนกลับไปใช้อีกครั้งเช่นกัน (Stream 17) ไบโอดีเซลที่มีความบริสุทธิ์จะถูกป้อนออกที่ก้นหอ (T-102) ใน Stream 16

ผลที่ได้จากการจำลองและออกแบบกระบวนการด้วยโปรแกรม Aspen plus V11 พบว่าอัตราการป้อนกากกาแฟที่ 2,917.24 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จะได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลจากกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตสูงกว่ากระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีอัตราการป้อนกากกาแฟเท่ากันจากงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง [15] และเมื่อทำการเพิ่มขนาดกำลังการผลิตไบโอดีเซลด้วยอัตราการป้อนกากกาแฟ 46,675.84 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ซึ่งเป็นขนาดที่มีความเหมาะสมสำหรับการจำลองและออกแบบกระบวนการนี้ และแสดงปริมาณผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 แสดงผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลที่กำลังการผลิตต่างกัน

Biodiesel production capacity	Alkali-cat (1,000 ton/year)	SCE (1,800 ton/year)	SCE (30,000 ton/year)
SCGs (kg/hr)	2,917.24	2,917.24	46,675.84
Biodiesel (kg/hr)	118	225.73	3,611.95



รูปที่ 4.1 แผนภาพการจำลองของกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

4.2 ผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

เงินลงทุนแรกเริ่มของทั้งสองกระบวนการได้แสดงในตารางที่ 4.2 โดยที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปี มีค่าเงินลงทุนแรกเริ่มเท่ากับ 4.99 ล้านดอลลาร์สหรัฐ และที่กำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี มีค่าเงินลงทุนแรกเริ่มเท่ากับ 24.92 ล้านดอลลาร์สหรัฐ ซึ่งอุปกรณ์ทั้งหมดในการผลิตจะใช้วัตถุดิบเหล็กกล้าไร้สนิม (Stainless steel) เป็นหลักเพื่อป้องกันการเกิดการกัดกร่อน (Corrosion) ที่ความดันสูงและอุณหภูมิที่สูงในกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต เมื่อเปรียบเทียบที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปีกับกระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีอัตราการป้อนกาก

กาแฟเท่ากันจากงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง [14] พบว่าค่าเงินลงทุนแรกเริ่มของกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตนั้นมีค่าการลงทุนแรกเริ่มที่ต่ำกว่า เนื่องจากใช้เพียงเครื่องปฏิกรณ์เดียวในการทำปฏิกิริยาอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

ราคาต้นทุนการผลิต (COMd) ได้แสดงในตารางที่ 4.2 โดยที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปี มีค่าต้นทุนการผลิตเท่ากับ 3.56 ล้านดอลลาร์สหรัฐ และที่กำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี มีค่ากำลังการผลิตเท่ากับ 34.10 ล้านดอลลาร์สหรัฐ เมื่อเปรียบเทียบที่กำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี จากอัตราป้อนกากกาแฟเท่ากับ 2,917.24 ตันต่อปี กับกระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีอัตราการป้อนกากกาแฟเท่ากันจากงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง [14] พบว่ากระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตมีค่าต้นทุนการผลิตที่สูงกว่ากระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา เนื่องจากที่ภาวะเหนือวิกฤตนั้นมีการใช้เอทิลแอซีเตตในการนำไปทำการสกัดน้ำมันกากกาแฟและใช้ในการทำปฏิกิริยาที่ภาวะเหนือวิกฤต จึงทำให้มีการใช้ค่าใช้จ่ายที่สูงกว่าแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาทั่วไป

จากการเปรียบเทียบกำลังการผลิตทั้งสองกระบวนการที่แสดงในตารางที่ 4.2 พบว่าที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปี นั้นเป็นกำลังการผลิตที่ไม่เหมาะสมเนื่องจากรายรับต่อปี (Production sale revenue) ที่ได้มีค่าต่ำกว่าต้นทุนในการผลิต (Total manufacturing cost) ส่งผลให้มีค่ากำไรสุทธิต่อปี (Net annual profit) มีค่าเป็นลบและที่กำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี เป็นกำลังการผลิตที่ให้กำไรต่อปีเท่ากับ 5.49 ล้านดอลลาร์สหรัฐต่อปีซึ่งมากกว่าต้นทุนในการผลิต หากพิจารณาถึงเครื่องมือทางเศรษฐศาสตร์พบว่า มูลค่าสุทธิในปัจจุบัน (NPV) ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี ให้ค่าที่เป็นลบหมายความว่าเป็นกำลังการผลิตที่ขาดทุน ส่วนกำลังการผลิตที่ 30,000 ตันต่อปี มูลค่าสุทธิในปัจจุบันเท่ากับ 1.18 ล้านดอลลาร์สหรัฐ อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำ (IRR) ที่กำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี มีค่าอัตราผลตอบแทนขั้นต่ำที่ติดลบเนื่องจากที่กำลังการผลิตนี้ ไม่สามารถที่จะให้ผลตอบแทนคืนได้ และที่กำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปีมีค่าอัตราผลตอบแทนขั้นต่ำอยู่ที่ร้อยละ 13 ระยะเวลาคืนทุน (Payback period) ที่กำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปีนั้นไม่แสดงระยะเวลาคืนทุน เนื่องจากค่ากำไรสุทธิต่อปีมีค่าเป็นลบ ซึ่งสอดคล้องกับมูลค่าสุทธิในปัจจุบันและอัตราผลตอบแทนขั้นต่ำ และที่กำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี มีระยะเวลาคืนทุนอยู่ที่ 19 ปี ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับระยะเวลาของการดำเนินโครงการคือ 20 ปี

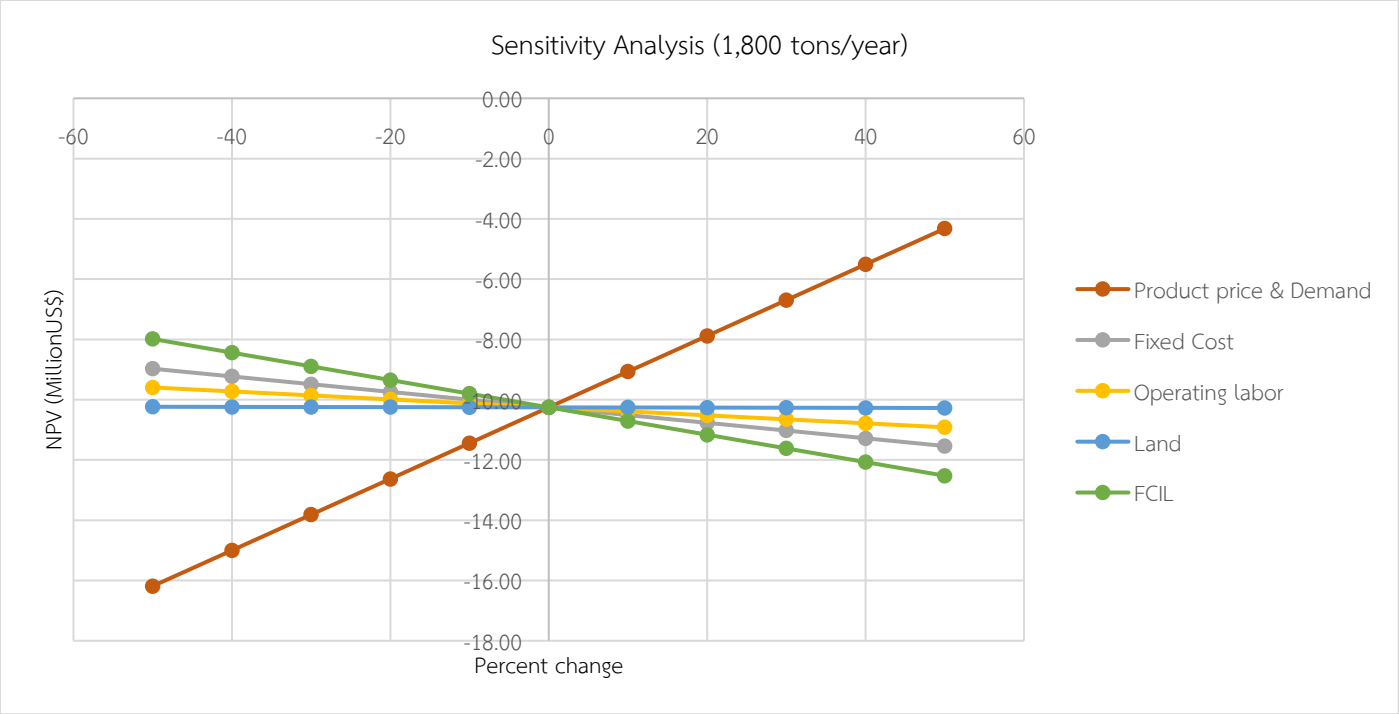
ตารางที่ 4.2 แสดงผลการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

Item	Capacity (ton/year)	
	1,800	**30,000**
Total capital investment (TCI) (Million US$)	6.24	31.14
Total manufacturing cost (COMd) (Million US$)	3.56	34.10
Production sale revenue (Million US$)	2.47	39.59
Net annual profit (Million US$)	-1.09	5.49
Payback period (year)	-	19
NPV (20 year)	-10.26	1.18
IRR (%, 20 year)	-	13%
Break-even point (tons)	-	41,651
Break-even price ($/ton)	2,540.11	1,391

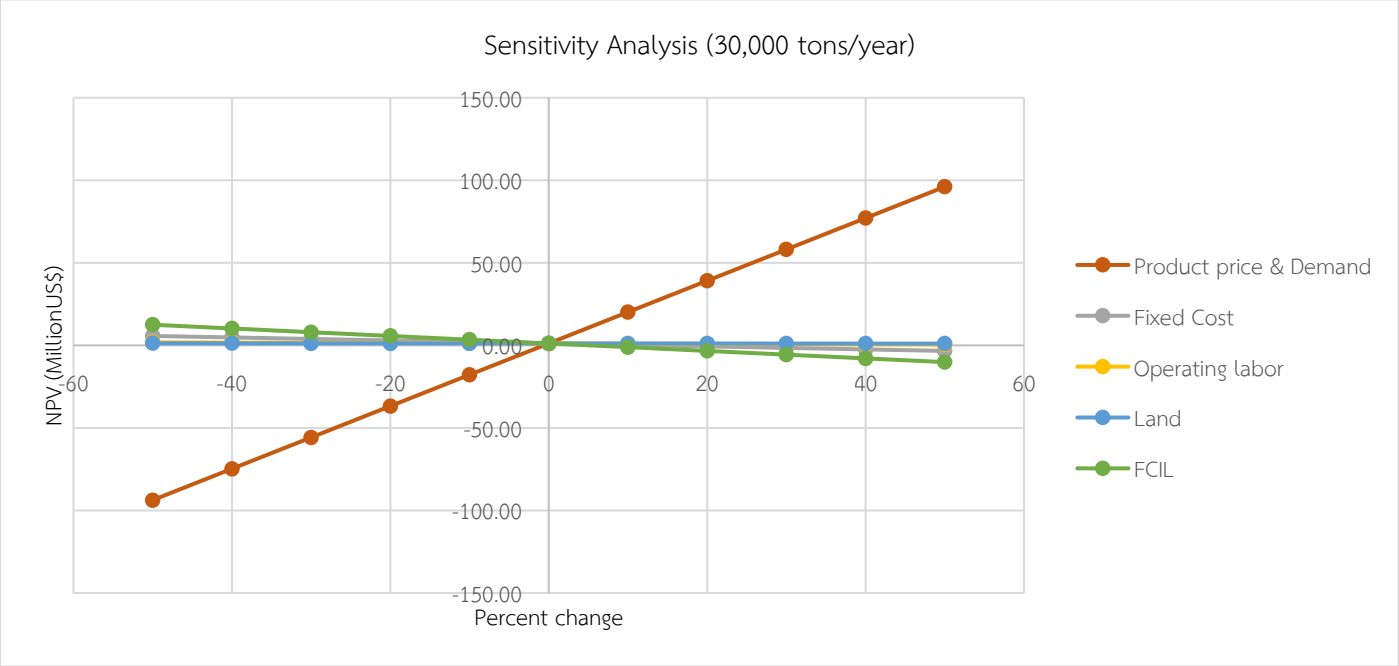
4.3 การวิเคราะห์ความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ (Sensitivity analysis)

การวิเคราะห์ความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์จะวิเคราะห์จากความว่องไวของปัจจัยหลักต่าง ๆ ได้แก่ ปริมาณสินค้าและราคาขาย ค่าใช้จ่ายในรูปแบบของต้นทุนคงที่ ค่าใช้จ่ายในส่วนของแรงงาน ค่าใช้จ่ายในส่วนของที่ดิน และค่าใช้จ่ายในส่วนของการลงทุนโดยไม่รวมที่ดิน โดยจะวิเคราะห์ต่อมูลค่าเทียบเท่าที่เวลาปัจจุบันหรือมูลค่าสุทธิในปัจจุบัน (NPV) โดยการเปลี่ยนการประเมินทีละตัวระหว่างลบร้อยละ 50 ถึงบวกร้อยละ 50

รูปที่ 4.2 และ 4.3 แสดงค่าร้อยละที่เปลี่ยนไปกับมูลค่าสุทธิในปัจจุบัน พบว่าที่กำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี และกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี นั้นมีความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ที่คล้ายกัน กล่าวคือ ปัจจัยที่มีผลกับมูลค่าสุทธิในปัจจุบันคือ ปริมาณสินค้าและราคาขาย จากกราฟปริมาณสินค้าและราคาขายนั้นมีความชันมากที่สุด ส่งผลให้การปรับเปลี่ยนราคาไบโอดีเซล และกำลังการผลิตมีผลมากที่สุดเมื่อเทียบกับการปรับเปลี่ยนตัวแปรหลัก ตัวอื่น ๆ เช่น ค่าใช้จ่ายในส่วนของแรงงาน ค่าใช้จ่ายของการลงทุน และอื่น ๆ เป็นต้น เพราะฉะนั้นในการผลิตไบโอดีเซลจากกากกาแฟตัวแปรที่สำคัญที่สุดในการปรับเปลี่ยนเชิงเศรษฐศาสตร์คือปริมาณการผลิตไบโอดีเซล เนื่องจากราคาขายไบโอดีเซลได้ถูกกำหนดเป็นมาตรฐานซึ่งมีค่าเท่ากับ 1,320 ดอลลาร์สหรัฐต่อตัน [19] นอกจากนี้การปรับเปลี่ยนค่าใช้จ่ายในส่วนของการลงทุนโดยไม่รวมที่ดินและค่าใช้จ่ายในรูปแบบของต้นทุนคงที่ซึ่งแสดงให้เห็นถึงวิธีการผลิตไบโอดีเซล มีผลกับมูลค่าสุทธิในปัจจุบันน้อยมาก ๆ เมื่อเทียบกับปริมาณการผลิตไบโอดีเซลและราคาขาย แสดงให้เห็นว่าการปรับเปลี่ยนวิธีการในการผลิต ไบโอดีเซลทั้งแบบกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตและกระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา มีผลน้อยมากเมื่อเทียบกับกำลังการผลิตและราคาของไบโอดีเซล



รูปที่ 4.2 ความไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ (Sensitivity analysis) ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี



รูปที่ 4.3 ความไวต่อการเปลี่ยนแปลงเชิงเศรษฐศาสตร์ (Sensitivity analysis) ของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี

4.4 ความเป็นไปได้ของกระบวนการในระดับอุตสาหกรรม

จากการวิเคราะห์ผลทางเศรษฐศาสตร์ทำให้สามารถคาดการณ์ความเป็นไปได้ของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลจากกากกาแฟได้ว่า กำลังการผลิตไบโอดีเซลต้องมากกว่า 30,000 ตันต่อปี จะทำให้ระยะเวลาคืนทุนได้เร็วกว่า 19 ปีทั้งนี้เนื่องจากระยะดำเนินโครงการ คือ 20 ปี ซึ่งเป็นระยะเวลาที่ใกล้เคียงกับระยะเวลาคืนทุน ในอุตสาหกรรมจริงระยะเวลาคืนทุนควรน้อยกว่านี้เพื่อให้ผลตอบแทนจากอุตสาหกรรมคุ้มค่ากับการลงทุน

กำลังการผลิตไบโอดีเซล 30,000 ตันต่อปี ต้องใช้ปริมาณกากกาแฟมากถึง 400,000 ตันต่อปี แต่ปริมาณกากกาแฟที่เหลือทิ้งในประเทศไทยมีเพียง 290,000 ตันต่อปี ซึ่งไม่เพียงพอกับปริมาณที่ต้องการในกระบวนการผลิตไบโอดีเซลนี้ จึงจำเป็นต้องมีการนำเข้ากากกาแฟในกำลังการผลิตดังกล่าวและเพิ่มกำลังการผลิตที่มากกว่านี้

บทที่ 5

สรุปผลและข้อเสนอแนะ

งานวิจัยนี้เป็นการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางด้านเทคนิคและเศรษฐกิจในการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพจากกากกาแฟด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต ด้วยโปรแกรม Aspen plus V11 ที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปี และ 30,000 ตันต่อปี พบว่าอัตราการป้อนกากกาแฟที่ 2,917.24 กิโลกรัมต่อชั่วโมง จะได้ปริมาณผลิตภัณฑ์ไบโอดีเซลจากกระบวนการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตสูงกว่ากระบวนการทรานส์เอสเทอริฟิเคชันแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาที่มีอัตราการป้อนกากกาแฟเท่ากัน และที่กำลังการผลิตไบโอดีเซล 30,000 ตันต่อปี เป็นกำลังการผลิตที่เหมาะสม โดยมีระยะเวลาคืนทุนปีที่ 19 ซึ่งใกล้เคียงกับระยะดำเนินโครงการ 20 ปี เพราะฉะนั้นในระดับอุตสาหกรรมจะต้องมีกำลังการผลิตที่มากกว่า 30,000 ตันต่อปี ส่งผลให้ต้องใช้ปริมาณกากกาแฟ 400,000 ตันต่อปี ทั้งนี้จะต้องมีการนำเข้ากากกาแฟซึ่งจะเป็นการเพิ่มค่าใช้จ่ายในกระบวนการผลิตทำให้การผลิตไบโอดีเซลจากกากกาแฟทั้งวิธีการอินเทอร์เอสเทอริฟิเคชันด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตและแบบใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาเป็นไปได้ยากในอุตสาหกรรมขนาดเล็ก

ข้อเสนอแนะ

การผลิตไบโอดีเซลจากกากกาแฟในระดับอุตสาหกรรมจริงจะต้องมีการนำเข้ากากกาแฟ เพื่อให้ได้ผลตอบแทนที่คุ้มค่าทางเศรษฐกิจ และควรจะมีการดำเนินการผลิตพลังงานความร้อนและไฟฟ้าจากกากกาแฟควบคู่ไปด้วย เนื่องจากกากกาแฟมีค่าความร้อนจากการเผาไหม้สูง (HHV เท่ากับ 20 เมกะจูลต่อกิโลกรัม) หรือการนำวัตถุดิบอื่น ๆ มาผลิตไบโอดีเซลควบคู่ไปด้วย ทั้งนี้กำลังการผลิตที่เหมาะกับการลงทุนการผลิตไบโอดีเซลอยู่ที่ 90,000 ตันต่อปี โดยมีอัตราผลตอบแทนร้อยละ 25 และระยะเวลาคืนทุนอยู่ที่ 6 ปี

เอกสารอ้างอิง

[1] กระทรวงพลังงาน. (2558). แผนพัฒนาพลังงานทดแทนและพลังงานทางเลือก พ.ศ. 2558-2579. [ออนไลน์]. เข้าถึงได้จาก: http://www.eppo.go.th/images/POLICY/PDF/AEDP2015.pdf. (วันที่สืบค้นข้อมูล 9 กันยายน 2563)

[2] เชื้อเพลิงชีวภาพ. (2558). เชื้อเพลิงชีวภาพ (BIOFUEL). iEnergyGuru. [ออนไลน์]. เข้าถึงได้จาก: https://ienergyguru.com/2015/09/เชื้อเพลิงชีวภาพ-biofuel. (วันที่สืบค้นข้อมูล 9 กันยายน 2563)

[3] ณัฐพงศ์ ตันติวัฒนพันธ์. (2562). กากกาแฟ จากแก้วกาแฟสู่แนวคิดเศรษฐกิจหมุนเวียนสำหรับผลิตภัณฑ์ชีวภาพ. วารสารสิ่งแวดล้อม, ปีที่ 23 (ฉบับที่ 1). [ออนไลน์]. เข้าถึงได้จาก: http://www.ej.eric.chula.ac.th/content/6109/66. (วันที่สืบค้นข้อมูล 18 กุมภาพันธ์ 2563)

[4] ยุทธศาสตร์กาแฟปี 2560-2564. (2564). สถานการณ์การผลิตและการตลาดปี 2553/54-2557/58. เข้าถึงได้จาก: https://www.doa.go.th/hort/wp-content/uploads/2019/11/ยุทธศาสตร์กาแฟ-ปี-2560-2564.pdf (ค้นเมื่อ 9 พฤษภาคม 2561)

[5] Ortiz, F. J. G. (2020). Techno-economic assessment of supercritical processes for biofuel production. The Journal of Supercritical Fluids, 104788.

[6] จักรพงศ์ ไชยบุรี. (2548). การผลิตน้ำมันดีเซลชีวภาพ. วารสารปาริชาต ปีที่ 17 (ฉบับที่ 2). [ออนไลน์]. เข้าถึงได้จาก: https://tci-thaijo.org/index.php/parichartjournal/article/download/70161/57012. (วันที่สืบค้นข้อมูล 7 มกราคม 2564)

[7] Goembira, F., Matsuura, K., & Saka, S. (2012). Biodiesel production from rapeseed oil by various supercritical carboxylate esters. Fuel, 97, 373-378.

[8] Sakdasri, W., Sawangkeaw, R., & Ngamprasertsith, S. (2018). Techno-economic analysis of biodiesel production from palm oil with supercritical methanol at a low molar ratio. Energy, 152, 144-153.

[9] Komintarachat, C., Sawangkeaw, R., & Ngamprasertsith, S. (2015). Continuous production of palm biofuel under supercritical ethyl acetate. Energy Conversion and Management, 93, 332-338.

[10] Tan, K. T., Lee, K. T., & Mohamed, A. R. (2011). Prospects of non-catalytic supercritical methyl acetate process in biodiesel production. Fuel processing technology, 92(10), 1905-1909.

[11] Tun, Maw Maw, et al. "Spent coffee ground as renewable energy source: Evaluation of the drying processes." Journal of Environmental Management 275 (2020): 111204.

[12] Son, J., Kim, B., Park, J., Yang, J., & Lee, J. W. (2018). Wet in situ transesterification of spent coffee grounds with supercritical methanol for the production of biodiesel. Bioresource technology, 259, 465-468.

[13] Sakdasri, W., Sawangkeaw, R., & Ngamprasertsith, S. (2018). Techno-economic analysis of biodiesel production from palm oil with supercritical methanol at a low molar ratio. Energy, 152, 144-153.

[14] Kookos, I. K. (2018). Technoeconomic and environmental assessment of a process for biodiesel production from spent coffee grounds (SCGs). Resources, Conservation and Recycling, 134, 156-164.

[15] Wirasinee Supang, BIOFUEL PRODUCTION FROM SPENT COFFEE GROUNDS BY SUPERCRITICAL ETHYL ACETATE, (Fuel Technology, Department of Chemical Technology, Chulalongkorn University, 2020).

[16] R. Turton, R. Bailie, W. Whiting, J. Shaeiwitz, and D. Bhattacharyya, Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 4th Edition ed. Upper Saddle River: Prentice, 2012.

[17] CHEMICAL ENGINEERING. (2021). "2021 CEPCI Updates: January (prelim.) and December 2020 (final) – Chemical Engineering | Page 1". เข้าถึงได้จาก: https://www.chemengonline.com/2021-cepci-updates-january-prelim-and-december-2020-final/. (ค้นเมื่อ 14 เมษายน 2564)

[18] การไฟฟ้าส่วนภูมิภาค. (2560). อัตราค่าไฟฟ้า. เข้าถึงได้จาก: https://www.pea.co.th/Portals/0/demand_response/Rate2015Update.pdf?ver=2018-10-02-111212-590. (ค้นเมื่อ 15 เมษายน 2564)

[19] NESTE. (2021). Biodiesel prices (SME & FAME). เข้าถึงได้จาก: https://www.neste.com/investors/market-data/biodiesel-prices-sme-fame#34b8634b. (ค้นเมื่อ 29 มีนาคม 2564)

[20] กระทรวงแรงงาน. (2563). สำนักแรงงานจังหวัดชุมพร ค่าแรงขั้นต่ำ. เข้าถึงได้จาก: https://chumphon.mol.go.th/อัตราค่าจ้างขั้นต่ำ. (ค้นเมื่อ 15 เมษายน 2564)

[21] Thailand Tax Advisor Magazine. (2021). Thailand Personal Income Tax Rates. เข้าถึงได้จาก: https://sherrings.com/personal-income-tax-rates-thailand.html. (ค้นเมื่อ 12 เมษายน 2564)

[22] ธนาคารแห่งประเทศไทย. (2564). รายงานนโยบายการเงิน 2564. เข้าถึงได้จาก: https://www.bot.or.th/Thai/MonetaryPolicy/MonetPolicyComittee/MPR/DocLib/MPRThai_March2564_25s8vd4.pdf. (ค้นเมื่อ 20 เมษายน 2564)

[23] Alibaba. Ethyl Acetate best price. (2021). เข้าถึงได้จาก :https://www.alibaba.com/product-detail/Ethyl-Acetate-Ethyl-Acetate-99-9_1600196129114.html?spm=a2700.7735675.normal_offer.d_title.65c92607mnS4Zw&s=p. (ค้นเมื่อ 25 เมษายน 2564)

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

ผลการทดลอง

ตารางที่ ก-1 แสดงขนาดอุปกรณ์ในหน่วยการทำแห้งของกากกาแฟ (Dryer unit)

Equipment	Equipment Type	Characteristics size	Units	Utility Used (kW)	Specification
C-101	Compressor	440	kW	440	electricity
E-101	Heater	26.3	m^3	3,751,000	steam
FBD-101	Fluidize bed	62	m^3	-	-
MT-101	Mixer	76	m^3	-	-
A-101	Motor	37.28	kW	37.28	electricity
CF-101	Separator solid	41.76	kW	41.76	electricity

ตารางที่ ก-2 แสดงขนาดอุปกรณ์ในหน่วยการผลิตไบโอดีเซล

Item	Description	Specification	1,800 t/y	30,000 t/y
Pump	Coffee oil	Heat duty (kW)	6.92	110.10
Heat exchanger	Preheating	Area (m^2)	11.23	137.93
		Heat duty (kW)	153.05	2,449.05
Reactor	Supercritical	Temperature (°C)	350	350
		Pressure (kPa)	15,000	15,000
		Size D x H (m)	0.61x2.74	1.37x5.18
		Volume (L)	800.64	7,656.16
		Heat duty (kW)	0.36	37.95
Distillation Column 1	ETA recovery	Temperature (°C)	104.82	203.60
		Pressure (kPa)	100	100
		Size D x H (m)	0.12x6.10	1.41x6.10
		Number of stages	10	10
		Reflux ratios	2	2
		Heat Duty-Condenser (kW)	126.94	2,268.19
		Heat Duty-Reboiler (kW)	131.32	2,549.47
Distillation Column 2	Biodiesel purification	Temperature (°C)	306.66	306.96
		Pressure (kPa)	100	100
		Size D x H	0.06x6.10	0.46x6.10
		Number of stages	10	10
		Reflux ratios	1.5	2
		Heat Duty-Condenser (kW)	13.28	18.04
		Heat Duty-Reboiler (kW)	42.79	279.79

ตารางที่ ก-3 แสดง stream characteristic of flow diagram

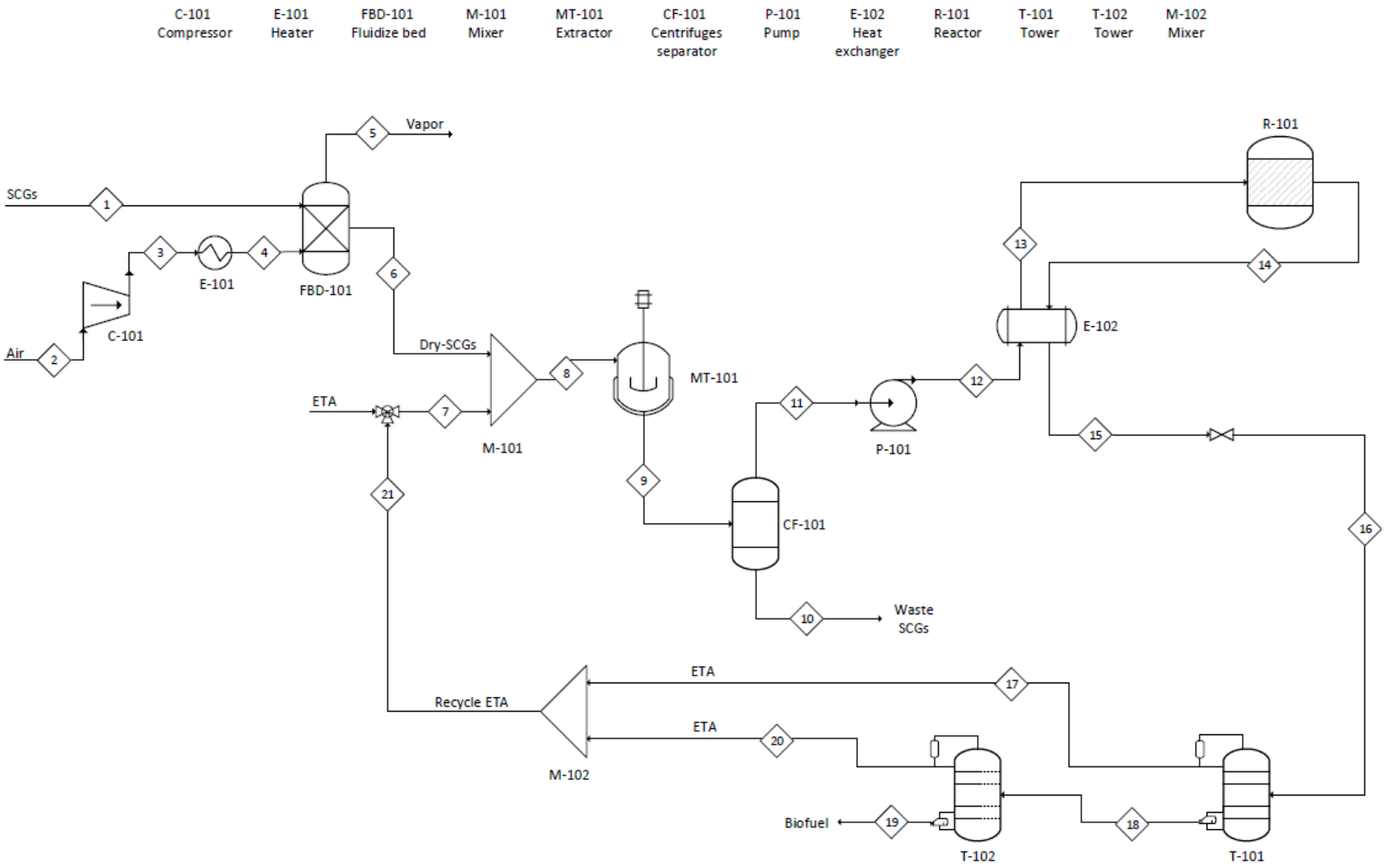
Stream	1	2	3	4	5	6	7	8
From			C-101	E-101	FBD-101	FBD-101		M-101
To	FBD-101	C-101	E-101	FBD-101		M-101	M-101	MT-101
Temperature (°C)	25	25	68.2	169.7	41.7	41.7	77	46.78
Pressure (bar)	1	1	1	1.5	1	1	1	1
Vapor fraction	0	1	1	1	1	0	0	0
Total flow rate (kg/hr)	2,917.24	36,608.42	36,608.42	36,608.42	38,504.63	1,021.03	521.69	1,542.72
SCGs	1,021.03	36,608.42	-	-	-	1,021.03	-	1,021.03
Air	-	36,608.42	36,608.42	36,608.42	36,608.42	-	-	-
Water	1,896.21	-	-	-	1,896.21	-	-	-
Ethyl acetate	-	-	-	-	-	-	521.69	521.69
Trilinolein	-	-	-	-	-	-	-	-

ตารางที่ ก-3 แสดง stream characteristic of flow diagram (ต่อ)

Stream	9	10	11	12	13	14	15	16
From	MT-101	CF-101	CF-101	P-101	E-102	R-101	E-102	valve
To	CF-101		P-101	E102	R-101	E-102	valve	T-101
Temperature (°C)	66.7	66.7	46.7	62.49	332.34	350	77	77
Pressure (bar)	1	1	1	150	150	150	150	1
Vapor fraction	0	0	0	0	0	0	0	0
Total flow rate (kg/hr)	1,716.28	1,021.03	695.25	695.25	695.25	695.25	695.25	695.25
SCGs	1,021.03	1,021.03	-	-	-	-	-	-
Air	-	-	-	521.69	521.69	469.52	469.52	469.52
Water	-	-	-	173.56	173.56	-	-	-
Ethyl acetate	521.69	-	521.69	-	-	182.66	182.66	182.66
Trilinolein	173.56	-	173.56	-	-	43.07	43.07	43.07

ตารางที่ ก-3 แสดง stream characteristic of flow diagram (ต่อ)

Stream	17	18	19	20	21
from	T-101	T-101	T-102	T-102	M-102
to	M-102	T-102		M-102	
Temperature (°C)	76.80	104.82	307	77	77
Pressure (bar)	1	1	1	1	1
Vapor fraction	0	0	0	0	0
Total flow rate (kg/hr)	417.15	278.10	225.73	52.37	469.52
SCGs	-	-	-	-	-
ETA	417.15	52.37	-	52.37	469.52
Trilinolein	-	-	-	-	-
Ethyl linolic	-	182.66	182.66	-	-
Triacetin	-	43.07	43.07	-	-



รูปที่ ก-1 แสดงแผนภาพของกระบวนการผลิตไบโอดีเซลด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤต

ตารางที่ ก-4 แสดงค่าใช้จ่ายแต่ละอุปกรณ์และค่าเงินลงทุนเริ่มต้น (FCI) ของโรงงาน

Direct costs	Capacity 1,800 t/y	Capacity 30,000 t/y
Equipment	**price ($)**	**price ($)**
C-101	689,700	3,640,258
E-101	92,400	487,690
FBD-101	1,310,100	6,914,749
MT-101	897,600	4,737,561
A-101	148,500	783,788
CF-101	1,399,200	7,385,022
E-102	184,901	319,374
P-101	47,171	187,002
R-101	64,925	215,367
T-101	90,980	177,547
T-102	66,711	67,237
Total equipment cost	**4,992,188**	**24,915,595**
Purchased-equipment installation	276,248	1,378,729
Instrumentation and control (installed)	236,784	1,181,767
Piping (installed)	295,980	1,477,209
Electrical (installed)	157,856	787,845
Buildings (including services)	315,711	1,575,690
Yard improvements	98,660	492,403
Service facilities (installed)	552,495	2,757,457
Land	39,464	196,961
Indirect costs		
Engineering and supervision	355,175	1,772,651
Construction expense	335,443	1,674,170
Legal expenses	39,464	196,961
Contractor’s fee	78,928	393,922
Contingency’s fee	236,784	1,181,767
Fix capital investment (FCI)	**4,992,188**	**24,915,595**

ตารางที่ ก-5 แสดงค่าเงินทุนหมุนเวียนและค่าลงทุนแรกเริ่มของโรงงาน

	FCI (%)	Capacity 1,800 t/y	Capacity 30,000 t/y
FCIL		$4,538,353	$22,650,541
FCI	80 %	$4,992,188	$24,915,595
WC	20 %	$1,248,047	$6,228,899
TCI	100 %	$6,240,235	$31,144,494

ตารางที่ ก-6 แสดงรายรับจากไบโอดีเซล ค่าใช้จ่ายสำหรับต้นทุนการผลิตและการกำจัดของเสีย

Direct manufacturing costs		Capacity 1,800 t/y		Capacity 30,000 t/y	
		t/y	$/y	t/y	$/y
Key product	**Price $/t**				
Biodiesel	1,320	1,874.50	2,474,341	29,993.63	39,591,595
Raw materials	**Price $/t**				
SCGs	20	24,222.77	484,455	387,596.18	7,751,924
ETA	800	433.25	346,596	6,931.72	5,545,372
Total raw materials			831,052		13,297,296
Waste treatment	**Price $/t**				
DSCGs	36	8,477.97	305,207	135,658.30	4,883,699

ตารางที่ ก-7 ค่าสาธารณูปโภคที่ใช้ในโรงงาน

Utilities			Capacity1,800 ton/year		Capacity 30,000 ton/year	
		Price $/Unit	Unit/day	$ / year	Unit/day	$ / year
Electricity		$/kWh	kWh/day		kWh/day	
		0.06	12,670.92	263,048	174,410.41	3,620,760.05
Cooling water		$/GJ	kW		kW	
		0.35	140.22	1,484	2,286.23	24,194.31
Steam		$/ton	ton/y		ton/y	
	Heater	29.97	1,770	53,047	1,770.00	53,046.90
		$/ton	kW		kW	
	Tower	17.70	174.10	92,121	2,829.26	1,497,048.30
Total utilities				**409,700**		**5,195,049.56**

ตารางที่ ก-8.1 แสดงค่าใช้จ่ายคนงานในกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี

Labor					
Number of shift position (L)	27 shifts	1.23	$/hour	COL	275,880.94
Direct Supervisory and chemical labor		18	% of operating labor		49,658.57
Maintenance and repair		6	% of FCI		299,531.27
Operating supplies		0.9	% of FCI		44,929.69
Laboratory charge		15	% of operating labor		41,382.14
Patents and royalties		3	% of COM		106,884.99
Total of labor costs					2,364,226.49

ตารางที่ ก-8.2 แสดงค่าใช้จ่ายคนงานในกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี

Labor					
Number of shift position (L)	27 shifts	1.23	$/hour	COL	275,880.94
Direct Supervisory and chemical labor		18	% of operating labor		49,658.57
Maintenance and repair		6	% of FCI		1,494,935.73
Operating supplies		0.9	% of FCI		224,240.36
Laboratory charge		15	% of operating labor		41,382.14
Patents and royalties		3	% of COM		1,023,140.63
Total of labor costs					3,109,238.36

ตารางที่ ก-9 แสดงค่าใช้จ่ายในการดำเนินกิจการ

Fixed manufacturing cost						**Capacity 1,800 t/y**	**Capacity 30,000 t/y**
Plant Overhead	0.708	of operating labor	0.036	of fixed capital cost		375,042	1,092,285.14
Taxes& Insurance		0.032	of FCI			159,750.01	797,299.05
Total						534,792.48	1,889,584.19

ตารางที่ ก-10 แสดงค่าใช้จ่ายในการผลิตทั่วไป

General Manufacturing expenses					**Capacity 1,800 t/y**	**Capacity 30,000 t/y**
Administration costs	17.7	% of operating labor	0.9	% of fixed capital cost	93,760.62	273,071.3
Distribution and selling costs	11	% of COM			391,911.6	3,751,516
Research and development	5	% of COM			178,141.6	1,705,234
Total					663,813.9	5,729,821

ตารางที่ ก-11 แสดงค่าการเสื่อมราคาของแต่ละปี

Years	Capacity 1,800 ton/year		Capacity 30,000 ton/year	
	Depreciation ($)	Book value ($)	Depreciation ($)	Book value ($)
0	0	4,538,353	0	22,650,541
1	648,336	3,890,017	3,235,792	19,414,750
2	1,111,433	2,778,583	5,547,071	13,867,678
3	793,881	1,984,702	3,962,194	9,905,485
4	567,058	1,417,645	2,830,138	7,075,346
5	405,041	1,012,603	2,021,527	5,053,819
6	405,041	607,562	2,021,527	3,032,291
7	405,041	202,521	2,021,527	1,010,764
8	202,521	-	1,010,764	-
9	-	-	-	-
10	-	-	-	-
11	-	-	-	-
12	-	-	-	-
13	-	-	-	-
14	-	-	-	-
15	-	-	-	-
16	-	-	-	-
17	-	-	-	-
18	-	-	-	-
19	-	-	-	-
20	-	-	-	-
Total	**4,538,353**	**16,431,985**	**22,650,541**	**82,010,674**

ตารางที่ ก-12.1 แสดงการวิเคราะห์กระแสเงินสดแต่ละปีในกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี

Number of year	year	CFBT					G or L on Sa	D	TI	IT	CFAT	Inflation	IF (MARR&Inflation)	PW	AW	FW
		GI	E(-)	P	Sa	Other CF										
0	2020	0.00	0.00	-6.24				0.00	0.00	0.00	-6.24	2.0%	12.2%	-6.24	-1.39	-6.24
1	2021	2.47	3.56					0.65	-1.74	-0.61	-0.48	2.0%	12.2%	-0.43	-1.39	-0.43
2	2022	2.47	3.56					1.11	-2.20	-0.77	-0.32	2.0%	12.2%	-0.25	-1.39	-0.25
3	2023	2.47	3.56					0.79	-1.88	-0.66	-0.43	2.0%	12.2%	-0.30	-1.39	-0.30
4	2024	2.47	3.56					0.57	-1.66	-0.58	-0.51	2.0%	12.2%	-0.32	-1.39	-0.32
5	2025	2.47	3.56					0.41	-1.49	-0.52	-0.57	2.0%	12.2%	-0.32	-1.39	-0.32
6	2026	2.47	3.56					0.41	-1.49	-0.52	-0.57	2.0%	12.2%	-0.28	-1.39	-0.28
7	2027	2.47	3.56					0.41	-1.49	-0.52	-0.57	2.0%	12.2%	-0.25	-1.39	-0.25
8	2028	2.47	3.56					0.20	-1.29	-0.45	-0.64	2.0%	12.2%	-0.25	-1.39	-0.25
9	2029	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.25	-1.39	-0.25
10	2030	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.22	-1.39	-0.22
11	2031	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.20	-1.39	-0.20
12	2032	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.18	-1.39	-0.18
13	2033	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.16	-1.39	-0.16
14	2034	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.14	-1.39	-0.14
15	2035	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.13	-1.39	-0.13
16	2036	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.11	-1.39	-0.11
17	2037	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.10	-1.39	-0.10
18	2038	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.09	-1.39	-0.09
19	2039	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.08	-1.39	-0.08
20	2040	2.47	3.56					0.00	-1.09	-0.38	-0.71	2.0%	12.2%	-0.07	-1.39	-0.07
	last year				1.29		1.29				1.29			0.13		12.87
	sum										-17.51			-10.26		2.49

<u>หมายเหตุ</u> ตัวเลขในตารางแสดงในหน่วยล้านดอลลาร์สหรัฐ (Million US$)

ตารางที่ ก-12.2 แสดงการวิเคราะห์กระแสเงินสดแต่ละปีในกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี

Number of year	year	CFBT					G or L on Sa	D	TI	IT	CFAT	Inflation	IF (MARR&Inflation)	PW	AW	FW
		GI	E(-)	P	Sa	Other CF										
0	2020	0.00	0.00	-31.14				0.00	0.00	0.00	-31.14	2.0%	12.2%	-31.14	0.16	-31.14
1	2021	39.59	34.10					3.24	2.25	0.79	4.70	2.0%	12.2%	4.19	0.16	4.19
2	2022	39.59	34.10					5.55	-0.06	-0.02	5.51	2.0%	12.2%	4.38	0.16	4.38
3	2023	39.59	34.10					3.96	1.52	0.53	4.95	2.0%	12.2%	3.51	0.16	3.51
4	2024	39.59	34.10					2.83	2.66	0.93	4.56	2.0%	12.2%	2.88	0.16	2.88
5	2025	39.59	34.10					2.02	3.47	1.21	4.27	2.0%	12.2%	2.40	0.16	2.40
6	2026	39.59	34.10					2.02	3.47	1.21	4.27	2.0%	12.2%	2.14	0.16	2.14
7	2027	39.59	34.10					2.02	3.47	1.21	4.27	2.0%	12.2%	1.91	0.16	1.91
8	2028	39.59	34.10					1.01	4.48	1.57	3.92	2.0%	12.2%	1.56	0.16	1.56
9	2029	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	1.27	0.16	1.27
10	2030	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	1.13	0.16	1.13
11	2031	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	1.01	0.16	1.01
12	2032	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.90	0.16	0.90
13	2033	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.80	0.16	0.80
14	2034	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.71	0.16	0.71
15	2035	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.63	0.16	0.63
16	2036	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.57	0.16	0.57
17	2037	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.50	0.16	0.50
18	2038	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.45	0.16	0.45
19	2039	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.40	0.16	0.40
20	2040	39.59	34.10					0.00	5.49	1.92	3.57	2.0%	12.2%	0.36	0.16	0.36
	last year				1.29		1.29				6.43			0.64		64.24
	sum										54.54			1.18		64.77

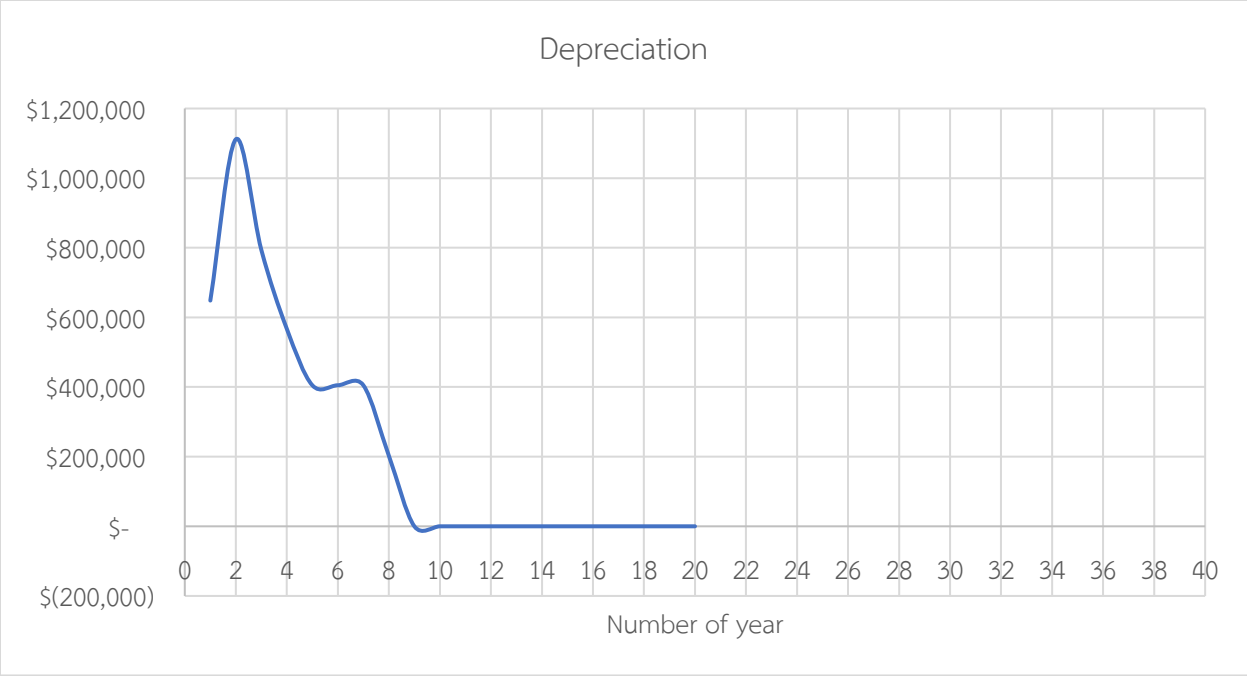
<u>หมายเหตุ</u> ตัวเลขในตารางแสดงในหน่วยล้านดอลลาร์สหรัฐ (Million US$)

ตารางที่ ก-13.1 แสดงความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่ได้จากการประเมินในตัวแปรต่าง ๆ ในกำลังการผลิตไบโอดีเซล 1,800 ตันต่อปี (หน่วย Million US$)

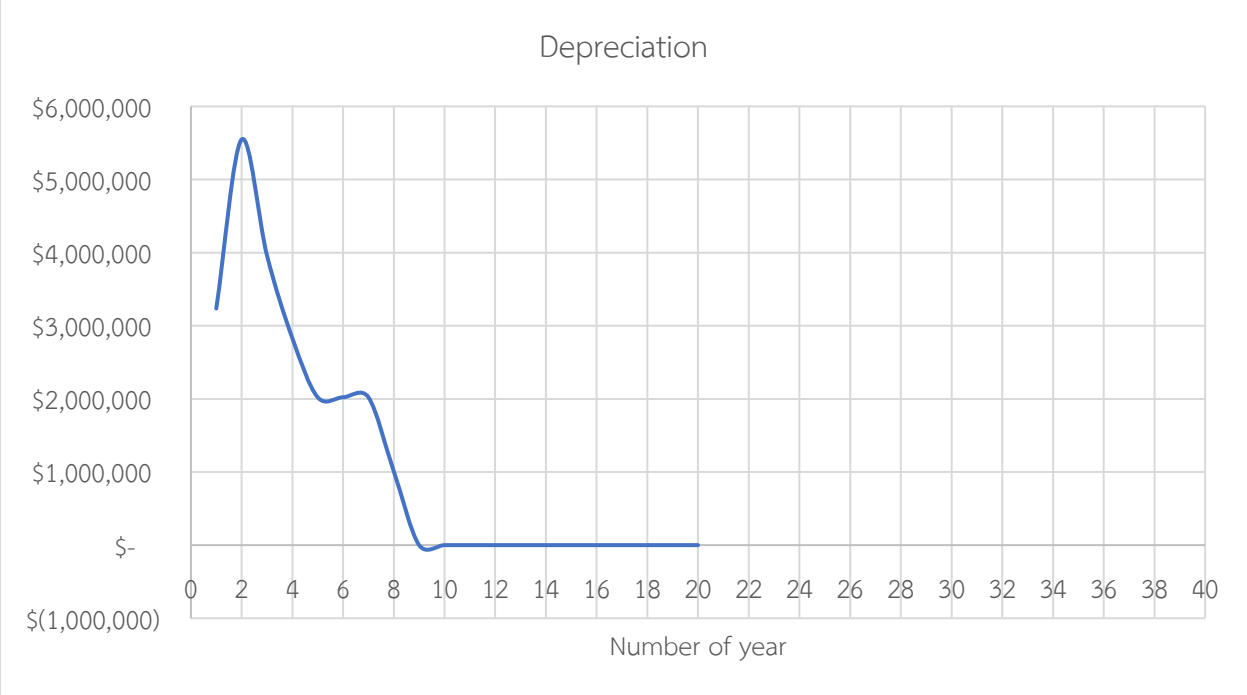
Percent change	Product price & Demand	Demand	Fixed Cost	Operating labor cost	Land	FCIL
-50	-16.19	-16.19	-8.97	-9.59	-10.24	-7.99
-40	-15.00	-15.00	-9.23	-9.73	-10.24	-8.44
-30	-13.81	-13.81	-9.49	-9.86	-10.24	-8.89
-20	-12.63	-12.63	-9.74	-9.99	-10.25	-9.35
-10	-11.44	-11.44	-10.00	-10.12	-10.25	-9.80
0	-10.26	-10.26	-10.26	-10.26	-10.26	-10.26
10	-9.07	-9.07	-10.51	-10.39	-10.26	-10.71
20	-7.88	-7.88	-10.77	-10.52	-10.26	-11.16
30	-6.70	-6.70	-11.02	-10.65	-10.27	-11.62
40	-5.51	-5.51	-11.28	-10.78	-10.27	-12.07
50	-4.32	-4.32	-11.54	-10.92	-10.27	-12.52

ตารางที่ ก-13.2 แสดงความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงที่ได้จากการประเมินในตัวแปรต่าง ๆ ในกำลังการผลิตไบโอดีเซล 30,000 ตันต่อปี (หน่วย Million US$)

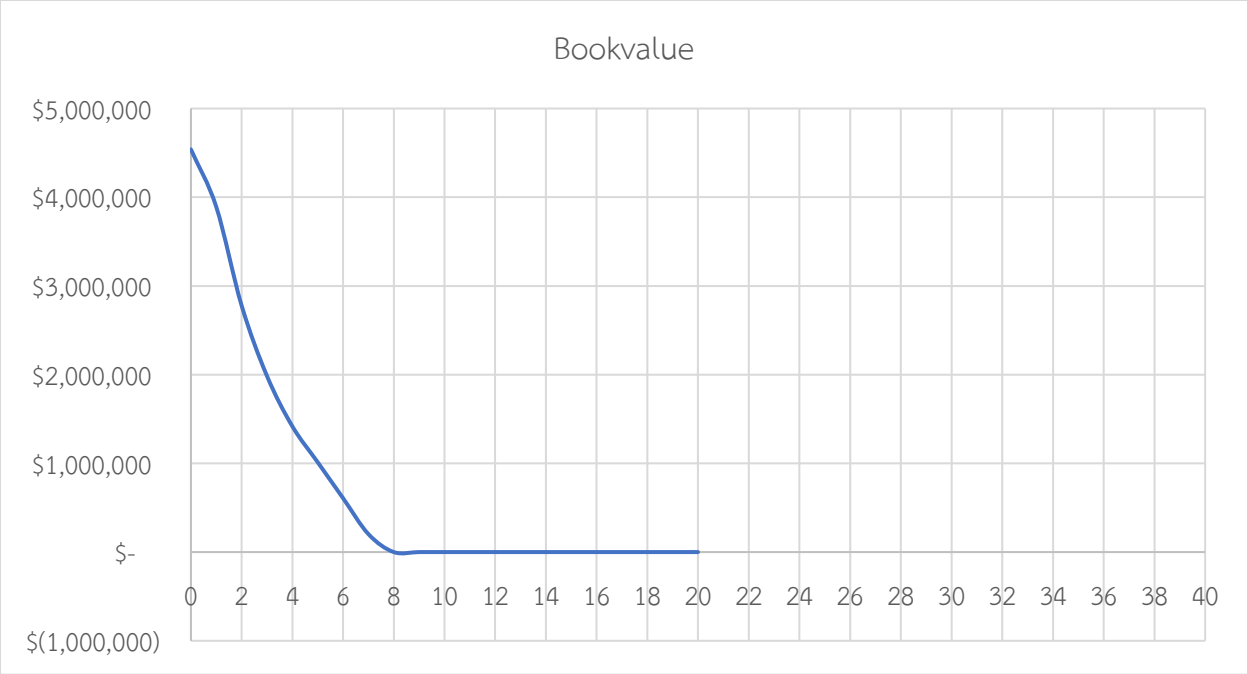
Percent change	Product price & Demand	Demand	Fixed Cost	Operating labor cost	Land	FCIL
-50	-93.74	-93.74	5.71	1.84	1.27	12.50
-40	-74.76	-74.76	4.80	1.70	1.25	10.24
-30	-55.78	-55.78	3.89	1.57	1.23	7.97
-20	-36.79	-36.79	2.99	1.44	1.21	5.71
-10	-17.81	-17.81	2.08	1.31	1.20	3.44
0	1.18	1.18	1.18	1.18	1.18	1.18
10	20.16	20.16	0.27	1.04	1.16	-1.09
20	39.14	39.14	-0.64	0.91	1.14	-3.35
30	58.13	58.13	-1.54	0.78	1.12	-5.62
40	77.11	77.11	-2.45	0.65	1.10	-7.88
50	96.09	96.09	-3.35	0.51	1.08	-10.15



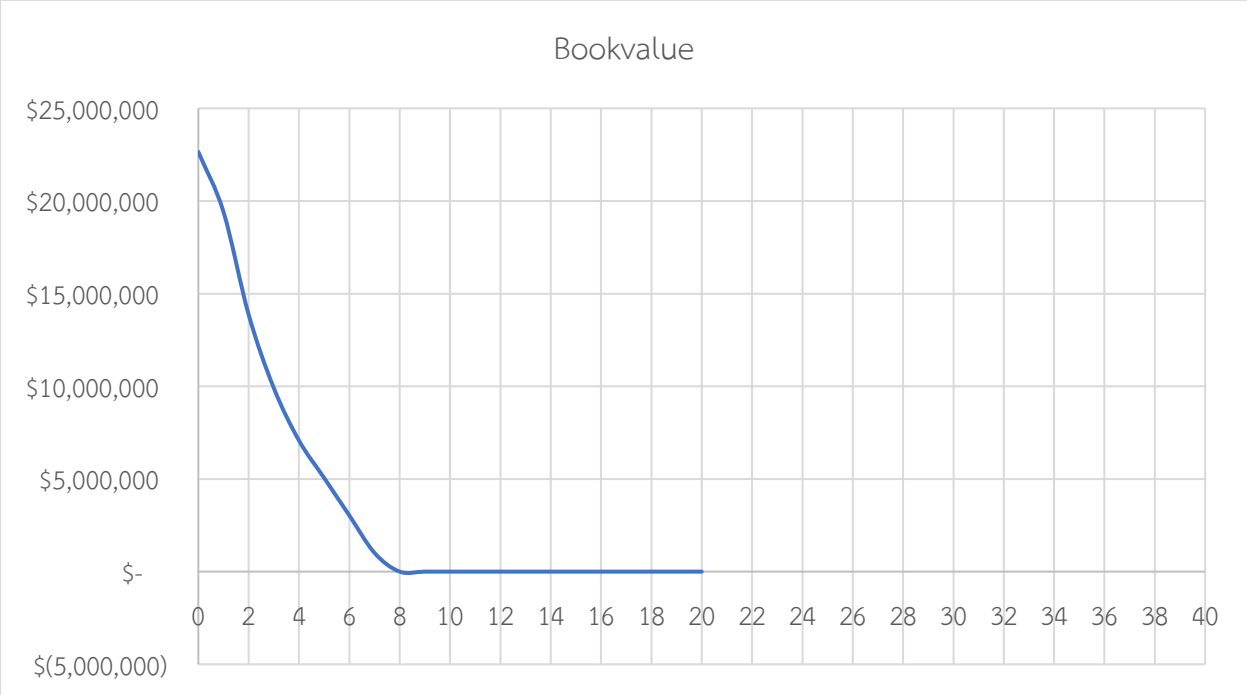
รูปที่ ก-2.1 แสดงค่าเสื่อมราคาแต่ละปีของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี



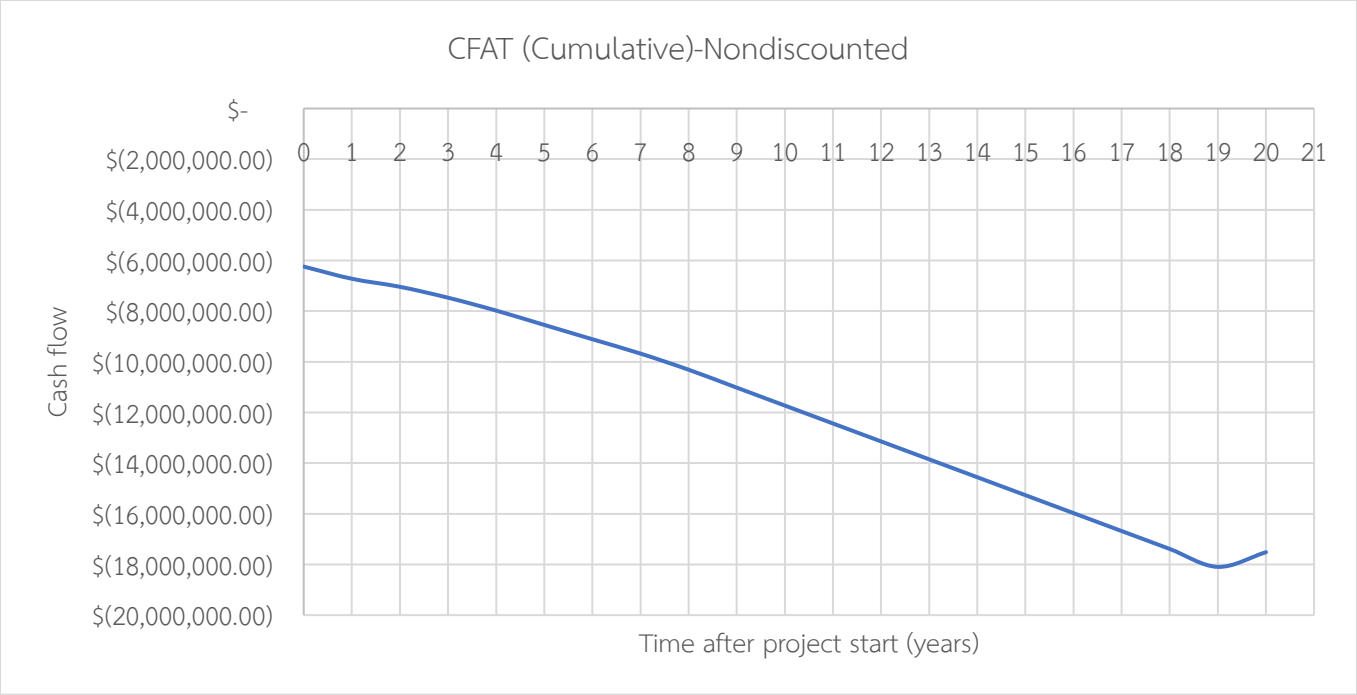
รูปที่ ก-2.2 แสดงค่าเสื่อมราคาแต่ละปีของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี



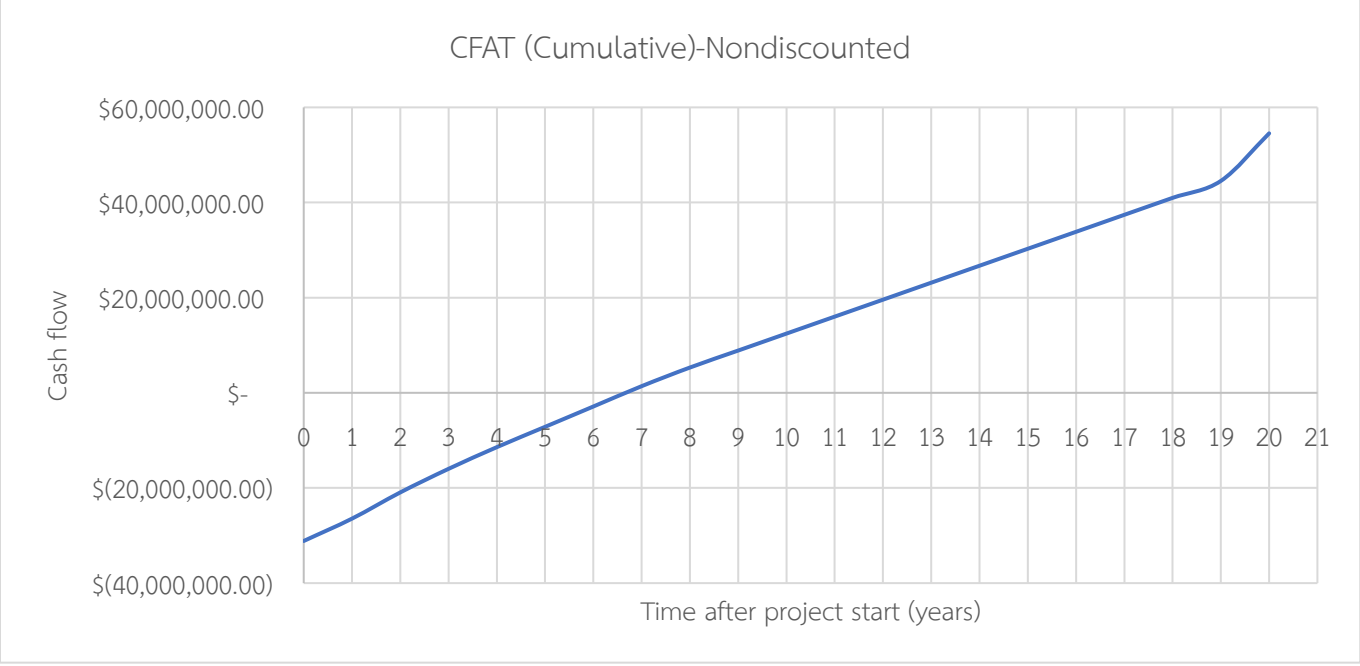
รูปที่ ก-3.1 แสดงค่าซากแต่ละปีของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี



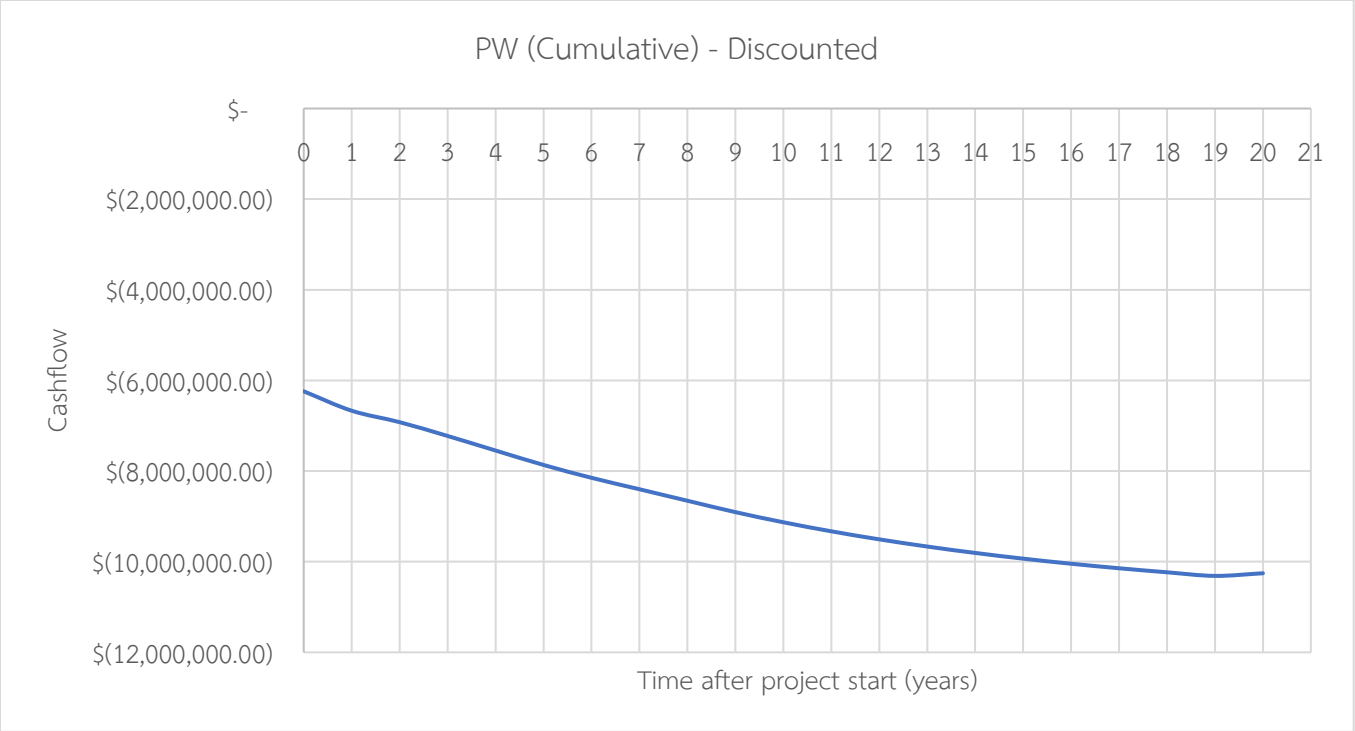
รูปที่ ก-3.2 แสดงค่าซากแต่ละปีของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี



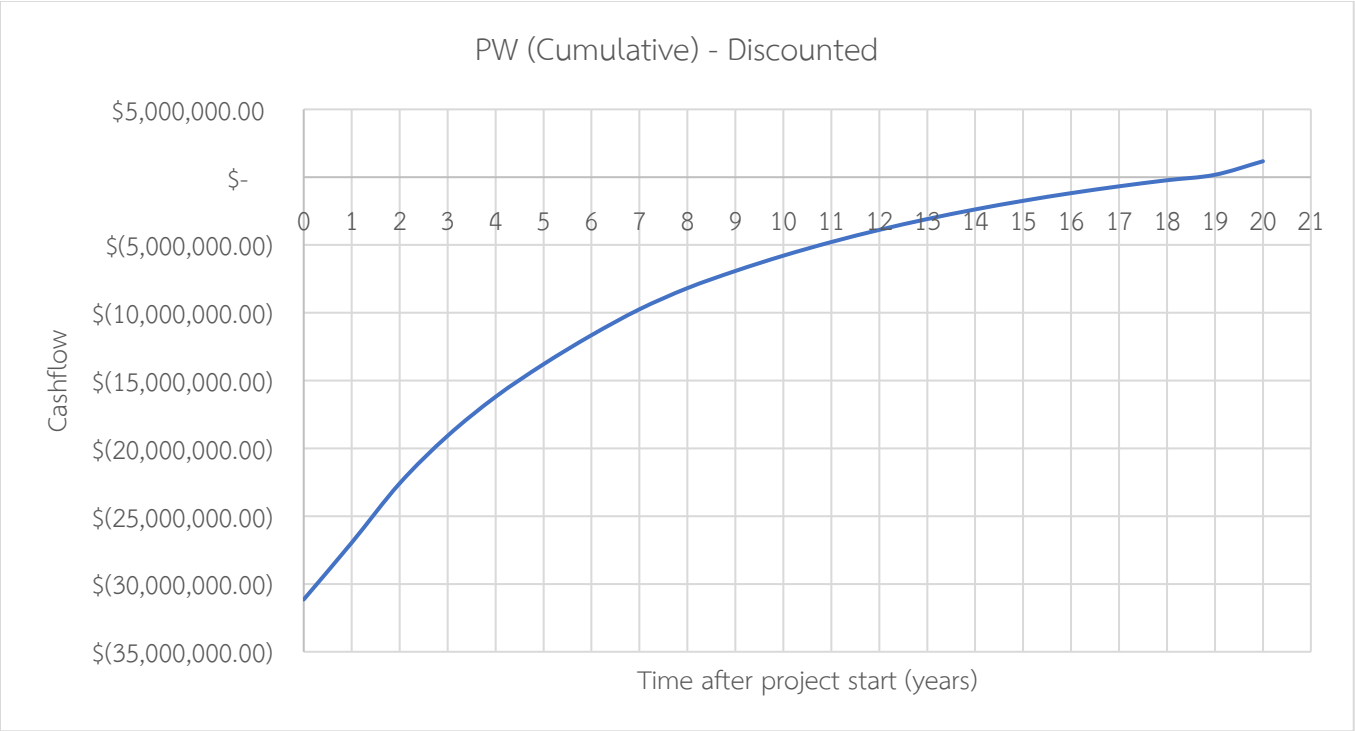
รูปที่ ก-4.1 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Non-discounted ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี



รูปที่ ก-4.2 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Non-discounted ของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี



รูปที่ ก-5.1 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Discounted ของกำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี



รูปที่ ก-5.2 แสดงกระแสเงินสะสมแบบ Discounted ของกำลังการผลิต 30,000 ตันต่อปี

ภาคผนวก ข

ตัวอย่างการคำนวณ

1. ค่าปฏิบัติของคนงาน

จาก สูตร

$$N_{OL} = (6.29+31.7P^2 +0.23N_{np})^{0.5} \quad (ข1)$$

โดย N_{OL} คือ จำนวนแรงงานต่อกะ

P คือ จำนวนขั้นตอนที่เกี่ยวข้องกับกระบวนที่เป็นของแข็ง

N_{np} คือ จำนวนอุปกรณ์ทั้งหมดที่เป็นเครื่องอัดอากาศ หอกลั่น เครื่องปฏิกรณ์ เครื่องให้ความร้อน และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ตารางที่ ข-1 แสดงผลลัพธ์สำหรับการประมาณความต้องการแรงงานปฏิบัติการสำหรับกระบวนการของการผลิตไบโอดีเซลด้วยเอทิลแอซีเตตภาวะเหนือวิกฤตที่กำลังการผลิต 1,800 ตันต่อปี

Equipment	Equipment Type	Number of equipment	N_{np}	Processing solids
C-101 (From Paper)	Compressor	1	1	-
E-101 (From Paper)	Heater	1	1	-
FBD-101 (From Paper)	Fluidize bed	1	1	-
MT-101 (From Paper)	Tank	1	-	-
A-101 (From Paper)	Motor	1	-	-
CF-101 (From Paper)	Separator solid	1	1	1
E-102 (From Capcost)	Heat exchanger	1	1	-
P-101 (From Paper)	Pump	1	-	-
R-101 (From Alibaba)	Reactor	1	1	-
T-101 (From Capcost)	Tower	1	1	-
T-102 (From Capcost)	Tower	1	1	-
Total			8	1

จากค่าจากตาราง N_{np} มีค่าเท่ากับ 8 และ P มีค่าเท่ากับ 3 ดังแสดงในตารางที่ ข-1 เมื่อแทนค่าต่าง ๆ ลงในสมการหา N_{OL} แล้ว จะได้ว่า N_{OL} มีค่าเท่ากับ 6.31

อย่างไรก็ตามในการคำนวณหาจำนวนคนงานทั้งหมดที่ต้องการใช้ภายในโรงงานนี้ จะกำหนดให้ คนงาน 1 คนสามารถทำงานได้ 49 สัปดาห์ต่อปี (3 สัปดาห์สำหรับการลาหยุด) 5 กะต่อสัปดาห์ (1 กะเท่ากับ 8 ชั่วโมง) จะได้ 245 กะต่อแรงงาน 1 คนต่อปี โดยกำหนดให้โรงงานผลิตไบโอดีเซลโดยใช้กากกาแฟจะมีการดำเนินงาน 24 ชั่วโมงใน 1 วัน และ 346 วันต่อปี จะได้ว่าใน 1 ปี ต้องการแรงงานคน 547.5 กะต่อปี และจะได้ว่าจำนวนแรงงานที่ต้องการต่อกะในหนึ่งปี เท่ากับ 1,038 กะต่อปี และ 245 กะต่อคนต่อปี เท่ากับ 4.24 คน

ดังนั้น ในการคำนวณหาจำนวนคนงานทั้งหมดของโรงงานจะสามารถคำนวณได้โดยจำนวนแรงงานที่ต้องการต่อกะคูณกับค่า N_{OL} ซึ่งมีค่าเท่ากับ 4.24 x 6.31 = 26.74 คน เท่ากับ 27 คน จากการที่ตั้งโรงงานผลิตไบโอดีเซลที่จังหวัดชุมพร ทำให้ต้องมีการจ้างแรงงานภายในจังหวัดซึ่งสามารถ คำนวณค่าแรงงานขั้นต่ำจากกระทรวงแรงงานที่ได้ประกาศบังคับใช้ตั้งแต่วันที่ 1 มกราคม 2563 ค่าแรงคนงานขั้นต่ำจังหวัดชุมพร คือ 315 บาทต่อวัน เท่ากับ 9.84 ดอลลาร์สหรัฐต่อวัน โดยกระทรวงแรงงานกำหนดเวลาทำงานไว้วันละ 8 ชั่วโมง เพราะฉะนั้นจะเป็นชั่วโมงละ 1.23 ดอลลาร์สหรัฐ

กำหนดให้คนงานแต่ละคนเป็นผู้ชำนาญการ ดังนั้นคนงานเหล่านี้จะได้รับค่าแรงค่าแรงงานของจังหวัดชุมพร [20] จะได้ว่าค่าใช้จ่ายในการปฏิบัติงานของคนงานเท่ากับ 1.23 ดอลลาร์สหรัฐ x 8,304 ชั่วโมงต่อปี เท่ากับ 10,213.92 ดอลลาร์สหรัฐต่อคนต่อปี ดังนั้นโรงงานจะต้องเสียค่าแรงงานเท่ากับ 10,213.92 x 27 เท่ากับ 275,880.94 ดอลลาร์สหรัฐต่อปี

ปริมาณวัตถุดิบ (Raw material cost)

กากกาแฟ (SCGs)

ปริมาณกากกาแฟที่ใช้ต่อปี = ปริมาณ operate × จำนวนชั่วโมงที่ทำงานต่อปี

= 2,917.24 kg/hr × 8,304 hr/y x 1 ton/1,000 kg

= 24,222.768 ton/y

เอทิลแอซีเตต

ปริมาณเอทิลแอซีเตตที่ใช้ต่อปี = ปริมาณ operate × จำนวนชั่วโมงที่ทำงานต่อปี

= 52.17 kg/hr x 8304 hr/y x 1 ton/1,000 kg

= 433.245 ton/y

ปริมาณผลผลิต (Product)

ไบโอดีเซล (Biodiesel)

ปริมาณไบโอดีเซลที่ใช้ต่อปี = ปริมาณ operate × จำนวนชั่วโมงที่ทำงานต่อปี

= 225.73 kg/hr × 8,304 hr/y x 1 ton/1,000 kg

= 1,874.50 ton/y

ปริมาณของเสีย (Waste)

กากกาแฟแห้ง

ปริมาณกากกาแฟแห้งที่เกิดขึ้นต่อปี = ปริมาณที่เกิดขึ้นต่อชั่วโมง × จำนวนชั่วโมงที่ทำงานต่อปี

= 1,020.95 kg/hr × 8,304 hr/y x 1 ton/1,000 kg

= 8,477.97 ton/y

การเสื่อมราคา (Depreciation)

ค่าการเสื่อมราคาคิดด้วยวิธีกู้คืนต้นทุนแบบเร่งด่วนที่แก้ไขแล้ว (MACRS) 7 ปี ซึ่งเป็นวิธีที่ผสมระหว่างวิธีคิดค่าเสื่อมราคาแบบเส้นตรง (SL) และ วิธีคิดค่าเสื่อมราคาที่ลดลงสองเท่า (DDB)

ค่าการเสื่อมราคาในปีที่ 1 = 2/7 x FCIL x 0.5

= 2/7 x 4,538,353 x 0.5

= 648,336.14

ค่าการเสื่อมราคาในปีที่ 2 = 2/7 x (FCIL- ค่าเสื่อมราคาในปีที่1)

= 2/7 x (4,538,353 – 648,336.14)

= 1,111,433