

การจำลองกระบวนการไฟโรไลซิสทะเลลายปาล์มร่วมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสำหรับการผลิต
สารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน



วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ปีการศึกษา 2562
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

MODELLING PYROLYSIS PROCESS OF EMPTY FRUIT BUNCH WITH GASIFICATION
PROCESS FOR HYDROCARBON COMPOUNDS, CHAR AND HYDROGEN GAS PRODUCTION



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

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2019

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การจำลองกระบวนการไพโรไลซิสทะเลสาบร่วมกับการ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสำหรับการผลิตสารประกอบ ไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน
โดย	นายณัฐธินพวงศ์ วุฒิพิศาล
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

..... คณะบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.เดชา ฉัตรศิริเวช)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อภรณ์วิชานพ)

..... กรรมการ
(อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.แดง แซ่เป๋)

ณัฐณพวงศ์ วุฒิพิศาล : การจำลองกระบวนการไพโรไลซิสทะเลลายปาล์มร่วมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน
สำหรับการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน. (MODELLING PYROLYSIS
PROCESS OF EMPTY FRUIT BUNCH WITH GASIFICATION PROCESS FOR HYDROCARBON
COMPOUNDS, CHAR AND HYDROGEN GAS PRODUCTION) อ.ที่ปรึกษาหลัก : ผศ. ดร.อมรชัย อภรณ์
วิชาเนพ

ชีวมวลถือได้ว่าเป็นทรัพยากรหมุนเวียนที่สามารถเปลี่ยนเป็นสารเคมีชีวภาพและเชื้อเพลิงที่มีคุณค่าได้ ทะลายปาล์มพบได้ทั่วไปในประเทศไทยโดยเป็นชีวมวลเหลือทิ้งที่ได้จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม งานวิจัยนี้ได้เสนอกระบวนการไพโรไลซิสร่วมกับแก๊สซิฟิเคชัน และการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนเพื่อผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่หลากหลายจากการใช้ทะเลลายปาล์ม กระบวนการไพโรไลซิสคือกระบวนการแรกที่สลายทะเลลายปาล์มไปเป็นน้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไม่กลั่นตัว จากนั้นถ่านชาร์ซึ่งเป็นแหล่งคาร์บอนถูกนำไปผลิตก๊าซสังเคราะห์ในแก๊สซิฟิเคชันในขณะที่น้ำมันชีวภาพถูกปรับปรุงคุณภาพด้วยกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนและถูกแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลิ้นแบบบรรยากาศ ก๊าซไม่กลั่นตัวจากไพโรไลซิสและก๊าซสังเคราะห์จากแก๊สซิฟิเคชันถูกส่งไปยังกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันเพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจนซึ่งจะถูกนำไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน การสร้างแบบจำลองของกระบวนการที่นำเสนอขึ้นขึ้นอยู่กับจลนพลศาสตร์ของกระบวนการสลายตัวและกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยใช้โปรแกรมแอสเพนพลัสเป็นเครื่องมือในศึกษา ผลของปัจจัยที่สำคัญในการดำเนินงานของกระบวนการจะถูกระบุ การทำฮีทอินทิเกรชันถูกนำมาพิจารณาเพื่อปรับปรุงการใช้พลังงานของกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพ การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์จะอ้างอิงจากมูลค่าปัจจุบันสุทธิในการประเมินความคุ้มค่าของกระบวนการด้วยเช่นกัน ผลจากแบบจำลองกระบวนการโดยใช้ทะเลลายปาล์มแห้ง 8,000 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สามารถผลิตน้ำมันชีวภาพที่ 68.8 เปอร์เซ็นต์ ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับจากกระบวนการอินทิเกรตเพียงพอสำหรับปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพที่ 642 กิโลกรัมต่อชั่วโมง น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้รับหลังจากการปรับปรุงคุณภาพที่ 3,476 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ในช่วงของ ก๊าซ ก๊าซโซลีน แนฟทา เคโรซีน และดีเซลได้ที่ 290, 657, 729, 298 and 811 กิโลกรัมต่อชั่วโมงตามลำดับ ผลการศึกษารวมความร้อนของสายกระบวนการสามารถประหยัดต้นทุนจากการลดใช้กระแสความร้อนที่ 1,099,656 บาทต่อวินาทีและต้องการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยสุดที่ 32 เครื่อง นอกจากนี้ยังต้องการแหล่งพลังงานร้อนและเย็นที่น้อยที่สุดที่ 621 และ 16,928 เมกะจูลต่อชั่วโมงตามลำดับ การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการอินทิเกรตมีมูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นบวกที่ 176,405,503 และผลการวิจัยชี้ให้เห็นว่ากระบวนการอินทิเกรตที่ศึกษานั้นมีความน่าสนใจทางเศรษฐศาสตร์

สาขาวิชา วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา 2562

ลายมือชื่อนิสิต
ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

6070918321 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORD: Empty fruit bunch, Pyrolysis, Gasification, Biofuels, Heat integration

Natnapong Wuttipisan : MODELLING PYROLYSIS PROCESS OF EMPTY FRUIT BUNCH WITH GASIFICATION PROCESS FOR HYDROCARBON COMPOUNDS, CHAR AND HYDROGEN GAS PRODUCTION. Advisor: Asst. Prof. AMORNCHAI ARPORNWICHANOP, D.Eng.

Biomass is regarded as a renewable resource which can be transformed into valuable biochemicals and fuels. Empty fruit bunch (EFB) is widely found in Thailand as a residual from palm oil milling processes. This study proposes the integrated process of pyrolysis, gasification and hydrotreating for multi-biofuels production using EFB. The pyrolysis process is firstly used to decompose EFB to produce bio-oil, bio-char and non-condensable gas (NCG). Then, bio-char as a carbonaceous source is gasified to produce synthesis gas whereas bio-oil is upgraded via a hydrotreating process to biofuels and separated products by atmospheric distillation process. NCG from pyrolysis and synthesis gas from gasification are sent to a water gas shift process for the production of hydrogen, which is used in the hydrotreating process. Modeling of the proposed process based on the kinetics of decomposition and gasification processes is performed using Aspen Plus simulator. The effects of key operating parameters of the process are analyzed. Heat integration is considered to improve the energy efficiency of bio-fuel production. Economic analysis based on a net present value (NPV) is also performed for the process assessment. The simulation results show that based on the dry EFB feed flow rate of 8,000 kg h⁻¹, the maximum yield of bio-oil from the pyrolysis process is 68.8% at an operating temperature of 500 °C. Hydrogen obtained from the integrated process is sufficient for upgrading bio-oil products at 642 kg h⁻¹. Biofuel is received from hydrotreating at 3,476 kg h⁻¹ and refined into products in the range of gas, gasoline, naphtha, kerosene and diesel at 290, 657, 729, 298 and 811 kg h⁻¹, respectively. From heat integration study can save cost from minimizing utility at 1,099,656 baht h⁻¹ and requires a minimum heat exchanger of 32 units. The minimum heat source and heat sink require at 621 MJ h⁻¹ and 16,928 MJ h⁻¹. The economic analysis of the integrated process has a positive value of NPV at 176,405,503 and the results indicate that the integrated process is potentially economically attractive.

Field of Study: Chemical Engineering

Student's Signature

Academic Year: 2019

Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยฉบับนี้สำเร็จลุล่วงได้การให้ความรู้ คำปรึกษา ข้อเสนอแนะเพื่อเป็นแนวทางในการตัดสินใจ และความช่วยเหลือเมื่อประสบปัญหาในการดำเนินงานจาก ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อมรชัย อารมณ์วิธานพ จนทำให้ผู้วิจัยสามารถดำเนินการวิจัยได้อย่างถูกวิธีและสำเร็จได้ด้วยดี นอกจากนี้ผู้วิจัยขอขอบพระคุณ รองศาสตราจารย์ ดร.เดชา ฉัตรศิริเวช อีกทั้ง อาจารย์ ดร.พิมพ์พร พลเพชร และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.แดง แซ่เบ๊ ซึ่งเป็นประธานและกรรมการสอบวิทยานิพนธ์ที่ช่วยเสนอแนะและให้คำแนะนำ เพื่องานวิจัยฉบับนี้สำเร็จลุล่วงและมีความสมบูรณ์

ขอขอบพระคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่ช่วยอำนวยความสะดวกในการค้นคว้าหาข้อมูลในการดำเนินงานวิจัย อีกทั้งขอขอบพระคุณ เจ้าหน้าที่ภาควิชาวิศวกรรมเคมีทุกท่านสำหรับความช่วยเหลือในการดำเนินงานด้านข้อมูล เอกสาร และอุปกรณ์ต่าง ๆ ที่จำเป็นในการทำงานวิจัย

และท้ายที่สุดขอมอบคุณประโยชน์จากงานวิจัยฉบับนี้ให้แก่จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย และผู้ที่มีส่วนเกี่ยวข้องในครั้งนี้นี้นำประโยชน์ที่ได้จากงานวิจัยไปพัฒนาต่อเพื่อประโยชน์สูงสุด

ณัฐฉัตรพงษ์ วุฒิพิศาล

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ค
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	ง
กิตติกรรมประกาศ.....	จ
สารบัญ.....	ฉ
บทที่ 1	1
บทนำ.....	1
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์	8
1.3 ขอบเขตในการศึกษา.....	8
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	14
บทที่ 2	15
ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง.....	15
2.1 การใช้ประโยชน์จากชีวมวล [25].....	15
2.2 กระบวนการไพโรไลซิส [26].....	15
2.2.1 กระบวนการไพโรไลซิสแบบช้า (Slow pyrolysis).....	16
2.2.2 กระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็ว (Fast pyrolysis).....	17
2.2.3 ผลกระทบและการนำไปใช้ประโยชน์ [29].....	18
2.2.4 ปัญหาของน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส [30].....	19
2.2.5 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส [31]	20
2.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน [34]	22
2.3.1 ตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน.....	23

2.3.2 ส่วนประกอบของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	24
2.3.2.1 กระบวนการไล่ความชื้นและเพิ่มอุณหภูมิ (Drying and Preheat).....	25
2.3.2.3 กระบวนการเผาไหม้ (Combustion or Oxidation) [36].....	25
2.3.2.4 กระบวนการรีดักชัน (Reduction).....	26
2.3.2.5 ชนิดของเตาแก๊สซิไฟเออร์	26
2.3.2.6 พารามิเตอร์และการคำนวณที่เกี่ยวข้อง.....	27
2.4 หลักการพื้นฐานของการวิเคราะห์พินช์ [37].....	29
2.4.1 การระบุกระแสของสายแลกเปลี่ยนความร้อน	29
2.4.2 ข้อมูลความร้อนของกระแสที่ใช้ในการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อน.....	30
2.4.3 เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve).....	30
2.4.4 เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิท (Grand Composite Curve)	31
2.4.5 การศึกษาผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{min}) ที่เหมาะสมกับกระบวนการ.....	32
2.4.6 ปัจจัยการพิจารณาการออกแบบการระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่	33
2.5 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ [41].....	34
2.5.1 ขั้นตอนการออกแบบและจัดทำโครงการ	34
2.5.2 ต้นทุนค่าใช้จ่ายในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์.....	37
2.5.2.1.ค่าการจัดซื้ออุปกรณ์ทั้งหมด (Total Purchased Equipment Cost, TPEC)	37
2.5.2.2.ค่าการลงทุนของการดำเนินการโครงการทั้งหมด (Total Project Investment Costs, TPIC).....	38
2.5.2.3 ค่าใช้จ่ายระหว่างการดำเนินการ (Operating cost)	39
2.5.2.4 ดัชนีราคา (Price Index).....	39
2.5.3 ดัชนีการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์	41

2.5.3.1 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period: PB)	41
2.5.3.2 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value).....	41
2.5.3.3 อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return: IRR).....	41
2.5.3.4 ภาษีเงินได้นิติบุคคล (Corporate Income Tax) [45]	42
บทที่ 3	47
งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	47
3.1 การผลิตพลังงานจากชีวมวล	47
3.1 กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process).....	50
3.1.1 การศึกษาปฏิกิริยาไพโรไลซิส.....	50
3.1.2 แบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equilibrium model).....	51
3.1.3 การสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics model).....	53
3.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process).....	55
3.2.1 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equilibrium model).....	55
3.2.2 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics model).....	57
3.3 กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water Gas Shift process).....	58
3.4 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process).....	59
3.5 กระบวนการร่วมในการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงชีวภาพ	59
3.5.1 กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	61
3.5.2 กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการเผาไหม้.....	61
3.5.3 กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน	63

3.6 กระบวนการศึกษา Heat integration.....	64
3.7 กระบวนการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์	65
บทที่ 4	66
กระบวนการ, แบบจำลอง และการวิเคราะห์สมรรถนะ	66
4.1 วัสดุดิบ (Materials).....	66
4.1.1 วัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมัน	66
4.1.2 การเลือกวัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมัน.....	68
4.2 การออกแบบกระบวนการศึกษา (Superstructure).....	71
ขั้นตอนที่ 1 การระบุปัญหา.....	74
ขั้นตอนที่ 2 ศึกษางานวิจัยและหาข้อมูล	74
ขั้นตอนที่ 3 สร้าง Superstructure จากข้อมูลที่ศึกษา.....	74
ขั้นตอนที่ 4 หาทางเลือกสำหรับกับบวนการ	76
ขั้นตอนที่ 5 การสร้างแบบจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen plus.....	77
ขั้นตอนที่ 6 การสร้างระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat integration) โดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer	78
ขั้นตอนที่ 7 การประเมินผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์.....	78
4.3 แบบจำลองของกระบวนการสำหรับเปลี่ยนทะเลลายปาล์มไปเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพโดยโปรแกรม Aspen Plus.....	78
4.3.1 แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัสดุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment)...	84
4.3.2 แบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process).....	86
4.3.3 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process)	95
4.3.4 แบบจำลองกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift process).....	101
4.3.5 แบบจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption process)	104
4.3.6 แบบจำลองกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)	106

4.3.7	แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process)	107
4.3.8	แบบจำลองกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process)	113
4.4	การศึกษากระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพ	116
4.4.1	การศึกษาผลิตภัณฑ์ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส	116
4.4.2	การศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	117
4.4.3	การศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์	117
4.4.4	การศึกษาค่าความร้อนที่ได้จากก๊าซสังเคราะห์จากกระบวนการเผาไหม้	118
4.4.5	การศึกษาผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน	118
4.4.6	การศึกษาการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพจากกระบวนการกลั่นแบบบรรยากาศ	118
4.5	วิธีการสร้างแบบจำลองเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในโปรแกรม Aspen Energy Analyzer	119
4.5.1	การระบุกระแสของสายแลกเปลี่ยนความร้อนจากกระบวนการผลิตพลังงานทดแทน	120
4.6	การศึกษาแบบจำลองของระบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดสำหรับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ	124
4.6.1	การศึกษาผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{min}) ที่เหมาะสมกับกระบวนการ	124
4.6.2	การศึกษาเส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) และเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิท (Grand Composite Curve)	124
4.6.3	ปัจจัยในการพิจารณาเลือกการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด	124
4.7	การศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ (Economics) ของกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ	126
4.7.1	ราคาขายผลิตภัณฑ์	126
4.7.2	ต้นทุนค่าใช้จ่ายในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์	126

4.7.2.1. ค่าการจัดซื้ออุปกรณ์ทั้งหมด (Total Purchased Equipment Cost, TPEC)	126
4.7.2.2 ค่าการลงทุนของการดำเนินการโครงการทั้งหมด (Total Project Investment Costs, TPIC)	127
4.7.3 ค่าใช้จ่ายระหว่างการดำเนินการ (Operating cost)	128
4.7.4 การศึกษาผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์	129
บทที่ 5	130
ผลการศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ	130
5.1 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส	131
5.2 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	142
5.2.1 อัตราส่วน S/C ที่มีผลต่อการผลิตก๊าซสังเคราะห์	142
5.2.2 อุณหภูมิของเตาแก๊สซิไฟเออร์ที่มีผลต่อการเกิดก๊าซสังเคราะห์	143
5.3 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน	145
5.3.1 ผลการศึกษาอัตราส่วนของไอน้ำต่อก๊าซสังเคราะห์ที่ส่งผลต่อการผลิตก๊าซไฮโดรเจน	146
5.3.2 ผลการศึกษาอุณหภูมิดำเนินการของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันที่ส่งผลต่อการผลิตก๊าซไฮโดรเจน	148
5.4 ผลการศึกษาปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์จากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน	149
5.5 ผลการศึกษาค่าความร้อนที่ได้จากก๊าซสังเคราะห์จากกระบวนการเผาไหม้	149
5.6 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน	149
5.7 ผลการศึกษาการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพจากกระบวนการกลั่นแบบบรรยากาศ	153
5.7.1 อัตราส่วนการทำซ้ำ (Reflux Ratio) ต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ยอดหอกกลั่น	156
5.7.2 จำนวนขั้น (Stage) ของหอกกลั่นต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์	157

บทที่ 6	162
ผลการศึกษาการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	162
6.1 ผลการศึกษาผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{min}) ที่เหมาะสมกับกระบวนการ	162
6.2 ผลการศึกษาเส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) และเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิท (Grand Composite Curve).....	163
6.3 ผลการศึกษาการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด	166
บทที่ 7	173
ผลการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่าน ชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน	173
7.1 ราคาขายผลิตภัณฑ์.....	173
7.2 เงินลงทุนรวม (Total Investment Cost).....	174
7.3 ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์	177
7.3.1 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period).....	177
7.3.2 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value).....	177
7.3.3 อัตราส่วนผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return).....	178
บทที่ 8	179
สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะจากการวิจัย	179
ข้อเสนอแนะจากการวิจัย	183
บรรณานุกรม.....	185
ภาคผนวก ก	194
การตั้งชื่อสารที่ใช้ในโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับกระบวนการที่ศึกษา	194
ภาคผนวก ข	197
ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment).....	197
ภาคผนวก ซ	202

ผลการจำลองกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process)	202
ภาคผนวก ค	212
ผลการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process).....	212
ภาคผนวก ค	217
ผลการจำลองกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift process)	217
ภาคผนวก ข	227
ผลการจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption process).....	227
ภาคผนวก ง.....	230
ผลการจำลองกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process).....	230
ภาคผนวก จ	233
ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process) ..	233
ภาคผนวก ฉ	263
ผลการจำลองกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process).....	263
ภาคผนวก ช	283
ผลการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer	283
ภาคผนวก ซ	320
ผลการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และแก๊สไฮโดรเจน	320
ประวัติผู้เขียน	326

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

เชื้อเพลิงฟอสซิล ได้แก่ ถ่านหิน น้ำมันดิบ และก๊าซธรรมชาติ เป็นเชื้อเพลิงที่สำคัญที่เกี่ยวข้องกับการขับเคลื่อนเศรษฐกิจของโลก ทั้งทางด้านอุตสาหกรรมการผลิตและการดำเนินชีวิตประจำวันของมนุษย์ จากแนวโน้มความต้องการใช้พลังงานที่เพิ่มขึ้น และเชื้อเพลิงฟอสซิลเป็นแหล่งพลังงานที่มีอยู่อย่างจำกัด นอกจากนี้การเผาไหม้เชื้อเพลิงฟอสซิลยังก่อให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นเพื่อลดผลกระทบที่เกิดจากการใช้เชื้อเพลิงฟอสซิล จึงมีความพยายามที่จะผลิตพลังงานจากแหล่งพลังงานทางเลือกอื่นๆ เช่น แสงอาทิตย์ ลม น้ำ นิวเคลียร์ ความร้อนใต้พิภพ ชีวมวล และเศษขยะ เป็นต้น เนื่องจากประเทศไทยเป็นประเทศเกษตรกรรมที่มีผลิตภัณฑ์จากภาคการเกษตรที่สำคัญอยู่หลากหลายประเภท เช่น ข้าว อ้อย ถั่วเหลือง ข้าวโพด ปาล์มน้ำมัน มันสำปะหลัง มะพร้าว และยางพารา เป็นต้น และมีวัสดุเหลือจากการใช้ประโยชน์จากภาคเกษตรกรรมในปริมาณมาก โดยวัสดุเหลือจากภาคการเกษตรเหล่านี้มักจะถูกเผาทำลาย ซึ่งส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม ดังนั้นการนำวัสดุเหลือทิ้งเหล่านี้มาใช้เป็นเชื้อเพลิงเพื่อผลิตเป็นพลังงาน นอกจากจะได้แหล่งพลังงานภายในประเทศเพิ่มขึ้นแล้ว ยังช่วยลดการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ได้อีกด้วย เนื่องจากก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยจากกระบวนการที่ใช้เชื้อเพลิงเป็นชีวมวล จะถูกใช้ในกระบวนการเจริญเติบโตของพืชซึ่งจะใช้ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการสังเคราะห์แสงและเก็บพลังงานในรูปของพันธะเคมี โดยโมเลกุลของคาร์บอนจะถูกนำไปรวมตัวกับสารเคมีชนิดอื่นเพื่อสร้างเป็นอาหารจำพวกแป้งและน้ำตาล และคายออกซิเจนสู่บรรยากาศ [1] และองค์ประกอบหลักของชีวมวล ได้แก่ เซลลูโลส (Cellulose) เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) และลิกนิน (Lignin) โดยเป็นสารประกอบที่มีธาตุคาร์บอนและไฮโดรเจนเป็นองค์ประกอบหลัก ซึ่งสามารถนำไปใช้ผลิตเป็นพลังงานได้

ปาล์มน้ำมันเป็นพืชเศรษฐกิจที่สำคัญชนิดหนึ่งของประเทศไทย เนื่องจากปาล์มน้ำมันสามารถแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์สำหรับการอุปโภคและบริโภคได้อย่างหลากหลาย โดยประเทศไทยมีพื้นที่เพาะปลูกปาล์มมากที่สุดเป็นลำดับที่ 3 ของโลก [2] น้ำมันที่ได้จากผลปาล์มจะมาจาก 2 ส่วน คือ จากเปลือกหุ้มภายนอก และจากเนื้อในของเมล็ด เมื่อผลปาล์มสุกโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจะนำผลปาล์มสดทั้งทะลายไปอบไอน้ำ เพื่อยับยั้งการเปลี่ยนแปลงของน้ำมันจากปฏิกิริยาไลโปไลซิสและช่วย

ให้ผลปาล์มหลุดออกจากทะลาย อีกทั้งยังช่วยให้การแยกเปลือกออกจากกะลาทำได้ง่ายขึ้น จากนั้นจึงนำไปย่อยอีกครั้ง เพื่อแยกเอาเปลือกไปสกัดน้ำมันออก และนำน้ำมันปาล์มที่ได้ไปทำความสะอาดและลดความชื้น สุดท้ายจึงส่งน้ำมันปาล์มดิบเข้าโรงกลั่นเพื่อแยกน้ำมันปาล์มบริสุทธิ์ จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มพบว่าจะมีวัสดุเหลือทิ้งเป็นทะลายปาล์ม กะลาปาล์ม ใบปาล์ม กากปาล์ม และเมล็ดในปาล์ม ส่วนการทำสวนปาล์มน้ำมันนั้นจะต้องมีการตัดแต่งทางใบปาล์มอย่างน้อยปีละ 2-3 ครั้ง สำหรับปาล์มที่มีอายุ 5-15 ปี โดยจะรักษาทางใบไว้ 35-40 ทางใบ เนื่องจากการเก็บทางใบไว้มากเกินไปจะทำให้ใบที่อยู่ด้านล่างไม่สามารถสังเคราะห์แสงได้ แต่หากมีการตัดแต่งจนกระทั่งทางใบเหลือน้อยเกินไปจะทำให้การสร้างอาหารจากกระบวนการสังเคราะห์แสงเกิดขึ้นได้น้อยเช่นกัน โดยปกติการตัดแต่งทางใบจะมีการดำเนินการครั้งใหญ่ 1 ครั้ง ก่อนหน้าแล้งเพื่อให้ปาล์มลดการคายน้ำและใช้ทางใบคลุมโคนต้นปาล์มเพื่อลดการคายน้ำ และเมื่อต้นปาล์มมีอายุครบ 25-30 ปี จะถูกโค่นเพื่อทำการเพาะต้นกล้าใหม่ [3] จะเห็นได้ว่าในกระบวนการจัดการสวนปาล์มจะเกิดของเสียที่เป็นส่วนประกอบต่างๆ จากต้นปาล์มหลากหลายชนิด ได้แก่ ใบปาล์ม ก้านใบปาล์ม ทางใบปาล์ม และลำต้นปาล์ม เป็นต้น จากข้อมูลข้างต้นพบว่าจะมีวัสดุเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรมปาล์มน้ำมันเป็นจำนวนมาก และมีศักยภาพเพียงพอสำหรับการนำไปใช้เป็นวัตถุดิบเพื่อผลิตพลังงานทดแทน

ปัจจุบันเทคโนโลยีที่ใช้ในการแปรรูปชีวมวลที่ได้รับความนิยมจำแนกได้ 2 ประเภทหลักๆ คือ กระบวนการเชิงชีวภาพ (Biochemical Conversion Process) และกระบวนการเชิงเคมีความร้อน (Thermochemical Conversion Process) ถึงแม้ว่ากระบวนการเชิงชีวภาพจะเป็นกระบวนการที่สามารถดำเนินการภายใต้สภาวะที่มีอุณหภูมิ และความดันดำเนินการต่ำกว่ากระบวนการเชิงเคมีความร้อน ความร้อน แต่ผลิตภัณฑ์ที่ได้รับค่อนข้างมีความไม่แน่นอนซึ่งจะขึ้นอยู่กับองค์ประกอบทางเคมีของชีวมวล ดังนั้นกระบวนการเชิงความร้อนจึงมีความน่าสนใจและได้รับนิยมนมากกว่าเพราะให้องค์ประกอบและปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่แน่นอนกว่า และให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้รับหลากหลายกว่า กระบวนการเปลี่ยนองค์ประกอบทางเคมีโดยวิธีชีวเคมี [4] กระบวนการเชิงความร้อนสามารถแบ่งออกเป็น 3 กระบวนการย่อย ได้แก่ ไพโรไลซิส (Pyrolysis) แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) และการเผาไหม้ (Combustion) แต่เนื่องจากกระบวนการเผาไหม้มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) สารประกอบซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) และสารประกอบไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) ที่สูงกว่ากระบวนการไพโรไลซิสและแก๊สซิฟิเคชันซึ่งส่งผลให้เกิดมลภาวะ

ทางอากาศ ด้วยสาเหตุนี้ทำให้กระบวนการไพโรไลซิสและกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้รับความนิยมมากกว่าและในปัจจุบัน 2 กระบวนการนี้ได้มีการพัฒนาและนำมาใช้ในระดับเชิงพาณิชย์

กระบวนการไพโรไลซิสเป็นกระบวนการสลายตัวของชีวมวลโดยใช้ความร้อนในสภาวะที่ไร้ออกซิเจน โดยกระบวนการไพโรไลซิสยังแบ่งออกเป็น 2 กระบวนการ ได้แก่ กระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็ว (Fast pyrolysis) และกระบวนการไพโรไลซิสแบบช้า (Slow pyrolysis) ทั้ง 2 กระบวนการแตกต่างกันตรงอัตราการให้ความร้อน อุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินการและสัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ ผลิตภัณฑ์หลักที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส ได้แก่ น้ำมันชีวภาพ (Bio-oil) ถ่านชีวภาพ (Bio-Char) และก๊าซไม่กลั่นตัว (Non-condensable gas) [5] กระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วจะให้ผลิตภัณฑ์หลักเป็นมันชีวภาพ ในขณะที่กระบวนการไพโรไลซิสแบบช้าจะให้ถ่านชีวภาพเป็นผลิตภัณฑ์หลัก อย่างไรก็ตาม น้ำมันชีวภาพที่ได้นั้นยังไม่สามารถนำไปใช้งานได้ทันทีเนื่องจากยังมีความไม่เสถียรเพราะมีออกซิเจนประกอบอยู่ 4-18 เปอร์เซ็นต์ [6] และมีความเป็นกรดเนื่องจากมีสารประกอบอินทรีย์ชนิดอื่นๆ ปนอยู่ด้วย และมีค่าความร้อน (Heat value) ต่ำ ดังนั้นก่อนนำไปใช้งานจะต้องทำการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพก่อน โดยใช้หน่วยปรับปรุงคุณภาพที่ใช้ไฮโดรเจน (Hydrotreating unit) เพื่อกำจัดออกซิเจนออก ถ่านชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสสามารถนำไปใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย เช่น ใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ใช้ปรับปรุงคุณภาพดิน เป็นตัวดูดซับสำหรับการลดสารปนเปื้อนในดินและน้ำ เป็นตัวดูดซับก๊าซ [7] ใช้ในระบบเซลล์เชื้อเพลิง ใช้ในตัวเก็บประจุยิ่งยวด (Supercapacitor) และเป็นวัตถุดิบในการทำถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) [8] นอกจากนี้ถ่านชีวภาพยังสามารถนำมาใช้เป็นตัวให้ความร้อนสำหรับกระบวนการไพโรไลซิสที่ดำเนินการในเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบหมุนเวียน (Circulating Fluidized Bed, CFB) เพื่อแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับชีวมวลที่เข้ามาในเครื่องปฏิกรณ์ [9] ส่วนก๊าซไม่กลั่นตัวที่ได้หลังจากผ่านกระบวนการลดอุณหภูมิ จะมี ไฮโดรเจน (H_2) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และมีเทน (CH_4) เป็นองค์ประกอบ [10]

น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสสามารถเปลี่ยนเป็นน้ำมันเบนซินและดีเซลได้ถึงแม้จะมีค่าความร้อนต่ำกว่าเนื่องจากมีออกซิเจนปนอยู่ในปริมาณมาก [6] กระบวนการปรับปรุงคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพคือ กระบวนการปรับปรุงคุณภาพโดยใช้ไฮโดรเจน (Hydroprocessing) โดยอาศัยตัวเร่งปฏิกิริยา ซีโอไลท์ (zeolite) เนื่องจากสามารถจับออกซิเจนที่อยู่ในน้ำมันชีวภาพ ซึ่ง

จะเปลี่ยนออกซิเจนให้อยู่ในรูปของน้ำและคาร์บอนมอนอกไซด์หรือคาร์บอนไดออกไซด์ [7] หลังจากผ่านกระบวนการกำจัดออกซิเจนออกมาในรูปของน้ำ (Hydrodeoxygenation, HDO) แล้ว น้ำมันชีวภาพจะแยกออกเป็น 2 เฟสได้แก่ เฟสของสารอินทรีย์ (Organic fraction) และเฟสของสารอนินทรีย์ (Aqueous fraction) โดยเฟสของสารอินทรีย์ที่ได้จะมีค่าความร้อนเพิ่มขึ้นประมาณ 2 เท่าจากตอนเริ่มกระบวนการ หลังจากผ่านกระบวนการแยกเฟส เฟสของสารอินทรีย์จะถูกส่งไปยังหอกลั่นเพื่อกลั่นแยกเป็นน้ำมันเบนซินและดีเซล ซึ่งสามารถนำไปใช้ทดแทนน้ำมันเชื้อเพลิงที่ได้จากกระบวนการกลั่นน้ำมันดิบ ส่วนเฟสของสารอนินทรีย์นั้นเนื่องจากมีองค์ประกอบของน้ำเป็นหลักจะสามารถนำไปใช้ประโยชน์ต่อได้ เช่น นำไปใช้เป็นตัวทำปฏิกิริยาในกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อเพิ่มก๊าซไฮโดรเจนสำหรับใช้งานในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพได้ [11]

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการที่สามารถเปลี่ยนชีวมวลไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ (Synthesis gas) ที่ประกอบด้วย มีเทน (CH_4) คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) คาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และไฮโดรเจน (H_2) โดยก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้สามารถนำไปใช้เป็นเชื้อเพลิงในกระบวนการผลิตความร้อนและไฟฟ้า (Heat and power generation) [12] นอกจากนี้ยังมีผลิตภัณฑ์ที่เป็นน้ำมันดิน (Tar) ซึ่งเป็นสารประกอบที่มีคาร์บอนมากกว่า 6 อะตอม (C_6) และถ่านชีวภาพ อุณหภูมิดำเนินการของเตาแก๊สซิฟิเคชันจะอยู่ในช่วงระหว่าง 600-1500 องศาเซลเซียส ในสภาวะที่มีออกซิเจนในปริมาณที่จำกัด โดยทั่วไปอากาศจะถูกใช้เป็นแก๊สซิฟายอิงเอเจนต์ (Gasifying agents) เนื่องจากมีราคาถูกและใช้กันอย่างกว้างขวาง แต่อย่างไรก็ตามผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีค่าความร้อนต่ำเนื่องจากอากาศมีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบหลักประมาณ 78 เปอร์เซ็นต์ หากใช้ออกซิเจนบริสุทธิ์เป็นแก๊สซิฟายอิงเอเจนต์จะได้ก๊าซสังเคราะห์ที่มีค่าความร้อนสูงขึ้น แต่จะมีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูง จากผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้ จะเห็นได้ว่าถึงแม้จะมีก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ผสมอยู่แต่เนื่องจากภายในแก๊สซิฟิเคชันมีหลายปฏิกิริยาที่เกิดขึ้น โดยปฏิกิริยาที่สำคัญในการเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ไปเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนคือปฏิกิริยาคาร์บอนไดออกไซด์รีฟอร์มมิง (Carbon dioxide reforming) ดังนั้นกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจึงถือว่าเป็นกระบวนการที่เป็นมิตรกับสิ่งแวดล้อมเนื่องจากไม่มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ออกสู่บรรยากาศในปริมาณที่น้อยและผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้มีประสิทธิภาพสูงกว่าก๊าซที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้และกระบวนการไพโรไลซิส [13]

ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสามารถนำไปผ่านกระบวนการปรับปรุงคุณภาพเพื่อผลิตเป็นไฮโดรเจน เนื่องจากไฮโดรเจนเป็นพลังงานที่มีความสำคัญในอนาคตเพราะเป็นพลังงานที่สะอาด เผาไหม้แล้วไม่ก่อให้เกิดมลพิษทางอากาศ มีความหนาแน่นของพลังงานที่สูง และสามารถใช้เป็นสารตั้งต้นที่สำคัญในอุตสาหกรรมเคมีและปิโตรเคมี [14] ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะถูกเปลี่ยนไปเป็นไฮโดรเจนและคาร์บอนมอนอกไซด์ผ่านปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift reaction) โดยกระบวนการนี้นอกจากจะได้ไฮโดรเจนเพิ่มขึ้นแล้วยังสามารถลดปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซสังเคราะห์ทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเสื่อมสภาพลงได้อีกด้วย [15] ปัจจุบันการผลิตไฮโดรเจนจะดำเนินการผ่านกระบวนการรีฟอร์มมิงด้วยไอน้ำ (Steam reforming) ของก๊าซธรรมชาติ และได้ผลิตภัณฑ์หลักเป็นไฮโดรเจน และมีผลิตภัณฑ์พลอยได้เป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ซึ่งสามารถทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเสื่อมสภาพได้ [16]

ไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์จะถูกทำให้บริสุทธิ์ด้วยกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) โดยใช้สารดูดซับในการดูดซับก๊าซอื่นและยอมให้ไฮโดรเจนไหลผ่านได้ โดยกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันถูกใช้อย่างแพร่หลายในปัจจุบันและยังสามารถผลิตไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 99.99 [17]

นอกจากก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะสามารถนำไปเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจนได้แล้ว การใช้ประโยชน์จากก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันอีกทางเลือกหนึ่งคือนำก๊าซสังเคราะห์ป้อนเข้าสู่ระบบให้เกิดการเผาไหม้ (Combustion process) ร่วมกับอากาศ และนำความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ก๊าซสังเคราะห์มาใช้เป็นแหล่งความร้อนภายในกระบวนการ จะสามารถลดการใช้พลังงานจากภายนอกได้ [18]

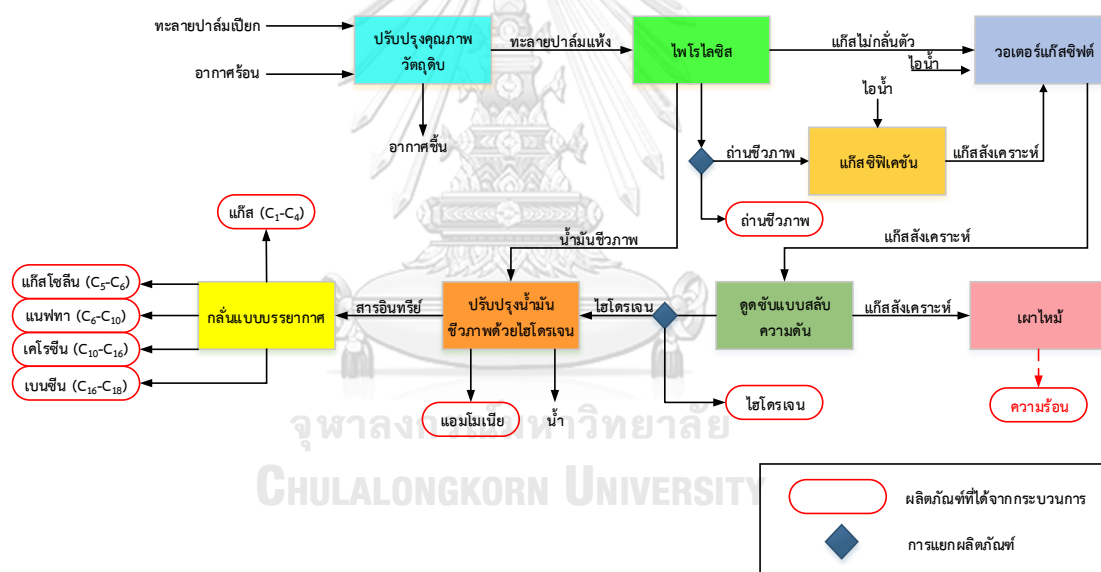
ปัจจุบันมีงานวิจัยที่ศึกษาการผลิตพลังงานจากวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรเพื่อทดแทนเชื้อเพลิงฟอสซิลอย่างแพร่หลาย และเพื่อพัฒนากระบวนการให้มีประสิทธิภาพและความยั่งยืนยิ่งขึ้น จึงมีงานวิจัยที่ศึกษานำผลิตภัณฑ์หลักที่เหลือจากการใช้ประโยชน์ หรือผลิตภัณฑ์พลอยได้จากกระบวนการกลับมาใช้ประโยชน์ เช่น การนำถ่านชีวภาพซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้จากกระบวนการไพโรไลซิสไปผ่านกระบวนการเผาไหม้เพื่อนำถ่านชีวภาพที่ร้อนไปแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการไพโรไลซิส หรือกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่นำก๊าซสังเคราะห์ที่ได้ไปผลิตไฮโดรเจนแล้ว

ยังนำก๊าซสังเคราะห์ที่ถูกดื่งก๊าซไฮโดรเจนออกไปเผาเพื่อนำความร้อนไปใช้ภายในกระบวนการเป็นต้น [9]

เพื่อปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ปัจจุบันได้มีการนำเสนอกระบวนการร่วมระหว่างไพโรไลซิสและแก๊สซิฟิเคชัน แม้ว่ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะสามารถผลิตก๊าซสังเคราะห์ได้ในปริมาณมากแต่ต้องใช้พลังงานที่มากเช่นกัน โดยเฉพาะที่หน่วยแยกอากาศ (air separation unit) ดังนั้นวิธีการหนึ่งที่จะช่วยลดการใช้พลังงานคือ การนำกระบวนการไพโรไลซิสมาดำเนินการร่วมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อให้ชีวมวลสลายตัวทางความร้อนขั้นแรกก่อนในกระบวนการไพโรไลซิสและถึงจะป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันตามลำดับ ถึงแม้ว่าก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการร่วมนี้จะมีปริมาณลดลงเมื่อเทียบกับก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากการนำชีวมวลป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพียงกระบวนการเดียว แต่จะได้ผลิตภัณฑ์พลอยได้เป็นน้ำมันชีวภาพที่มีมูลค่าสูง นอกจากนี้ยังพบว่าสามารถลดการใช้พลังงานที่เตาแก๊สซิไฟเออร์ได้เมื่ออุณหภูมิของกระบวนการไพโรไลซิสเพิ่มขึ้น เนื่องจากจะเกิดถ่านชีวภาพน้อยลง และมีเป็นสารระเหย (Volatiles) มากขึ้น ทำให้ความต้องการใช้ออกซิเจนเพื่อเปลี่ยนถ่านชีวภาพ ไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ลดลง [19] เมื่อพิจารณาการเสียดูความร้อนพบว่า มีแนวโน้มลดลงและมีการใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพเพิ่มขึ้นเมื่อเทียบกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแบบดั้งเดิม [20] นอกจากการนำกระบวนการไพโรไลซิสมาดำเนินการร่วมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันยังช่วยลดการเกิดน้ำมันดิน (Tar) เพราะชีวมวลถูกสลายตัวไปรอบแรกแล้วที่กระบวนการไพโรไลซิสโดยองค์ประกอบของน้ำมันดินจะถูกแยกออกไปจากก๊าซสังเคราะห์ในรูปของน้ำมันชีวภาพ จากนั้นจึงนำถ่านชีวภาพที่ได้ป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ทำให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้มีปริมาณน้ำมันดินผสมในปริมาณที่ต่ำลง [21,22]

จากข้อมูลข้างต้นงานวิจัยนี้จึงสนใจศึกษากระบวนการนำทะลายปาล์มซึ่งเป็นวัสดุเหลือทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มมาผลิตเป็นน้ำมันชีวภาพที่ประกอบด้วยสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน ซึ่งทะลายปาล์มที่ได้จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มมีปริมาณมากเพียงพอในการศึกษาและสามารถพัฒนาไปใช้ประโยชน์เป็นพลังงานทดแทนได้ เนื่องจากความผันผวนของราคาน้ำมันในปัจจุบันการออกแบบกระบวนการผลิตน้ำมันชีวภาพอย่างเดียวย่อมทำให้เกิดความเสี่ยงในด้านของราคาจำหน่ายผลิตภัณฑ์ ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงมุ่งศึกษากระบวนการที่สามารถผลิตพลังงานได้หลากหลายรูปแบบ เพื่อให้สามารถตอบสนองความต้องการทางพลังงานได้อย่างเหมาะสมในแต่ละ

ช่วงเวลา โดยแบบจำลองของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนถูกสร้างในโปรแกรม Aspen plus v.10 ซึ่งเป็นโปรแกรมสำหรับออกแบบกระบวนการที่เกี่ยวข้องกับอุตสาหกรรมเคมีและปิโตรเคมี โดยกระบวนการที่ศึกษาแสดงดังรูปที่ 1 ประกอบด้วย 8 กระบวนการหลักได้แก่ กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment) กระบวนการไพโรไลซิส (pyrolysis) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (water gas shift) กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) กระบวนการเผาไหม้ (combustion) กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating) และกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นบรรยากาศ (Atmospheric distillation) ซึ่งกระบวนการนี้จะสามารถผลิตพลังงานได้หลากหลายรูปแบบคือ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน แสดงดังรูปที่ 1.1



รูปที่ 1.1 แสดงกระบวนการที่ทำการศึกษาในการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน

โดยทำการศึกษารามิเตอร์หลัก (key parameter) ของแต่ละกระบวนการเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมากที่สุด กระบวนการที่ให้ปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ต้องการมากที่สุดจะถูกนำมาวิเคราะห์พลังงานด้วยการทำ Heat integration เพื่อออกแบบระบบการแลกเปลี่ยนความร้อนด้วย

การวิเคราะห์ด้วยวิธี pitch analysis โดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyser ทำให้ระบบมีการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสน้ำเย็น (Cold stream) กับกระแสน้ำร้อน (Hot stream) ดีที่สุดและใช้สาธารณูปโภค (Utility) ปริมาณต่ำที่สุด หลังจากนั้นแบบจำลองกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนร่วมกับการออกแบบระบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนจะถูกนำมาวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ เพื่อประเมินว่ากระบวนการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพที่นำเสนอมีผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์เป็นอย่างไร

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 สร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จากทะเลสาบปาล์ม ด้วยโปรแกรม Aspen plus v.10

1.2.2 ออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จากทะเลสาบปาล์มโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer เพื่อนำเสนอกระบวนการที่ประสิทธิภาพทางพลังงานสูงที่สุด

1.2.3 วิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จากทะเลสาบปาล์ม

1.3 ขอบเขตในการศึกษา

ขอบเขตในการศึกษาสามารถสรุปได้ดังแผนภาพรูปที่ 1.2 โดยแบ่งออกเป็น 3 ส่วนประกอบหลัก ได้แก่ การสร้างแบบจำลองกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จากทะเลสาบปาล์ม โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network) และการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ในเชิงเศรษฐศาสตร์ (Economics Analysis) ซึ่งมีรายละเอียดดังต่อไปนี้

1.3.1 วัตถุประสงค์สำหรับการศึกษาคือทะเลสาบปาล์มโดยมีอัตราการป้อนของทะเลสาบปาล์มเปียกเข้าสู่ระบบที่ 19,579 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (อ้างอิงจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มจังหวัดกระบี่จำนวน 21 โรงมีกำลังการผลิต 659 ตันปาล์มทะเลสาบต่อชั่วโมง หรือจำนวน 9,226 ตันต่อวันในปี พ.ศ. 2552 [23] โดยปาล์มสด 1000 กิโลกรัมจะได้กะลาปาล์มประมาณ 220 กิโลกรัม [24])

1.3.2 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้นจะทำการลดความชื้นของทะลายปาล์ม จาก 62 เปอร์เซ็นต์ เป็น 7 เปอร์เซ็นต์ โดยให้ทะลายปาล์มสัมผัสกับอากาศร้อน และบดทะลายปาล์ม ให้มีขนาดเท่ากับ 2 มิลลิเมตร

1.3.3 แบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิส จะทำนายองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์โดยอาศัยข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ (Kinetic models) ในเครื่องปฏิกรณ์ประเภท CSTR สำหรับการผลิต น้ำมันชีวภาพที่ดำเนินการภายใต้สภาวะไพโรไลซิสแบบเร็ว และหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิต น้ำมันชีวภาพ

1.3.4 แบบจำลองของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะใช้เครื่องปฏิกรณ์ประเภท CSTR โดยจะ คำนวณหาองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ได้โดยใช้ข้อมูลทางจลนพลศาสตร์ (Kinetic models) เนื่องจากปริมาณก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้จะเป็นฟังก์ชันกับอุณหภูมิ และอัตราส่วนระหว่างไอน้ำกับ ถ่านชาร์ (Steam – Biochar ratio) และเนื่องจากไฮโดรเจนเป็นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ ดังนั้นจึงทำการ วิเคราะห์เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตก๊าซสังเคราะห์ที่มีสัดส่วนของก๊าซไฮโดรเจนที่ผสม อยู่สูงที่สุด

1.3.5 REquil ถูกใช้จำลองเครื่องปฏิกรณ์วอเตอร์แก๊สชิฟต์เพื่อทำนายผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ ได้จากปฏิกิริยา Water gas shift ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$) โดยปริมาณไฮโดรเจนที่ได้ที่เป็น ฟังก์ชันกับอุณหภูมิและปริมาณไอน้ำที่ใช้ในกระบวนการ ดังนั้นจะต้องทำการหาสภาวะที่เหมาะสมที่ ทำให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และกระบวนการปรับปรุง คุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน มีปริมาณไฮโดรเจนสูงที่สุด อย่างไรก็ตามก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จาก กระบวนการนี้ยังไม่บริสุทธิ์เพียงพอในการนำไปใช้งานเพราะยังมีก๊าซอื่นๆ ปนเปื้อนอยู่ ดังนั้นจะต้อง ส่งก๊าซสังเคราะห์ผสมจากกระบวนการนี้เข้าสู่กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) เพื่อให้ได้ไฮโดรเจนบริสุทธิ์ถึง 99.99 เปอร์เซ็นต์

1.3.6 แบบจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) จะ ใช้อุปกรณ์แยก (Separator) ในการแยกผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ 99.99 เปอร์เซ็นต์ ออกจาก ก๊าซสังเคราะห์ผสม

1.3.7 ก๊าซสังเคราะห์ผสมที่ถูกแยกก๊าซไฮโดรเจนออก (Offgas) จากกระบวนการดูดซับแบบ สลับความดันจะถูกส่งต่อไปที่กระบวนการเผาไหม้ซึ่งจำลองโดยใช้แบบจำลอง RGibbs ในการทำนาย

ค่าความร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ หลังจากนั้นก๊าซสังเคราะห์ร้อนที่ได้จะนำไปใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

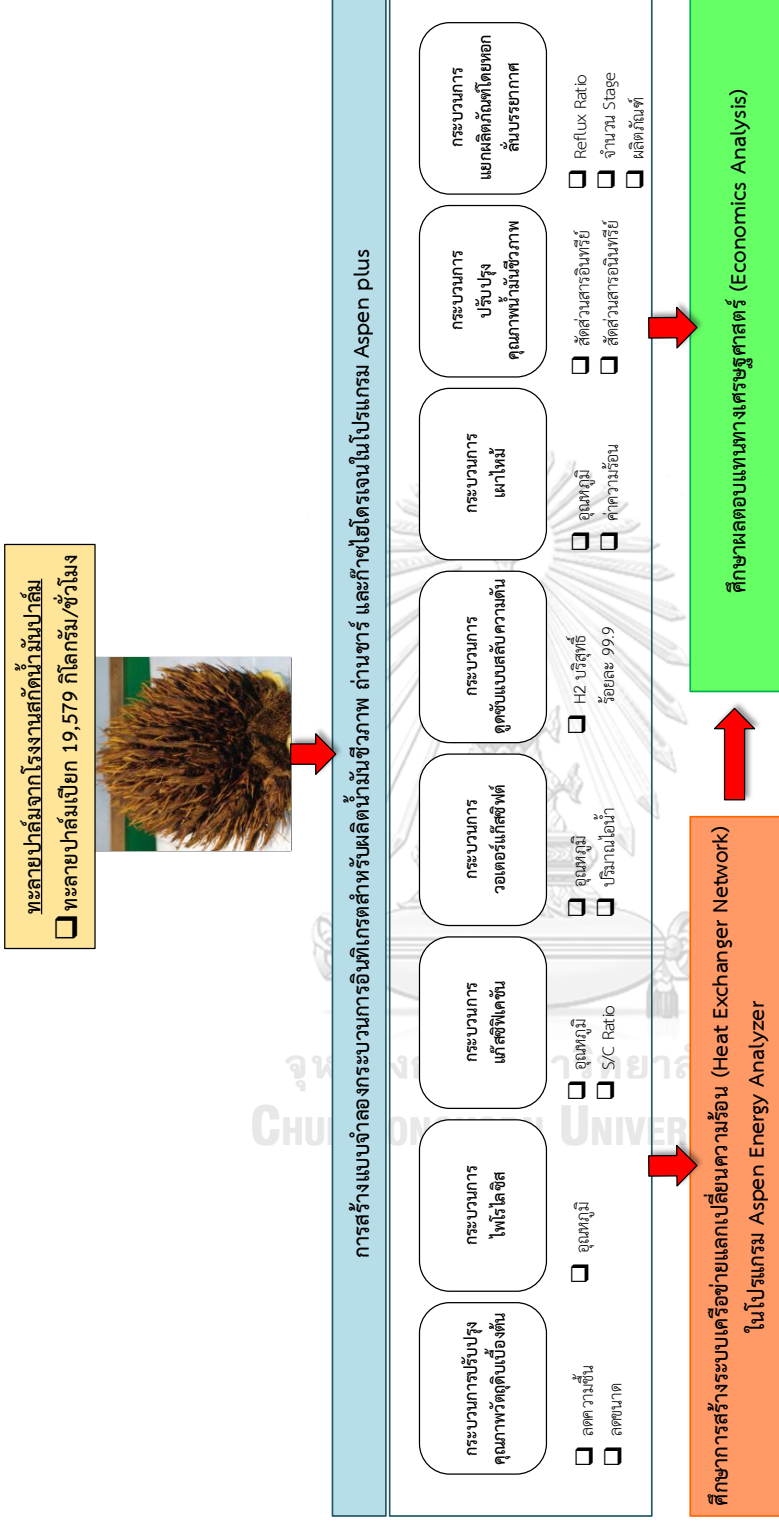
1.3.8 การจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process) จะใช้เครื่องปฏิกรณ์ประเภท RYield เพื่อทำนายค่าผลิตภัณฑ์ โดยประกอบด้วยเครื่องปฏิกรณ์สำหรับรักษาเสถียรภาพของน้ำมันชีวภาพ และเครื่องปฏิกรณ์สำหรับกำจัดออกซิเจนออกจากน้ำมันชีวภาพ ตามลำดับ ปริมาณไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่ใช้ในกระบวนการนี้จะได้จากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันเท่านั้น ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะแบ่งออกเป็น 2 เฟส คือ เฟสของสารอินทรีย์ (organic fraction) และเฟสของสารอนินทรีย์ (Aqueous fraction) โดยสารอินทรีย์จะถูกแยกออกจากสารอนินทรีย์และป้อนเข้าสู่หอกลั่นบรรยากาศเพื่อกลั่นแยกน้ำมันเชื้อเพลิงและก๊าซ ในส่วนของสารอนินทรีย์จะมีน้ำเป็นองค์ประกอบสามารถนำไปใช้เป็นตัวกลางแลกเปลี่ยนความร้อนของเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้

1.3.9 หอกลั่นบรรยากาศ (Atmospheric distillation process) ถูกจำลองโดยใช้แบบจำลองชนิด RadFrac ซึ่งจะแยกผลิตภัณฑ์ออกเป็น 5 ประเภทตามช่วงคาร์บอนได้แก่ ก๊าซ (C_1-C_4) ก๊าซโซลีน (C_5-C_6) แนฟทา (C_6-C_{10}) เคโรซีน ที่ ($C_{10}-C_{16}$) และดีเซล ($C_{16}-C_{20}$) โดยศึกษาหาค่า Reflux ratio ที่เหมาะในการดำเนินการที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ นอกจากนี้ยังต้องวิเคราะห์หาจำนวนชั้น (Stage) และหาตำแหน่งของชั้นที่เหมาะสมในการนำผลิตภัณฑ์ออกจากหอกลั่น (Side stream product)

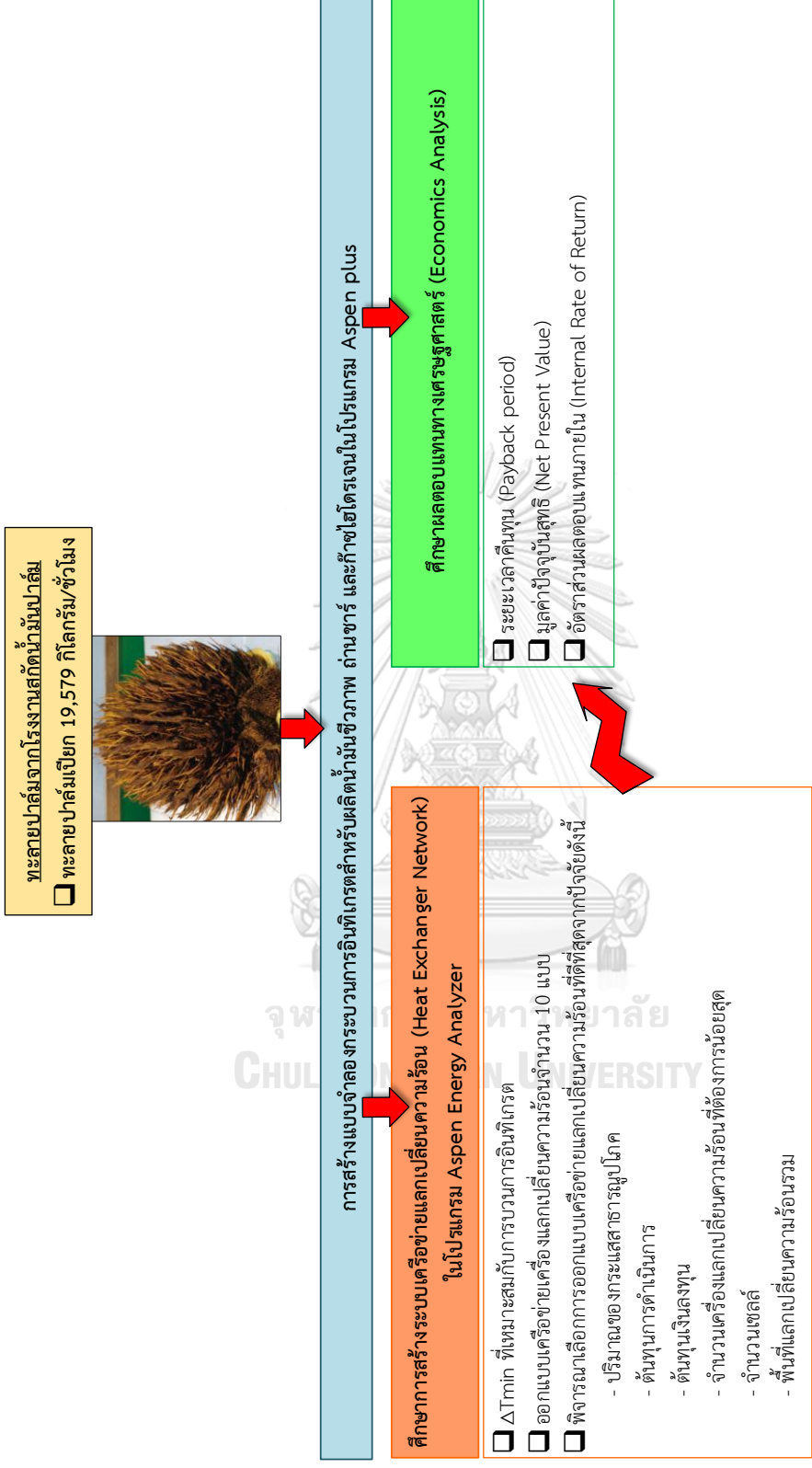
1.3.10 แบบจำลองกระบวนการแลกเปลี่ยนทางความร้อน (Heat integration) ที่เหมาะสมสำหรับการผลิตน้ำมันชีวภาพ ถ่านชีวภาพ และไฮโดรเจน จะถูกสร้างและวิเคราะห์โดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer ด้วยวิธีการวิเคราะห์พินช์ ซึ่งเป็นการใช้กฎข้อที่ 1 ของเทอร์โมไดนามิกส์ เพื่อหาการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี (ΔH) ของกระแสที่ไหลผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และใช้กฎข้อที่ 2 ของเทอร์โมไดนามิกส์สำหรับพิจารณาทิศทางการถ่ายเทของพลังงานความร้อนจากกระแสน้ำร้อนไปกระแสน้ำเย็นเพื่อป้องกันการข้ามกันของอุณหภูมิ (Temperature cross) ในการแลกเปลี่ยนความร้อน สำหรับหาจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดและความต้องการใช้สาธารณูปโภคของสายร้อนและสายเย็นที่น้อยที่สุด สำหรับกระบวนการผลิตน้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน

1.3.8 ศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ (Economics) โดยการวิเคราะห์ดัชนีทางเศรษฐศาสตร์ ได้แก่ ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period: PB) มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value : NPV) และอัตราผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return : IRR) เพื่อประเมินความคุ้มค่าในการลงทุนของกระบวนการผลิตน้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน





รูปที่ 1.2 แผนภาพแสดงของเขตในการศึกษาของงานวิจัย



รูปที่ 1.2 แผนภาพแสดงขอบเขตในการศึกษาของงานวิจัย

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ทราบถึงปัจจัยต่างๆ ที่มีผลต่อการเกิดผลิตภัณฑ์ที่ต้องการศึกษาของแต่ละกระบวนการย่อยในแบบจำลองที่สร้างขึ้นได้

1.4.2 ได้แบบจำลองของกระบวนการผลิตพลังงานจากชีวมวล ที่สามารถผลิตเชื้อเพลิงได้หลากหลายชนิด ได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนได้

1.4.3 สามารถออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network) โดยวิธีวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis) เพื่อลดใช้พลังงานและสามารถหาจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสมได้

1.4.4 สามารถเปรียบเทียบความคุ้มค่าทางทางเศรษฐศาสตร์ของแบบจำลองกระบวนการที่ผลิตน้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนได้

1.4.5 สามารถสร้างแบบจำลองกระบวนการที่เป็นแบบพึ่งพาตัวเองได้ (Sustainable process)

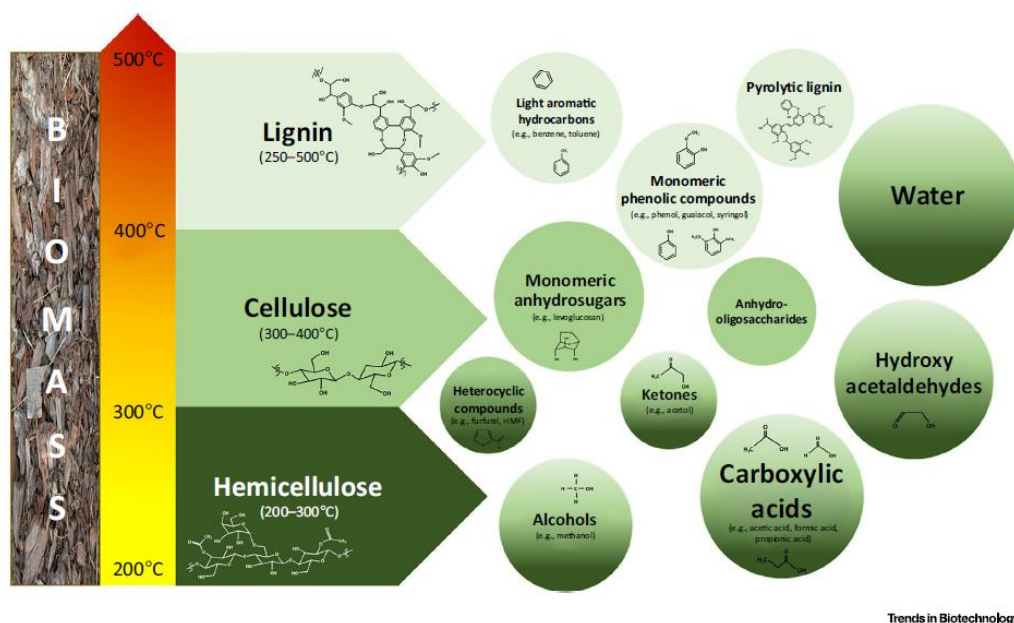
1.4.6 ได้รูปแบบของเทคโนโลยีที่ใช้ผลิตพลังงานจากชีวมวลที่มีอยู่ในประเทศ

บทที่ 2

ทฤษฎีที่เกี่ยวข้อง

2.1 การใช้ประโยชน์จากชีวมวล [25]

วัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรประเภทลิกโนเซลลูโลส (Lignocellulosic) เป็นวัตถุดิบที่สำคัญ และมีศักยภาพในการนำไปใช้งานเป็นพลังงานทดแทนได้ในอนาคต แม้ว่าปัจจุบันจะมีการใช้วิธีการย่อยสลายทางเคมีและเอนไซม์เพื่อผลิตเอทานอลและสารเคมี แต่ก็ยังมีวิธีการทางเลือกที่มีแนวโน้มจะได้รับความนิยมเพิ่มขึ้นซึ่งก็คือกระบวนการสลายตัวทางความร้อน (Thermal conversion) ได้แก่ ไพโรไลซิสและแก๊สซิฟิเคชัน องค์ประกอบที่สำคัญของวัสดุประเภทลิกโนเซลลูโลสได้แก่ ลิกนิน (Lignin) เซลลูโลส (Cellulose) และเฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) ซึ่งเมื่อวัสดุประเภทนี้เมื่อใช้กระบวนการสลายตัวทางความร้อนจะได้สารเคมีที่สำคัญออกมาและสามารถนำไปปรับปรุงเพื่อผลิตเป็นพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนและสารเคมีได้



รูปที่ 2.1 การสลายตัวทางความร้อนของวัสดุประเภทลิกโนเซลลูโลส

2.2 กระบวนการไพโรไลซิส [26]

กระบวนการไพโรไลซิสเป็นการเปลี่ยนแปลงทางความร้อน ปัจจุบันนำมาใช้เปลี่ยนชีวมวลพลาสติกและยางให้ได้พลังงานทดแทนชีวภาพได้แก่ น้ำมันชีวภาพ (Bio-oil) ถ่านชีวภาพ (Bio-Char)

และก๊าซที่ไม่กลั่นตัว (Non-condensable gas) อุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการอยู่ในช่วง 500-800 องศาเซลเซียสในสภาวะไร้ออกซิเจนเพื่อป้องกันการเผาไหม้ สัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสขึ้นมีปัจจัยหลายประการที่เกี่ยวข้องได้แก่ ความชื้นของวัตถุดิบ ขนาดของวัตถุดิบ สภาวะในการดำเนินกระบวนการของเครื่องปฏิกรณ์และประเภทของเครื่องปฏิกรณ์ เป็นต้น โดยกระบวนการไพโรไลซิสแบ่งออกได้ 2 ประเภทคือไพโรไล-ซิสแบบช้า (slow pyrolysis) และไพโรไลซิสแบบเร็ว (fast pyrolysis)

2.2.1 กระบวนการไพโรไลซิสแบบช้า (Slow pyrolysis)

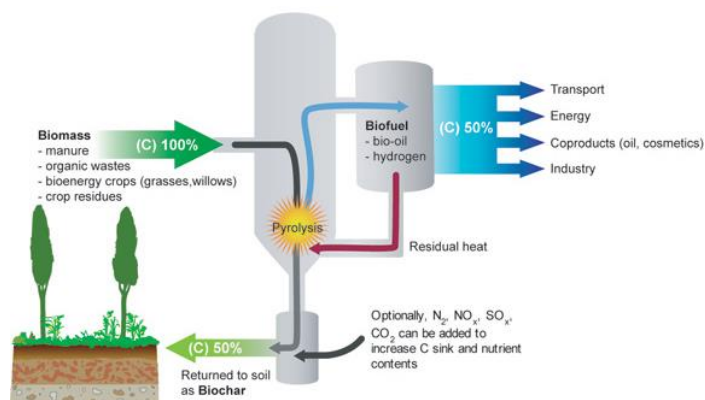
กระบวนการไพโรไลซิสแบบช้า เป็นกระบวนการที่มีการทำปฏิกิริยาในอุณหภูมิระหว่าง 400-600 องศาเซลเซียส มีอัตราการให้ความร้อนไม่เกิน 10 องศาเซลเซียสต่ออนาที ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากไพโรไลซิสแบบช้ามีสัดส่วนเป็นของเหลวและถ่านในช่วง 30-50 และถ่าน 25-35 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ กระบวนการไพโรไลซิสแบบช้ายังสามารถแบ่งออกเป็น 2 กระบวนการย่อยคือ

1) คาร์บอนไนเซชันไพโรไลซิส (Carbonization pyrolysis)

เป็นกระบวนการที่ให้ความร้อนในระยะเวลาอันยาวนานประมาณหนึ่งวันได้ผลิตภัณฑ์หลักเป็นถ่านสำหรับใช้เป็นเชื้อเพลิงในการทำอาหาร ส่วนผลิตภัณฑ์ในสถานะก๊าซจะถูกปลดปล่อยออกสู่อากาศ

2) ไพโรไลซิสแบบดั้งเดิม (Conventional pyrolysis)

เป็นกระบวนการที่ใช้เวลาให้ความร้อนประมาณ 15-30 นาที ได้ผลิตภัณฑ์ครบทั้งสามสถานะคือ ถ่าน น้ำมัน และก๊าซไม่กลั่นตัว เนื่องจากกระบวนการไพโรไลซิสแบบช้าได้ผลิตภัณฑ์ในส่วนของน้ำมันในปริมาณน้อย ดังนั้นน้ำมันส่วนใหญ่จึงถูกใช้เป็นเชื้อเพลิงในกระบวนการเผาไหม้ อย่างไรก็ตามเราสามารถแยกสารเคมีบางชนิดออกจากส่วนมีซิว หรือส่วนที่ละลายน้ำของน้ำมันได้ โดยสารเคมีที่สามารถสกัดได้จากน้ำมันในส่วนนี้ ได้แก่ อะซิโตน คีโตน เมทานอล กรดฟอร์มิก และกรดอะซิติก เป็นต้น



รูปที่ 2.2 ภาพแสดงกระบวนการไพโรไลซิสแบบช้าสามารถเปลี่ยนเป็นถ่านชีวภาพและสารอื่นๆ [27]

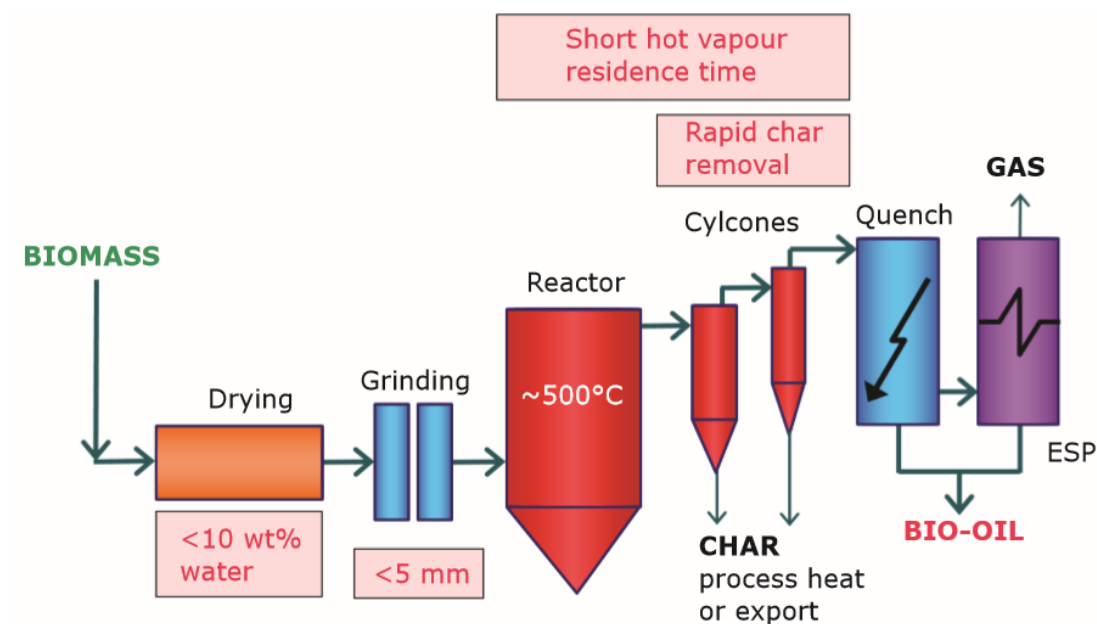
2.2.2 กระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็ว (Fast pyrolysis)

กระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วดำเนินการที่อุณหภูมิในช่วง 400 - 650 องศาเซลเซียส มีอัตราการให้ความร้อนมากกว่า 1,000 องศาเซลเซียสต่อวินาที และใช้เวลาของไอที่อยู่ในเครื่องปฏิกรณ์น้อยกว่า 2 วินาที สัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับคือ 60-75 เปอร์เซ็นต์เป็นน้ำมันชีวภาพ 15-25 เปอร์เซ็นต์เป็นของแข็ง ได้แก่ ถ่านชีวภาพและ 10-30 เปอร์เซ็นต์เป็นก๊าซที่ไม่กลั่นตัว กระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วสามารถให้น้ำมันชีวภาพได้ปริมาณมาก โดยในองค์ประกอบของน้ำมันประกอบด้วยสารประกอบอินทรีย์หลายชนิด ดังนั้นสามารถนำน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไปการใช้ประโยชน์ได้หลากหลาย ประเภทของสารอินทรีย์ที่พบได้ในน้ำมันชีวภาพแสดงดังตารางที่ 2.1

CHULALONGKORN UNIVERSITY

ตารางที่ 2.1 แสดงประเภทของของสารอินทรีย์ที่พบได้ในน้ำมันชีวภาพ

Cellulose/Hemicellulose derived Compound	Lignin-derived Compound	Common derivatives
Levoglucosan	Isoeugenol	Char
Hydroxyacetaldehyde	2,6-dimethoxyphenol	Water
Acetic acid	Phenol	CO, CO ₂ , CH ₄ , C ₂ H ₆
Acetol	4-ethyl phenol	
Furfural	2-ethyl phenol	
Furfuryl alcohol	p-cresol	
Cellobiosan	o-cresol	
2-methyl-2-cyclopenten-1-one	m-cresol	
3-methyl-2-cyclopenten-1-one		



รูปที่ 2.3 ภาพแสดงกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็ว [28]

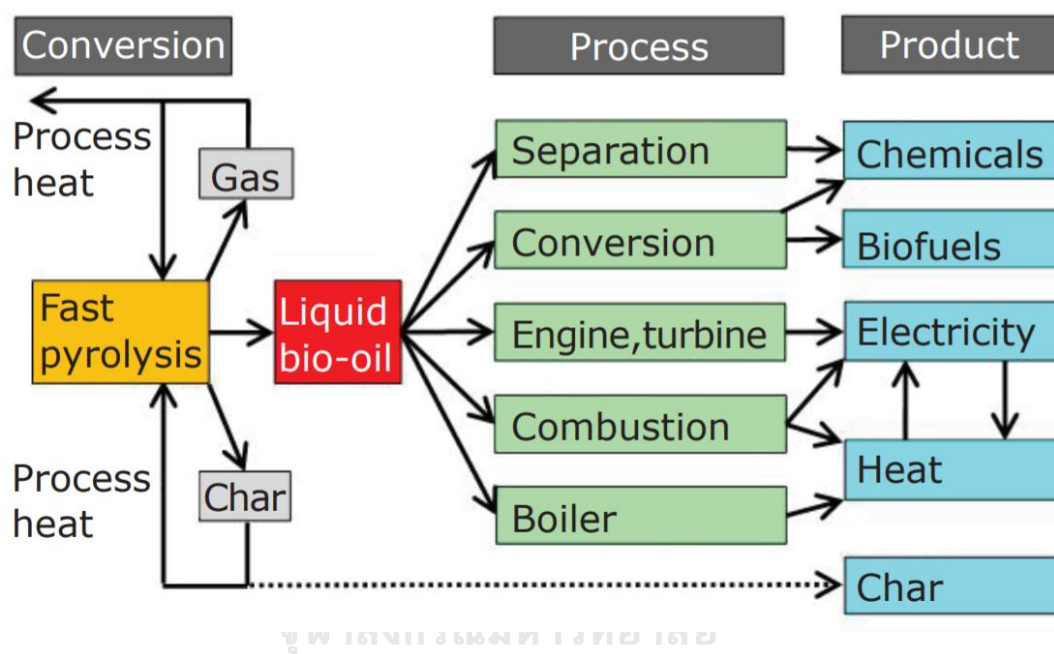
ขั้นตอนทำการไพโรไลซิสแบบเร็วเริ่มจากชีวมวลถูกให้ความร้อน (Drying) เพื่อลดความชื้นลง และถูกทำให้มีขนาดเล็กลงเพื่อให้เกิดปฏิกิริยาดีขึ้นด้วยกระบวนการบด (Grinding) จากนั้นเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิส หลังจากที่เกิดปฏิกิริยาภายในกระบวนการไพโรไลซิสแล้ว ก๊าซไพโรไลซิสจะต้องนำไปผ่านกระบวนการกำจัดถ่านและเถ้า (Char removal) เพื่อแยกของแข็งได้แก่ถ่านชีวภาพออกจากก๊าซไพโรไลซิส จากนั้นก๊าซไพโรไลซิสจะเข้าสู่กระบวนการหน่วยควบแน่นและเก็บผลิตภัณฑ์น้ำมัน (Product collection) ขั้นตอนของกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วแสดงดังรูปที่ 2.3

2.2.3 ผลิตภัณฑ์และการนำไปใช้ประโยชน์ [29]

ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสสามารถนำไปใช้งานได้หลายหลายแสดงดังรูปที่ 2.4 ซึ่งประกอบด้วย

- 1) ก๊าซที่ไม่กลั่นตัว สามารถนำไปเข้าสู่กระบวนการเผาไหม้เพื่อสร้างความร้อนและนำกลับมาใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส หรือนำไปผลิตไฟฟ้าได้

- 2) น้ำมันชีวภาพ สามารถนำไปใช้งานได้หลากหลายได้แก่ ผ่านกระบวนการแยกจะได้สารเคมีต่าง ๆ ผ่านกระบวนการปรับปรุงเพื่อให้ได้น้ำมันเชื้อเพลิง ใช้เป็นเชื้อเพลิงในเครื่องยนต์และหม้อต้มไอน้ำ และเผาไหม้เพื่อให้ความร้อน
- 3) ถ่านชีวภาพ ใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ปรับปรุงดิน เป็นตัวดูดซับสำหรับการลดสารปนเปื้อนในดินและน้ำ เป็นตัวดูดซับก๊าซ ใช้ในระบบเซลล์เชื้อเพลิง ใช้ในตัวเก็บประจุยิ่งยวด (Supercapacitor) และเป็นวัสดุดิบในการทำถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) [8]



รูปที่ 2.4 ภาพแสดงการใช้ประโยชน์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็ว

2.2.4 ปัญหาของน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส [30]

น้ำมันชีวภาพที่ได้จากชีวมวลจะแตกต่างกับน้ำมันเชื้อเพลิงที่จากปิโตรเลียมตรงตรงที่น้ำมันชีวภาพมีองค์ประกอบสารที่มีออกซิเจน (Oxygenate) ในปริมาณมาก ส่งผลดังนี้

- เกิดความไม่เสถียรสามารถเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันกับอากาศทำให้น้ำมันเสื่อมสภาพได้ง่าย
- มีฤทธิ์เป็นกรดทำให้เกิดการกัดกร่อนในระบบ ยากในการเก็บรักษาและการขนส่ง
- เมื่อนำไปเผาไหม้ในเครื่องยนต์จะให้พลังงานที่น้อยกว่าการเผาไหม้จากน้ำมันเชื้อเพลิงจากปิโตรเลียม

- สารประกอบออกซิเจนเป็นธาตุที่ว่องไวต่อการเกิดปฏิกิริยามาก จึงมีโอกาสน้ำมันชีวภาพที่เกิดกลิ่นคาวไม่หมด และส่งผลให้เกิดการทำปฏิกิริยาต่อตัวกันเอง (Self-polymerization) ก่อตัวเป็นยางเหนียวซึ่งมีโอกาสทำอันตรายกับเครื่องยนต์ได้
- จากปัญหาดังกล่าวทำให้ต้องมีกระบวนการในปรับปรุงคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วก่อนนำไปใช้งาน

2.2.5 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส [31]

จากปัญหาของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วมีวิธีการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันหลายวิธีดังนี้

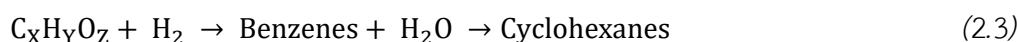
1) กระบวนการไฮโดรดีออกซิจีเนชัน (Hydrodeoxygenation)

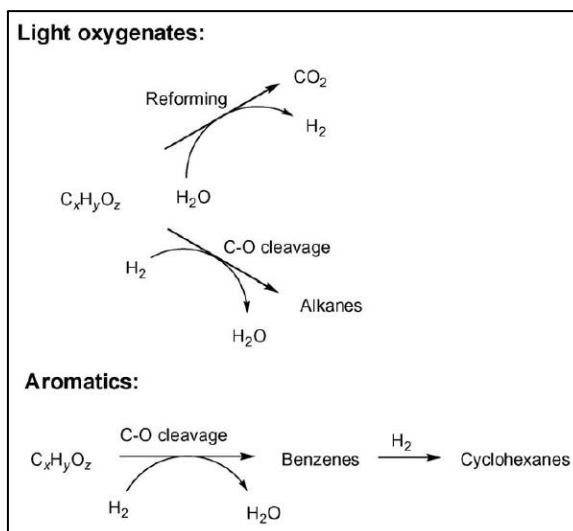
เป็นการใช้คะตาลีสต์โลหะประเภท โคบอลต์-โมลิบดีนัม (Co-Mo) นิกเกิล-โมลิบดีนัม (Ni-Mo) และพวกออกไซด์ของโลหะใส่ลงในลูมินา ในสภาวะวะก๊าซไฮโดรเจนหรือก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ผลที่ได้คือออกซิเจนจะถูกกำจัดออกไปอยู่ในรูปของน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ ส่งผลให้น้ำมันชีวภาพที่ได้มีคุณสมบัติความหนาแน่นของพลังงาน (Energy density) สูงขึ้นตัวอย่างกลไกของการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรดีออกซิจีเนชันดังสมการด้านล่าง [32]

ปฏิกิริยาสำหรับสารออกซิเจนตัวเบา



ปฏิกิริยาสำหรับอะโรมาติก





รูปที่ 2.5 ภาพแสดงกลไกการเกิดกระบวนการ Hydrodeoxygenation โดยใช้ Pt เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา [33]

2) กระบวนการแตกสลายก๊าซไพโรไลซิสด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalytic cracking of pyrolysis vapours)

ออกซิเจนที่อยู่ในน้ำมันชีวภาพจะถูกตัวเร่งปฏิกิริยาได้แก่ ซิงค์ออกไซด์ (ZnO) สลายตัวเป็นสารไฮโดรคาร์บอนในสถานะก๊าซ โดยการกำจัดออกซิเจนให้อยู่ในรูปของน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์ นอกจากนี้ตัวเร่งปฏิกิริยายังช่วยให้น้ำมันชีวภาพที่ได้มีความเสถียรขึ้นด้วย

3) กระบวนการอิมัลซิฟิเคชัน (Emulsification)

เป็นวิธีที่ง่ายที่สุดในการใช้น้ำมันชีวภาพเป็นน้ำมันเชื้อเพลิงคือการนำน้ำมันชีวภาพที่ได้ไปผสมกับน้ำมันดีเซลโดยตรง ถึงแม้ว่าน้ำมันชีวภาพจะไม่ผสมกับไฮโดรคาร์บอนแต่สามารถทำให้เป็นอิมัลชันได้โดยการเติมสารลดแรงตึงผิว กระบวนการอิมัลซิฟิเคชันใช้สารเคมีไม่มากแต่มีราคาสูงและใช้พลังงานปริมาณมากและอาจก่อให้เกิดการกัดกร่อนในเครื่องยนต์เมื่อมีใช้น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงนี้

4) กระบวนการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำ (Steam Reforming)

กระบวนการนี้จะเป็นการผลิตไฮโดรเจนจากการทำการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างของน้ำมันชีวภาพด้วยไอน้ำ ดำเนินการโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง (fixed-bed) ไม่สามารถที่จะใช้

กระบวนการสำหรับการทำรีฟอร์มมิงของก๊าซธรรมชาติหรือแอฟทาได้เนื่องจากน้ำมันชีวภาพจะมีการสลายตัวขององค์ประกอบที่ได้จากกลินินไปเคลือบบนผิวตัวเร่งปฏิกิริยาทำให้ประสิทธิภาพต่ำลง

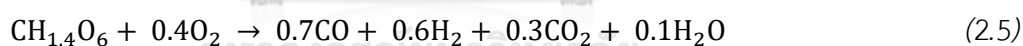
5) กระบวนการแตกสลายด้วยไฮโดรเจน (Hydrotrating) [32]

กระบวนการดำเนินการในสถานะที่รุนแรงอุณหภูมิสูงประมาณ 500-600 องศาเซลเซียส ร่วมกับตัวเร่งปฏิกิริยา ทำให้โมเลกุลของน้ำมันเกิดการแตกออกตัว สารประกอบที่เป็นอะโรมาติกก็ถูกทำให้อิ่มตัวด้วยไฮโดรเจน ในกระบวนการนี้จะมีการกำจัดสารประเภทซัลฟิวไรด์ไฮโดรเจนออกมา

2.3 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน [34]

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการเปลี่ยนชีวมวล (Biomass) ถ่านหิน (Coal) ให้กลายเป็นก๊าซเชื้อเพลิงสังเคราะห์ (Synthesis gas)

ปฏิกิริยาเคมีทางทฤษฎีพบว่าต้องการใช้ออกซิเจนน้อยมากในการทำปฏิกิริยาเพราะในชีวมวลมีองค์ประกอบที่เป็นออกซิเจนอยู่ ดังสมการที่ 4 เนื่องจากผลิตภัณฑ์ที่ได้คือก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจน ซึ่งก๊าซทั้งสองมีพลังงานสูงกว่าชีวมวลที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาจำเป็นต้องใช้พลังงานจากภายนอกและป้อนก๊าซออกซิเจนมากเกินไป (excess oxygen) แสดงดังสมการที่ (2.5)



นอกจากผลิตก๊าซสังเคราะห์ที่เกิดขึ้นจากสมการที่ (2.5) แล้วยังมีก๊าซมีเทน (CH_4) ผสมอยู่ด้วยปริมาณน้อย โดยคุณสมบัติของก๊าซสังเคราะห์ที่ใช้ในอากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยาแสดงดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 แสดงคุณสมบัติของก๊าซสังเคราะห์ที่ใช้อากาศเป็นตัวทำปฏิกิริยา

องค์ประกอบ	สัญลักษณ์	Gas (% vol.)	Dry Gas (% vol.)
คาร์บอนมอนอกไซด์	CO	21.0	22.1
คาร์บอนไดออกไซด์	CO ₂	9.7	10.2
ไฮโดรเจน	H ₂	14.5	15.2
ไอน้ำ	H ₂ O	4.8	-
มีเทน	CH ₄	1.6	1.7
ไนโตรเจน	N ₂	48.4	50.8
ค่าความร้อนสูง (HHV)			
ก๊าซชีววมวลตามมาตรฐานเปียก		5,506 kJ/Nm ³	
ก๊าซชีววมวลตามมาตรฐานแห้ง		5,800 kJ/Nm ³	
อัตราส่วนอากาศสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน			2.38 kg wood/kg air
อัตราส่วนอากาศสำหรับการเผาไหม้ก๊าซ			1.18 kg gas/kg air

2.3.1 ตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน

ตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน คือ สารหลักที่ทำปฏิกิริยากับคาร์บอนในรูปของแข็งและไฮโดรคาร์บอน โมเลกุลใหญ่ ให้ได้ผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่มีโมเลกุลเล็กได้ เช่น ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ก๊าซมีเทน และก๊าซไฮโดรเจน เป็นต้น โดยตัวทำปฏิกิริยาหลักในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้แก่

- 1) ก๊าซออกซิเจน
- 2) อากาศ
- 3) ไอน้ำ
- 4) พลาสมา

ก๊าซออกซิเจนเป็นตัวทำปฏิกิริยาที่นิยมใช้มากที่สุด สามารถป้อนเข้าสู่เตาแก๊สซิฟิเคชันแบบเดี่ยวหรือป้อนร่วมกับอากาศหรือไอน้ำ ค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิงสังเคราะห์ที่ได้จะขึ้นอยู่กับชนิดและปริมาณของตัวทำปฏิกิริยาที่ใช้ในกระบวนการ โดยค่าความร้อนของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้ตามตัวทำปฏิกิริยาต่าง ๆ แสดงดังตาราง 2.3

ตารางที่ 2.3 ค่าความร้อนของก๊าซผลิตภัณฑ์ตามตัวทำปฏิกิริยาชนิดต่าง ๆ

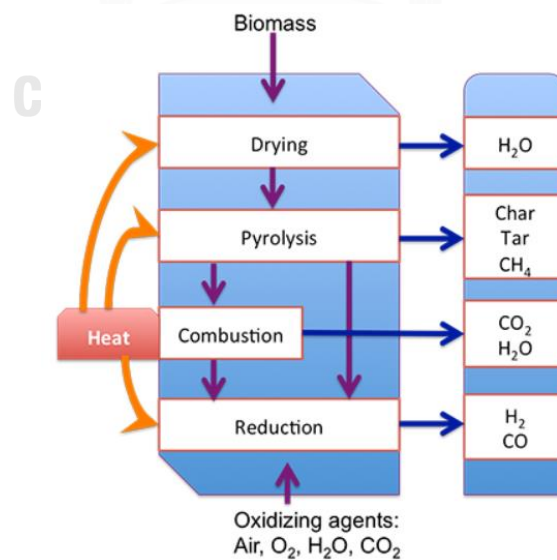
ชนิดตัวทำปฏิกิริยา	ค่าความร้อน (MJ/Nm ³)
อากาศ	4-7
ไอน้ำ	10-18
ออกซิเจน	12-28
พลาสมา	5-12

2.3.2 ส่วนประกอบของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะประกอบด้วยกระบวนการหลักดังต่อไปนี้ คือ

- 1) กระบวนการไล่ความชื้นและเพิ่มอุณหภูมิ (Drying and Preheat)
- 2) กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis)
- 3) กระบวนการเผาไหม้ (Combustion or Oxidation)
- 4) กระบวนการรีดักชัน (Reduction)

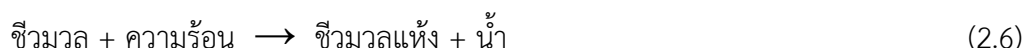
โดยทั้ง 4 กระบวนการเกิดขึ้นต่อเนื่องกันบางกระบวนการอาจมีการซ้อนทับกันเกิดขึ้น เนื่องจากจากในเตาแก๊สซิไฟเออร์ไม่ได้มีการแยกชั้นกันอย่างชัดเจน ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 แสดงโชนการเกิดปฏิกิริยาในเตาแก๊สซิไฟเออร์ [35]

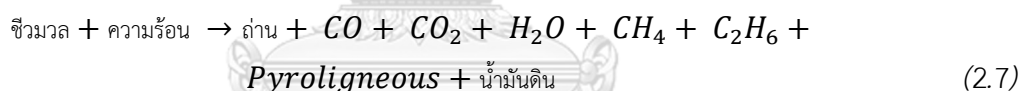
2.3.2.1 กระบวนการไล่ความชื้นและเพิ่มอุณหภูมิ (Drying and Preheat)

ชีวมวลสดมีน้ำเป็นองค์ประกอบประมาณ 30-60 เปอร์เซ็นต์ดังนั้นหากนำชีวมวลสดป้อนเข้าสู่ระบบเลยจะทำให้ต้องใช้พลังงานมากและผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จะมีคุณภาพและค่าความร้อนต่ำ ดังนั้นขั้นตอนนี้จึงเป็นการระเหยน้ำออกจากชีวมวลให้เหลือเพียง 10-20 เปอร์เซ็นต์ การเพิ่มของอุณหภูมิทำให้น้ำระเหยออกจากชีวมวลแสดงดังสมการที่ (2.6)



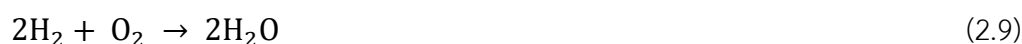
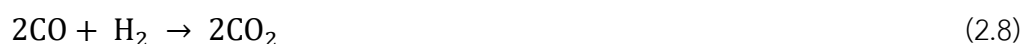
2.3.2.2 กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis)

อุณหภูมิในโซนนี้จะอยู่ในช่วง 200-500 องศาเซลเซียส ความร้อนจะทำให้โมเลกุลไฮโดรคาร์บอนขนาดใหญ่ของชีวมวลแยกออกเป็นโมเลกุลที่มีขนาดเล็กลง โดยในโซนนี้จะไม่เกิดการทำปฏิกิริยากับอากาศหรือตัวทำปฏิกิริยาใด ๆ โดยของแข็งที่เหลืออยู่จะอยู่ในรูปของถ่าน มีสารอินทรีย์ที่เป็นของเหลวเกิดขึ้น เช่น น้ำมันดิน และก๊าซต่าง ๆ ปฏิกิริยาแสดงดังสมการที่ (2.7)



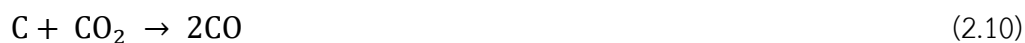
2.3.2.3 กระบวนการเผาไหม้ (Combustion or Oxidation) [36]

โซนการเผาไหม้หรือโซนออกซิเดชัน (Oxidation zone) อากาศจะถูกส่งผ่านเข้ามาในบริเวณนี้และสัมผัสกับเชื้อเพลิง ทำให้เกิดปฏิกิริยาเคมีระหว่างก๊าซออกซิเจนในอากาศกับคาร์บอนมอนอกไซด์ และไฮโดรเจนในเชื้อเพลิงทำให้เกิดก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์และน้ำเกิดขึ้นดังสมการที่ (2.8) - (2.9)



2.3.2.4 กระบวนการรีดักชัน (Reduction)

กระบวนการรีดักชันเป็นขั้นตอนสุดท้ายของการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชีวมวล ดำเนินการที่อุณหภูมิระหว่าง 600 – 700 องศาเซลเซียส และได้ผลิตภัณฑ์ก๊าซเชื้อเพลิงสังเคราะห์ได้แก่ คาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ไฮโดรเจน (H₂) และ มีเทน (CH₄) ดังสมการที่ (2.10) - (2.14)



2.3.2.5 ชนิดของเตาแก๊สซีไฟเออร์

เตาแก๊สซีไฟเออร์นั้นโดยทั่วไปสามารถจำแนกออกโดยใช้ลักษณะการสัมผัสกันของเชื้อเพลิงกับตัวทำปฏิกิริยา แบ่งออกเป็น 3 ประเภทหลัก ๆ คือ

- 1) แบบ Fixed bed และ moving bed
- 2) แบบ Fluidized bed
- 3) แบบ Entrained bed

การเปรียบเทียบระบบแก๊สซีไฟเคชันเชิงพาณิชย์แต่ละประเภทแสดงดังตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.4 การเปรียบเทียบระบบแก๊สซีไฟเคชันเชิงพาณิชย์แต่ละประเภท

ตัวแปร	Fixed/moving bed	Fluidized bed	Entrained bed
ขนาดเชื้อเพลิง	< 51 mm	< 6mm	<0.15 mm
การใช้เชื้อเพลิงขนาดเล็กกว่า	มีข้อจำกัด	ดี	ดีมาก
การใช้เชื้อเพลิงขนาดใหญ่กว่า	ดีมาก	ดี	ไม่ดี
อุณหภูมิก๊าซที่ออกจากระบบ	450 – 600°C	800 – 1,000°C	> 1,260°C
อุณหภูมิในการเกิดปฏิกิริยา	1,090°C	800 – 1,000°C	1,990°C
ประสิทธิภาพ	80 %	89 %	80 %
การใช้งาน	ระบบขนาดเล็ก	ระบบขนาดกลาง	ระบบขนาดใหญ่
ปัญหาของระบบ	มีเถ้าและฝุ่นมาก	การเปลี่ยนรูปคาร์บอน	การลดอุณหภูมิก๊าซ

จากตารางที่ 2.4 พบว่าเตาแก๊สซีฟิเออร์แต่ละแบบจะมีความแตกต่างทั้งเชื้อเพลิงที่ใช้ และ ข้อจำกัดของเตาแต่ละแบบ

2.3.2.6 พารามิเตอร์และการคำนวณที่เกี่ยวข้อง

พารามิเตอร์ที่สำคัญสำหรับการออกแบบและวิเคราะห์ระบบการผลิตก๊าซชีววมวลมีหลายหลายค่า ได้แก่ อัตราการไหลของอากาศ อัตราการใช้เชื้อเพลิง ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง ค่าความร้อนของก๊าซชีววมวล เป็นต้น ซึ่งค่าดังกล่าวจะถูกนำไปคำนวณเพื่อหาประสิทธิภาพของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้ โดยค่าพารามิเตอร์ที่สำคัญได้แก่

1) อัตราส่วนสมมูล (Equivalence ratio, ER ϕ)

อัตราส่วนสมมูล คือ อัตราส่วนระหว่างน้ำหนักของอากาศต่อน้ำหนักเชื้อเพลิงแห้งจริง เทียบกับ อัตราส่วนผสมของน้ำหนักของอากาศต่อน้ำหนักของเชื้อเพลิงแห้งตามทฤษฎี ในการวิเคราะห์ระบบผลิตก๊าซชีววมวลสามารถคำนวณได้จากสูตรการคำนวณ ดังสมการที่ (14)

$$\text{Equivalence ratio } \phi = \frac{(\text{Flow rate of air supply}) \times (\text{Duration of the run})}{\text{Mass in put of wood} \times \left(\frac{A}{F}\right) \text{ for } \phi=1} \quad (2.15)$$

อัตราส่วนของอากาศต่อเชื้อเพลิง (A/F) สำหรับ $\phi = 1$ คือ $5.22 \text{ m}_{\text{air}}^3 / \text{kg}$ ของชีววมวลแห้ง อัตราส่วนสมมูล สำหรับการผลิตก๊าซชีววมวลอยู่ในช่วง 0.268-0.43 ซึ่งในทางทฤษฎีแล้วอยู่ในช่วง 0.19 – 0.43

กรณี ER = 0 เป็นการสลายตัวด้วยความร้อนโดยไม่ใช้อากาศหรือปฏิกิริยาไพโรไลซิส

กรณี ER = 1 แสดงถึงการเผาไหม้ที่สมบูรณ์ 100% พอดีตามทฤษฎี

2) ประสิทธิภาพเชิงความร้อน (Thermal efficiency)

ประสิทธิภาพเชิงความร้อน คือ ปริมาณพลังงานความร้อนของก๊าซชีววมวลที่ได้ต่อพลังงานของ เชื้อเพลิงที่ใช้ สามารถคำนวณได้จากสูตรการคำนวณ ดังสมการที่ (2.16)

$$\eta_m = \frac{H_g \times Q_g}{H_s \times Q_s} \times 100 \quad (2.16)$$

โดย η_m = ประสิทธิภาพของระบบผลิตก๊าซชีววมวล (%)

H_g = ค่าความร้อนของก๊าซชีววมวล (kJ/Nm³)

Q_g = อัตราการไหลของก๊าซชีววมวล (m³/s)

H_s = ค่าความร้อนต่ำของเชื้อเพลิงชีววมวล (kJ/kg)

M_s = อัตราการใช้เชื้อเพลิง (kg/s)

3) ค่าความร้อนของชีววมวล

สามารถคำนวณได้จากสูตรการคำนวณ ดังสมการที่ (2.17)

$$Q = -8,419.7 + 479.3C + 667.6H + 58.8O - 1,207.7S \quad (2.17)$$

โดย Q เป็นค่าความร้อนสูงสุดต่อ 1 กิโลกรัม (MJ/kg) ของชีววมวลแห้ง และ C, H, O และ S คือค่า ตัวเลขเป็นค่าร้อยละโดยน้ำหนักของคาร์บอน ไฮโดรเจน ออกซิเจน และซัลเฟอร์ ตามลำดับ

4) ประสิทธิภาพของระบบแก๊สซิฟิเคชัน

ค่าประสิทธิภาพของระบบแก๊สซิฟิเคชันนั้นคือ ค่าพลังงานจากก๊าซชีววมวลที่ระบบสามารถผลิตได้ต่อพลังงานจากเชื้อเพลิงชีววมวลที่ใส่ให้แกระบบ ซึ่งมีความสัมพันธ์เต็มรูปดังสมการที่ (2.18)

$$\eta_{th} = \frac{(H_g \times Q_g) + (Q_g \times \rho_g \times C_p \times \Delta T)}{H_s \times M_s} \times 100\% \quad (2.18)$$

โดยที่ η_{th} คือ ประสิทธิภาพของระบบผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชีววมวล (%) (เชิงความร้อน)

H_g คือ ค่าความร้อนของก๊าซเชื้อเพลิงชีววมวลที่ออกจากระบบ (kJ/Nm³)

Q_g คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตรของก๊าซเชื้อเพลิงชีววมวลที่ออกจากระบบ (Nm³/hr.)

ρ_g คือ ค่าความหนาแน่นของก๊าซเชื้อเพลิงชีววมวล (kg/m³)

C_p คือ ค่าความร้อนจำเพาะของก๊าซเชื้อเพลิงชีววมวล (kJ/kg.K)

ΔT คือ ค่าความแตกต่างระหว่างก๊าซเชื้อเพลิงชีววมวล กับอากาศที่เข้าเตา (K) H_s คือ ค่าความร้อนของเชื้อเพลิงชีววมวลที่ใส่เป็นเชื้อเพลิงของระบบ (kJ/kg)

M_s คือ อัตราการสิ้นเปลืองเชื้อเพลิงชีวมวลของระบบ (kg/s)

2.4 หลักการพื้นฐานของการวิเคราะห์พินช์ [37]

การวิเคราะห์พินช์เป็นวิธีการที่ใช้สำหรับการวิเคราะห์การแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอย่างเป็นระบบ โดยใช้กฎข้อที่ 1 ของเทอร์โมไดนามิกส์เพื่อหาการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปี (ΔH) ของกระแสที่ไหลผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และใช้กฎข้อที่ 2 ของเทอร์โมไดนามิกส์สำหรับพิจารณาทิศทางการของพลังงานความร้อนจากกระแสน้ำร้อนไปกระแสน้ำเย็นเพื่อป้องกันการข้ามกันของอุณหภูมิ (Temperature cross) โดยกระแสน้ำร้อนไม่สามารถเย็นกว่ากระแสน้ำเย็นได้ ในทางเดียวกันกระแสน้ำเย็นไม่สามารถร้อนกว่ากระแสน้ำร้อนได้ แต่ในทางปฏิบัติ กระแสน้ำร้อนสามารถทำให้เย็นลงเท่ากับอุณหภูมิเข้าใกล้ (Temperature approach) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ ซึ่งเป็นค่าผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุดที่ยอมรับได้ (ΔT_{min}) ที่กระแสน้ำร้อนสามารถทำให้เย็นลงเข้าใกล้กับอุณหภูมิกระแสน้ำเย็นในโปรไฟล์กระแสที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดย ระดับของอุณหภูมิในกระบวนการที่ถูกอ้างถึง คือ จุดพินช์ (Pinch point) หรือ สภาวะพินช์ (Pinch condition) ซึ่งหมายถึงแรงขับเคลื่อนที่ยอมรับได้ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

2.4.1 การระบุกระแสของสายแลกเปลี่ยนความร้อน

กระแสน้ำร้อน คือ กระแสจากภายนอกที่ถูกนำมาใช้ภายในกระบวนการเพื่อให้ได้อุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการ โดยกระแสน้ำร้อนแบ่งออกได้เป็น 2 ประเภทคือ

กระแสน้ำร้อน ได้แก่ ไอน้ำความดันสูง (High pressure steam) ไอน้ำความดันปานกลาง (Medium pressure steam) ไอน้ำความดันต่ำ (Low pressure steam) และ น้ำร้อน (Hot water) เป็นต้น

กระแสน้ำเย็น ได้แก่ น้ำหล่อเย็น (Coolant) น้ำเย็น (Cooling water) และสารทำความเย็น (Refrigerant) เป็นต้น

โดยหากกระบวนการมีการนำกระแสน้ำร้อนมาใช้ปริมาณมาก ก็จะทำให้มีค่าใช้จ่ายสำหรับการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระแสภายในกระบวนการเพิ่มขึ้น ดังนั้นการออกแบบระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะต้องคำนึงถึงปริมาณของกระแสน้ำร้อนให้มีความเหมาะสมกับการดำเนินการ

2.4.2 ข้อมูลความร้อนของกระแสที่ใช้ในการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อน

สำหรับข้อมูลของกระแสร้อน กระแสเย็น และกระแสสารตัวนำที่ถูกนำมาใช้ในการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน จะได้จากการทำสมดุลมวลสารและพลังงาน (Mass and energy balance) ของกระบวนการที่ถูกสร้างด้วยแบบจำลองด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยมีปัจจัยที่เกี่ยวข้องสำหรับการออกแบบดังนี้

อุณหภูมิเริ่มต้น (Supply temperature, T_S) คือ อุณหภูมิเริ่มต้นของกระแสก่อนที่จะถูกเพิ่มหรือลดอุณหภูมิ

อุณหภูมิเป้าหมาย (Target temperature, T_T) คือ อุณหภูมิของกระแสที่ต้องการหลังจากแลกเปลี่ยนพลังงานจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

อัตราการไหลของความจุความร้อน (Heat capacity flow rate, CP) คือ ทิศทางของการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยคำนวณได้จากสมการ (2.19)

$$CP = m \cdot x C_p \quad (2.19)$$

โดยที่ CP คือ อัตราการไหลประจุความร้อน ($\text{kJ/h}^\circ\text{C}$)

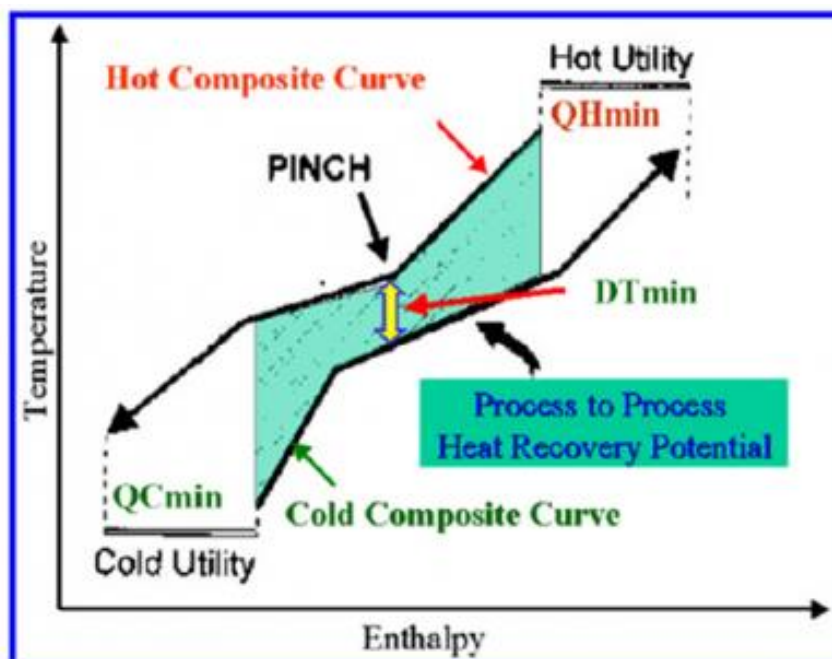
m' คือ อัตราการไหลโดยมวลของกระแสที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อน (kg/h)

C_p คือ ค่าความจุความร้อนของสารในกระแส ($\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$)

สำหรับข้อมูลความร้อนของกระแสที่ใช้ในการออกแบบเครือข่ายของระบบ

2.4.3 เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve)

เส้นโค้งคอมโพสิทเป็นกราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างเอนทัลปีกับอุณหภูมิ โดยจะประกอบด้วยเส้นโค้งคอมโพสิทร้อน (Hot Composite Curve) และ เส้นโค้งคอมโพสิทเย็น (Cold Composite Curve) โดยจะแสดงอยู่ในกราฟเดียวกัน แสดงดังรูปที่ 2.7



รูปที่ 2.7 เส้นโค้งคอมโพสิตสำหรับการวิเคราะห์พินช์ [38]

การแลกเปลี่ยนความร้อนจะมีทิศทางจากเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนไปยังเส้นโค้งคอมโพสิตเย็น ดังนั้นจากรูปที่ 2.7 จะเห็นได้ว่าเส้นโค้งคอมโพสิตร้อนจะอยู่ด้านบน จุดที่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ใกล้กันมากที่สุดเรียกว่าจุดพินช์ “Pinch point” โดยจะมีช่วงผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{\min}) ตามความเหมาะสมของกระบวนการ ส่วนของเส้นที่ทับซ้อนในแนวตั้งระหว่างสองเส้นโค้งคอมโพสิต (แสดงดังพื้นที่สีเขียว) หมายถึงขอบเขตที่เป็นไปได้ในการนำความร้อนจากกระบวนการกลับมาใช้ประโยชน์ได้ (Heat recovery) โดยผลต่างของเอนทาลปีที่บริเวณเหนือจุดพินช์แสดงถึงความต้องการสารหล่อเย็น (Hot Utility) ที่น้อยที่สุด ($Q_{H,\min}$) หรือเรียกว่า “Heat source” และผลต่างด้านล่างของจุดพินช์แสดงถึงความต้องการสารหล่อเย็น (Cold Utility) ที่น้อยที่สุด ($Q_{C,\min}$) หรือเรียกว่า “Heat sink”

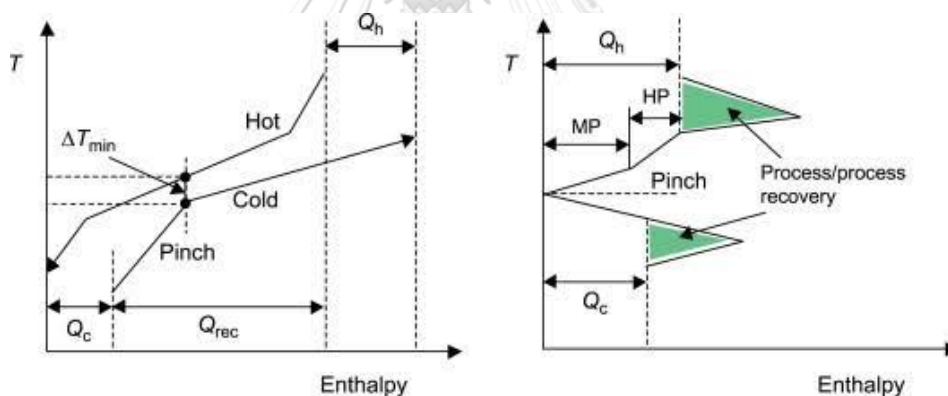
ดังนั้นการศึกษาเส้นโค้งคอมโพสิตจะช่วยบอกถึงปริมาณกระแสสารหล่อเย็นที่ต้องการโดยรวมของทั้งกระบวนการที่ทำการศึกษา

2.4.4 เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิต (Grand Composite Curve)

เส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิตหรือ GCC เป็นเส้นโค้งที่ใช้ศึกษาการเลือกประเภทของกระแสสารหล่อเย็นที่เหมาะสมที่จะนำมาใช้แลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการซึ่งเส้นโค้งคอมโพสิต

ไม่สามารถระบุได้ โดยเส้นโค้ง GCC จะแสดงความสัมพันธ์ระหว่างผลต่างเอนทาลปีของเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเย็นกับอุณหภูมิในช่วงต่าง ๆ กัน ระยะในแกนนอนจากแกนตั้ง (อุณหภูมิ) ถึงเส้นโค้ง GCC ที่ระดับอุณหภูมิสูงกว่าจุดพินช์จะแสดงถึงความต้องการสาธารณูปโภคร้อน (Hot Utility) ที่น้อยที่สุด ($Q_{H,min}$) และระดับอุณหภูมิต่ำกว่าจุดพินช์แสดงถึงความต้องการสาธารณูปโภคเย็น (Cold Utility) ที่น้อยที่สุด ($Q_{C,min}$) ที่สุดของ

เส้นโค้ง GCC แสดงความต้องการสาธารณูปโภคร้อนรวมของกระบวนการ การเปลี่ยนแปลงความชัน (Slope) ของเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิทจะแสดงถึงการเลือกใช้สาธารณูปโภคที่เหมาะสม ประหยัด และตรงกับความต้องการของการใช้พลังงานความร้อนดังรูปที่ 2.8 ที่แสดงถึงการนำ “HP (High pressure steam)” มาใช้แลกเปลี่ยนความร้อนในช่วงที่ต้องการอุณหภูมิสูงและการนำ “MP (Medium pressure steam)” มาใช้แลกเปลี่ยนความร้อนในช่วงที่ต้องการอุณหภูมิต่ำปานกลาง



ภาพที่ 2.8 ภาพเปรียบเทียบเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิทกับเส้นโค้งคอมโพสิทและการเลือกใช้สาธารณูปโภคที่เหมาะสม [39]

2.4.5 การศึกษาผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{min}) ที่เหมาะสมกับกระบวนการ

ΔT_{min} คือ ผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุดในการแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งจะถูกนำไปใช้อ้างอิงของระดับอุณหภูมิในการแลกเปลี่ยนความร้อน ค่า ΔT_{min} นั้นมีค่าแตกต่างกันไปตามความเหมาะสมของกระบวนการ ดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 แสดง ΔT_{\min} สำหรับกระบวนการต่าง ๆ นำเสนอโดย Linnhoff [40]

รายการที่	ประเภทของอุตสาหกรรม	ค่า ΔT_{\min} จากประสบการณ์
1	โรงกลั่นน้ำมัน	20 - 40 °C
2	ปิโตรเคมี	10 - 20 °C
3	เคมีภัณฑ์	10 - 20 °C
4	กระบวนการอุณหภูมิต่ำ	3 - 5 °C

2.4.6 ปัจจัยการพิจารณาการออกแบบการระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่

สำหรับการออกแบบระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะมีปัจจัยในการพิจารณาดังนี้

ปริมาณของกระแสสารอุณหภูมิต่ำและเย็น ที่ใช้ในกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพเพื่อให้สายกระบวนการมีอุณหภูมิได้ตามเป้าหมายของแต่ละการออกแบบ

ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost) สำหรับการใส่กระแสสารอุณหภูมิต่ำและเย็นของแต่ละการออกแบบ

ต้นทุนเงินลงทุน (Capital Cost) ซึ่งเป็นค่าใช้จ่ายในการซื้อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของแต่ละการออกแบบ

เงินทุนรวม (Total cost) แสดงถึงค่าใช้จ่ายรวมซึ่งได้แก่ ต้นทุนการดำเนินการ ต้นทุนเงินลงทุน และค่าใช้จ่ายในการติดตั้งของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละแบบ

จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Number of Units) ที่ต้องการในการแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อให้ได้อุณหภูมิเป้าหมายของแต่ละการออกแบบ

จำนวนเชลล์ (Number of Shells) ที่ต้องการในการแลกเปลี่ยนความร้อนเพื่อให้ได้อุณหภูมิเป้าหมายของแต่ละการออกแบบ

พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (m^2) ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทั้งหมดที่ใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนของแต่ละการออกแบบ

2.5 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ [41]

2.5.1 ขั้นตอนการออกแบบและจัดทำโครงการ

สำหรับการจัดตั้งโครงการจะมีการประมาณเงินลงทุนของกระบวนการ โดยสามารถแบ่งออกเป็น 4 ระดับแสดงดังรูปที่ 2.9 โดยมีความละเอียดในการวิเคราะห์ได้แก่

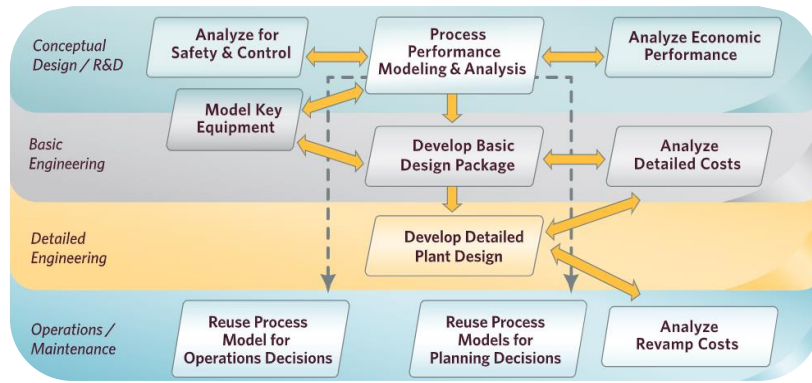
Conceptual Design / R&D คือ การศึกษาการออกแบบหรือวิจัยกระบวนการที่ต้องการศึกษา จากนั้นก็ทำการสร้างกระบวนการโดยใช้โปรแกรมจำลองขึ้นมาเพื่อศึกษาผลที่ได้จากกระบวนการร่วมกับการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ของการจัดตั้งโครงการ

Basic Engineering คือ การศึกษารายละเอียดของกระบวนการที่ถูกจำลองขึ้นและนำหลักการพื้นฐานทางวิศวกรรมมาออกแบบกระบวนการ ทำให้ทราบถึงรายละเอียดของอุปกรณ์ที่สำคัญของกระบวนการ พร้อมทั้งวิเคราะห์ราคาอุปกรณ์อย่างละเอียด

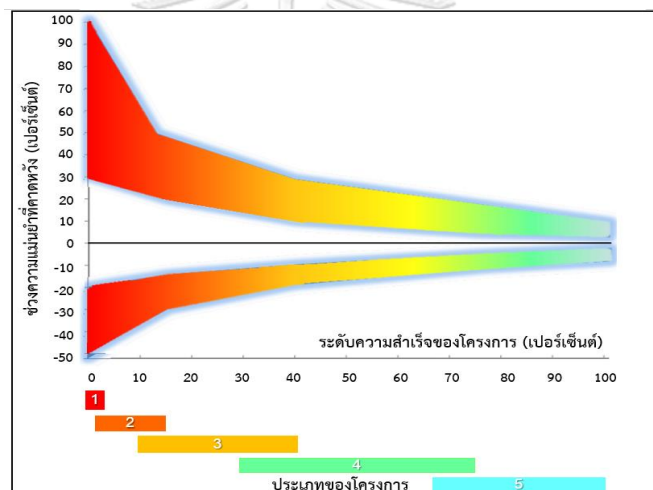
Detailed Engineering คือ การนำข้อมูลของ Basic engineering มาทำการวิเคราะห์อีกรอบเพื่อให้เกิดความแม่นยำของการออกแบบอุปกรณ์ และราคาอุปกรณ์ของกระบวนการตลอดจนถึงการสั่งซื้อ การติดตั้งอุปกรณ์ และการทดลองดำเนินการ (Commissioning) เมื่อจัดทำโครงการเสร็จ

Operation / Maintenance คือ กระบวนการดำเนินการจริงและการบำรุงรักษาของเครื่องจักรอุปกรณ์ในกระบวนการ ทั้งนี้เมื่อระบบดำเนินการไปได้สักระยะเวลาหนึ่งแล้วต้องการที่จะเพิ่มประสิทธิภาพก็จะทำการศึกษาการปรับปรุงกระบวนการเดิม (Analyze Revamp) โดยจะต้องมีการศึกษาแต่วิธี Conceptual Design / R&D อีกครั้งเพื่อประเมินความความเป็นไปได้ในการปรับปรุงประสิทธิภาพของกระบวนการผลิตตลอดจนเงินที่ต้องลงทุนในการปรับปรุงกระบวนการ

นอกจากประเภทของการประมาณเงินลงทุนจะแบ่งตามลักษณะรายละเอียดของการออกแบบกระบวนการแล้ว สิ่งที่เป็นตัวชี้วัดที่สำคัญของการจัดตั้งโครงการอีกประเภทหนึ่งคือความแม่นยำในการประเมินราคาและร้อยละความสำเร็จของกระบวนการ โดยแบ่งออกเป็น 5 ประเภทแสดงดังตารางที่ 2.6 และรูปที่ 2.10



รูปที่ 2.9 การจำแนกประเภทการประมาณเงินลงทุนสำหรับหับอุตสาหกรรมกระบวนการ



รูปที่ 2.10 ประเภทของการประมาณการต้นทุนสำหรับอุตสาหกรรมกระบวนการ

ตารางที่ 2.6 การจำแนกประเภทของการประมาณการต้นทุนสำหรับอุตสาหกรรมกระบวนการ

การจำแนก	ปัจจัยหลัก	ปัจจัยรอง		
		วัตถุประสงค์ในการประมาณการ	วิธีการ	ช่วงความแม่นยำที่คาดหวัง
ประเภทที่ 5	ร้อยละความเสถียรของโครงการ	การคิดกรองความคิด (Concept Screening)	วิเคราะห์ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการที่ต้องการศึกษาเพื่อการตัดสินใจหรือการเปรียบเทียบ	ค่าต่ำ : (-20) - 50 เปอร์เซนต์ ค่าสูง : 30 to 100 เปอร์เซนต์
ประเภทที่ 4	1 - 15 เปอร์เซนต์	ศึกษาความเป็นไปได้ (Study or feasibility)	วิเคราะห์อุปกรณ์หรือปัจจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการ	ค่าต่ำ : (-15) - 30 เปอร์เซนต์ ค่าสูง : 20 to 50 เปอร์เซนต์
ประเภทที่ 3	10 - 40 เปอร์เซนต์	การอนุมัติหรือการควบคุมงบประมาณ (Budget authorization or control)	วิเคราะห์ต้นทุนแบบกึ่งละเอียดพร้อมกับรายการต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องกับโครงการ	ค่าต่ำ : (-10) - 20 เปอร์เซนต์ ค่าสูง : 10 to 30 เปอร์เซนต์
ประเภทที่ 2	30 - 75 เปอร์เซนต์	ควบคุมหรือประมาณ (Control or bid/tender)	วิเคราะห์ต้นทุนโดยละเอียดพร้อมกับรายละเอียดของราคาอุปกรณ์หลักของโครงการ	ค่าต่ำ : (-5) - 15 เปอร์เซนต์ ค่าสูง : 5 to 20 เปอร์เซนต์
ประเภทที่ 1	65 - 100 เปอร์เซนต์	ตรวจสอบประมาณการหรือประมาณ (Check estimate or bid/tender)	วิเคราะห์ต้นทุนโดยละเอียดพร้อมกับราคาโดยละเอียดของแต่ละรายการในโครงการ	ค่าต่ำ : (-3) - 10 เปอร์เซนต์ ค่าสูง : 3 to 15 เปอร์เซนต์

2.5.2 ต้นทุนค่าใช้จ่ายในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

ต้นทุนและค่าใช้จ่ายสำหรับการวิเคราะห์ในการจัดทำโครงการสามารถพิจารณาได้จาก 2 ปัจจัยหลักได้แก่

2.5.2.1. ค่าการจัดซื้ออุปกรณ์ทั้งหมด (Total Purchased Equipment Cost, TPEC)

ค่าอุปกรณ์สำหรับในงานวิจัยนี้จะอ้างอิงจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องที่ได้ทำการวิเคราะห์หาราคาโดยประมาณและขนาดอุปกรณ์ (Sizing) จากโปรแกรม Aspen Process Economic analyser ของแต่ละกระบวนการ (Stand-Alone Plant) แต่เนื่องจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องนั้นมีกำลังการผลิตที่แตกต่างกันจากกระบวนการที่ผู้วิจัยทำการศึกษาค้นคว้าข้อมูลราคาอุปกรณ์มาใช้โดยตรงอาจเกิดความคลาดเคลื่อนในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ ดังนั้นจะต้องทำการพิจารณาสัดส่วนของกำลังการผลิตและราคาอุปกรณ์ของงานวิจัยที่อ้างอิงกับกำลังการผลิตและราคาอุปกรณ์ที่เหมาะสมกับงานวิจัยนี้โดยใช้สมการความสัมพันธ์ที่เสนอโดย Robert และคณะ [30] ดังสมการที่ (2.20)

$$C_1 = C_0 \left(\frac{S_1}{S_0} \right)^n \quad (2.20)$$

โดยที่	C_1	คือ ราคาของอุปกรณ์สำหรับงานวิจัยนี้
	C_0	คือ ราคาของอุปกรณ์ของงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง
	S_1	คือ กำลังการผลิตของกระบวนการสำหรับงานวิจัยนี้
	S_0	คือ กำลังการผลิตของกระบวนการที่ใช้อ้างอิง
	n	คือ ค่าปรับในกาเพิ่มขนาดหรือลด (Scaling factor) ขนาดของกำลังการผลิต

จากสมการที่ (4.5) จะเห็นได้ว่าสัดส่วนของราคาอุปกรณ์ไม่สามารถเทียบกันได้โดยตรง โดยมีความสัมพันธ์กันในรูปแบบสมการกำลัง (Power equation) โดยมีค่า " n " เป็นตัวปรับค่า จากศึกษาพบว่ามีการนำเสนอดังกล่าว " n " เหมาะสมในช่วง 0.6 – 0.8 [42]

2.5.2.2. ค่าการลงทุนของการดำเนินการโครงการทั้งหมด (Total Project Investment Costs, TPIC)

ค่าการลงทุนของการดำเนินการโครงการทั้งหมดในการพิจารณาการจัดตั้งโครงการโดยทั่วไป จะพิจารณาถึงค่าใช้จ่าย 2 ส่วนที่เกี่ยวข้องกับการดำเนินโครงการได้แก่ ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์โดยรวม (Total Installation Cost, TIC) และค่าใช้จ่ายทางอ้อม (Indirect Costs)

ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์โดยรวม (Total Installation Cost, TIC) คือค่าใช้จ่ายในส่วน ของระบบที่เกี่ยวข้องของอุปกรณ์ ค่าติดตั้งอุปกรณ์ในการดำเนินการรวมถึงการก่อสร้างพื้นที่และ การก่อสร้างโรงงาน โดยในงานวิจัยจะนำอัตราส่วนการคำนวณที่นำเสนอโดย Jones และคณะ [43] มาพิจารณาปัจจัยดังต่อไปนี้

- 1) ค่าดำเนินการจัดซื้ออุปกรณ์และค่าติดตั้งอุปกรณ์ (Purchased Equipment Installation) คิดที่ 39 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 2) ค่าอุปกรณ์ควบคุมและระบบควบคุม (Instrumentation and Controls) คิดที่ 26 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 3) ระบบท่อ (Piping system) คิดที่ 31 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 4) ระบบไฟฟ้า (Electrical Systems) คิดที่ 10 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 5) ค่าก่อสร้างโรงงานและอุปกรณ์อำนวยความสะดวก (Building including services) คิดที่ 29 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 6) ค่าปรับปรุงพื้นที่ (Yard Improvements) คิดที่ 12 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC

ค่าใช้จ่ายทางอ้อม (Indirect Costs) คือค่าใช้จ่ายในส่วนของ การออกแบบและการ ก่อสร้างทางวิศวกรรม โดยจะอ้างอิงสัดส่วนของการคำนวณจาก Jones และคณะ [43] ซึ่งมี รายการในการวิเคราะห์ดังนี้

- 1) ค่าการออกแบบทางวิศวกรรม (Engineering design) คิดที่ 32 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 2) ค่าการก่อสร้าง (Construction) คิดที่ 34 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 3) ค่าธรรมเนียมทางกฎหมายและค่าจ้างผู้รับเหมา (Legal and Constructor Fees) คิดที่ 23 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC

- 4) ค่าความไม่แน่นอนของโครงการ (Project Contingency) คิดที่ 37 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC

2.5.2.3 ค่าใช้จ่ายระหว่างการดำเนินการ (Operating cost)

ค่าใช้จ่ายระหว่างการดำเนินการ คือ รายจ่ายที่เกิดขึ้นในการนำวัตถุดิบมาเปลี่ยนเป็นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการโดยผ่านกระบวนการที่สนใจศึกษา โดยมีปัจจัยในการพิจารณา ดังนี้

- 1) ค่าวัตถุดิบของกระบวนการ (Raw materials Cost)
- 2) ค่าสาธารณูปโภค (Utility Costs)
- 3) ค่าแรง (Labor Costs) ประกอบด้วยค่าแรงของผู้ปฏิบัติการ (Operator) หัวหน้างานและช่างซ่อมบำรุงรักษา โดยอ้างอิงการคำนวณค่าที่เสนอโดย Jones และคณะ [43] โดยมีรายละเอียดการคิดดังนี้
 - ค่าแรงของผู้ปฏิบัติการ (Operator) คิดที่ 37.66 ดอลลาร์/ชั่วโมง
 - หัวหน้างาน คิดที่ 1.1 เปอร์เซ็นต์ของค่าแรงผู้ปฏิบัติการ
 - ช่างซ่อมบำรุงรักษา คิดที่ 98 เปอร์เซ็นต์ของค่าแรงผู้ปฏิบัติรวมกับหัวหน้างาน
- 4) ค่าอุปกรณ์ซ่อมแซม (Maintenance Materials) คิดที่ 2 เปอร์เซ็นต์ของ TPIC
- 5) ค่าภาษีท้องถิ่นและการประกันภัย (Local taxes & Insurance) คิดที่ 2 เปอร์เซ็นต์ของ TPIC

2.5.2.4 ดัชนีราคา (Price Index)

ดัชนีราคา (Price Index) คือ อัตราส่วนระหว่างราคาปัจจุบันกับราคาในปีที่ซื้ออุปกรณ์ โดยสามารถหาได้จากสมการที่ (2.21)

$$C_t = C_0 \left(\frac{I_t}{I_0} \right) \quad (2.21)$$

โดยที่ C_t คือ ราคาโดยประมาณของปีปัจจุบัน

C_0 คือ ราคาโดยของปีที่ซื้ออุปกรณ์

I_t คือ ดัชนีราคาปีปัจจุบัน

I_0 คือ ดัชนีราคาปีซื้ออุปกรณ์

จากข้อมูลของกระทรวงการคลังดัชนีราคาตั้งแต่ปี 2554 – 2562 แสดงดังตารางที่ 2.7

ตารางที่ 2.7 ดัชนีราคาปี 255-2562 ของกระทรวงการคลัง [44]

ปีการเงิน	ดัชนีการเงิน
2562	289
2561	280
2560	272
2559	264
2558	254
2557	240
2556	220
2555	200
2554	184
2553	167
2552	148
2551	137
2550	129
2549	122
2548	117
2547	113
2546	109
2545	105
2544	100

2.5.3 ดัชนีการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

ดัชนีในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์เพื่อตัดสินใจว่าโครงการการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านซาร์ และก๊าซไฮโดรเจน ว่าจะมีความน่าสนใจในการลงทุนหรือไม่จะพิจารณาจาก 3 ค่าดัชนีดังต่อไปนี้

2.5.3.1 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period: PB)

คือระยะเวลาที่กิจการได้รับ ผลตอบแทนและคืนทุนได้ เกณฑ์ระยะคืนทุนเป็นเกณฑ์ที่คำนึงระยะเวลาที่ผลประโยชน์สุทธิจากการดำเนินงาน (ผลกำไรที่ได้รับแต่ละปีรวมกัน โดยเป็นกำไรสุทธิหลังหักภาษี ดอกเบี้ย และค่าเสื่อมราคา ของทรัพย์สิน) เท่ากับค่าใช้จ่ายในการลงทุนเริ่มแรกของโครงการ นั่นคือทำการพิจารณาจำนวนปีที่ ได้รับผลประโยชน์คุ้มกับค่าใช้จ่ายในการลงทุน ดังนั้นหากดำเนินงานแล้วผลประโยชน์คุ้มกับจำนวน เงินที่ลงทุนได้รวดเร็ว (ระยะเวลาคืนทุนเร็ว) ก็จะมี เพราะความเสี่ยงในการลงทุนน้อย ทำให้ผู้ลงทุน สามารถนำเงินที่ถอนทุนได้ไปลงทุนเพื่อหาประโยชน์ในกิจการอื่นๆต่อไป ซึ่งมีสูตรคำนวณ ดังนี้

$$\text{ระยะเวลาคืนทุน} = \frac{\text{ค่าใช้จ่ายในการลงทุนเริ่มแรก}}{\text{ผลประโยชน์สุทธิเฉลี่ยต่อปี}} \quad (2.22)$$

2.5.3.2 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value)

คือผลต่างระหว่างมูลค่า ปัจจุบันของผลตอบแทนแต่ละปี (Benefit) ของโครงการจนตลอดอายุโครงการกับมูลค่าปัจจุบันของ ค่าใช้จ่าย (Cost) ตลอดอายุโครงการ เพื่อเป็นการประเมินค่าโครงการนั้นๆ ว่าจะได้รับผลตอบแทน คุ้มค่ากับการลงทุนหรือไม่ ถ้ามูลค่าปัจจุบันสุทธิที่ได้มีค่าเป็นบวกหรือมากกว่าศูนย์ ถือว่าเป็นการ ลงทุนที่คุ้มค่า หมายถึง ได้กำไรนั่นเอง แต่ถ้ามูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าน้อยกว่าศูนย์ แสดงว่าโครงการที่ กำลังพิจารณานั้นจะให้ผลตอบแทนที่ไม่คุ้มค่าต่อการลงทุน เพราะมูลค่าของผลตอบแทนน้อยกว่า มูลค่าปัจจุบันของทุน เกณฑ์นี้จึงนำมาใช้เพื่อช่วยในการตัดสินใจที่จะตอบรับหรือปฏิเสธโครงการ ซึ่ง มีสูตรคำนวณ ดังนี้

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{(B_t - C_t)}{(1+i)^t} \quad (2.23)$$

2.5.3.3 อัตราผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return: IRR)

คืออัตราคิดลดที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าเท่ากับศูนย์ อัตราที่กล่าวนี้เป็นอัตราวัดความสามารถของเงินลงทุนที่จะ ก่อให้เกิดรายได้คุ้มกับเงินลงทุนเพื่อการนั้นพอดี เป็นอัตราที่จะทำให้

ผลตอบแทนเท่ากับค่าใช้จ่ายที่ เป็นมูลค่าปัจจุบัน มีหลักเกณฑ์ในการตัดสินใจโดยการเปรียบเทียบค่า อัตราส่วนผลตอบแทนภายใน กับอัตราคิดลด ซึ่งถ้าค่าอัตราส่วนผลตอบแทนภายในที่ได้สูงกว่าอัตราคิดลด จะสรุปได้ว่าพิจารณา เลือกลงโครงการซึ่งมีสมการคำนวณ ดังนี้

$$\sum_{t=1}^n \frac{(B_t - C_t)}{(1 + IRR)^t} = 0 \quad (2.24)$$

2.5.3.4 ภาษีเงินได้นิติบุคคล (Corporate Income Tax) [45]

ภาษีนิติบุคคลคือภาษีที่จัดเก็บจากเงินได้ของบริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคล ที่จดทะเบียน ตามประมวลกฎหมายแพ่งและพาณิชย์และ หมายรวมถึงนิติบุคคลอื่นๆ ที่ไม่ได้จดทะเบียน ตามประมวลกฎหมายแพ่งและพาณิชย์ด้วย ได้แก่

- (1) บริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลที่ตั้งขึ้นตามกฎหมายไทย
- (2) บริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลที่ตั้งขึ้นตามกฎหมายต่างประเทศ ซึ่งมีหน้าที่เสียภาษีเงินได้นิติบุคคลในประเทศไทย
- (3) กิจการซึ่งดำเนินการเป็นทางค้า หรือหากำไร
- (4) กิจการร่วมค้า (Joint Venture)
- (5) มูลนิธิหรือสมาคมที่ประกอบกิจการซึ่งมีรายได้
- (6) นิติบุคคลที่อธิบดีกำหนดโดยอนุมัติรัฐมนตรีและประกาศในราชกิจจานุเบกษา

ภาษีเงินได้นิติบุคคล คำนวณจากเงินได้ที่ใช้เป็นหลักฐานในการคำนวณภาษีคูณด้วยอัตรา ภาษีที่กำหนด ดังนั้นเงินได้ที่ต้องเสียภาษีเงินได้นิติบุคคลหรือฐานภาษีเงินได้นิติบุคคลนั้นโดยทั่วไป ได้แก่กำไรสุทธิที่คำนวณตามเงื่อนไขที่กำหนด

- กำไรสุทธิ
- ยอดรายได้ก่อนหักรายจ่าย
- เงินได้ที่จ่ายจากหรือในประเทศไทย
- การจำหน่ายเงินกำไรออกไปจากประเทศไทย

เงื่อนไขการคำนวณกำไรสุทธิตามมาตรา 65 ทวิ

- (1) รายจ่ายตามมาตรา 65 ตรี แห่งประมวลรัษฎากร ถือเป็นรายจ่ายต้องห้ามทางภาษี
- (2) ค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาของทรัพย์สิน เป็นการหักค่าใช้จ่ายสินทรัพย์ถาวรในแต่ละปี

ข้อ 1 การหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาจะต้องไม่เกินอัตราร้อยละของมูลค่าต้นทุนตามประเภทของทรัพย์สิน ดังต่อไปนี้

รายการ	ร้อยละ
1. อาคาร	
- อาคารถาวร	5
- อาคารชั่วคราว	100
2. ต้นทุนเพื่อการได้มาซึ่งแหล่งทรัพยากรธรรมชาติที่สูญสิ้นไปได้	5
3. ต้นทุนเพื่อการได้มาซึ่งสิทธิการเช่า	
- กรณีไม่มีหนังสือสัญญาเช่าหรือมีหนังสือเช่าที่มีข้อกำหนดให้ต่ออายุการเช่าได้ โดยเงื่อนไขในการต่ออายุนั้น เปิดโอกาสให้ต่ออายุการเช่าได้ต่อ ๆ ไป	10
- กรณีมีสัญญาเช่าที่ไม่มีกำหนดให้ต่ออายุการเช่าได้ หรือมีข้อกำหนดให้ต่ออายุการเช่าได้เพียงระยะเวลาอันจำกัด	100 ทหารด้วยจำนวนปีอายุการเช่าและอายุที่ต่อได้รวมกัน
4. ต้นทุนเพื่อการได้มาซึ่งสิทธิในกรรมวิธี สูตร กู้ด วิลล์ เครื่องหมายการค้า สิทธิประกอบ กิจกรรมตามใบอนุญาต สิทธิบัตร ลิขสิทธิ์ หรือสิทธิอื่น	
- กรณีไม่จำกัดอายุการใช้	10
- กรณีจำกัดอายุการใช้	100 ทหารด้วยจำนวนปีอายุการใช้
5. ทรัพย์สินอื่น นอกจากที่ดินและสินค้า	20

ข้อ 2 ทรัพย์สินประเภทรถยนต์โดยสารที่มีที่นั่งไม่เกิน 10 คน หรือรถยนต์นั่งให้ห้ค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาจากมูลค่าต้นทุน เฉพาะส่วนที่ไม่เกิน 1 ล้านบาท เว้นแต่ เป็นทรัพย์สินซึ่งมีไว้ใช้ในกิจการให้เช่ารถยนต์ ให้ห้ค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาจากมูลค่าต้นทุนทั้งหมด ทั้งนี้ บริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลจะต้องไม่นำทรัพย์สินดังกล่าวไปใช้ในกิจการอื่น ไม่ว่าทั้งหมดหรือบางส่วน

ข้อ 3 การหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาของทรัพย์สินประเภทเครื่องจักร และอุปกรณ์เครื่องจักรที่ใช้สำหรับการวิจัยและพัฒนา ให้ห้ค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาเบื้องต้นในวันที่ได้ทรัพย์สินนั้นมาในอัตราร้อยละ 40 ของมูลค่าต้นทุน สำหรับมูลค่าต้นทุนส่วนที่เหลือให้ห้ค่าตามเงื่อนไขและอัตราที่กำหนดไว้ในตารางข้อ 1 ทรัพย์สินดังกล่าวจะต้องมีลักษณะและเป็นไปตามหลักเกณฑ์และเงื่อนไขดังต่อไปนี้

(1) ต้องไม่เป็นเครื่องจักรและอุปกรณ์ของเครื่องจักรที่ใช้ผลิตสินค้า หรือใช้บริการเว้นแต่ เครื่องจักรและอุปกรณ์ของเครื่องจักรดังกล่าวได้ใช้เพื่อการดังต่อไปนี้

(ก) การวิจัยและพัฒนาผลิตภัณฑ์หรือวัตถุดิบที่นำมาใช้ในการผลิต

(ข) การทดสอบคุณภาพของผลิตภัณฑ์ หรือ

(ค) การปรับปรุงกรรมวิธีการผลิตเพื่อลดต้นทุนการผลิตหรือเพิ่มผลผลิต

ข้อ 4 การหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาทรัพย์สินประเภทเครื่องบันทึกการเก็บเงินอาจเลือกหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาในอัตราร้อยละ 100 ของมูลค่าต้นทุนตามเงื่อนไขที่กำหนดไว้ในข้อ 1 ก็ได้ หรือเลือกหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาเบื้องต้นในอัตราร้อยละ 40 ของมูลค่าต้นทุน

ข้อ 5 ให้บริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลที่มีทรัพย์สินถาวรไม่รวมที่ดินไม่เกิน 200 ล้านบาท และจ้างแรงงานไม่เกิน 200 คน สามารถเลือกหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาของทรัพย์สินได้ในอัตรา ร้อยละ 100 ของมูลค่าต้นทุน โดยมูลค่าต้นทุนของทรัพย์สินดังกล่าวรวมกันแล้วต้องไม่เกิน 500,000 บาท

(3) การตีราคาทรัพย์สิน

ราคาทรัพย์สินอื่นนอกจากราคาสินค้าคงเหลือ ให้ถือตามราคาที่ยังซื้อทรัพย์สินนั้นได้ตามปกติ และในกรณีที่มีการตีราคาทรัพย์สินเพิ่มขึ้น ห้ามมิให้นำราคาที่ตีราคาเพิ่มขึ้นมารวมคำนวณกำไรสุทธิหรือขาดทุนสุทธิ ส่วนทรัพย์สินรายการใดมีสิทธิหักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคา ให้หักค่าสึกหรอและค่าเสื่อมราคาในการคำนวณกำไรสุทธิหรือขาดทุนสุทธิตามหลักเกณฑ์

(4) การโอนทรัพย์สิน

ในกรณีโอนทรัพย์สิน ให้บริการ หรือให้กู้ยืมเงินโดยไม่มีค่าตอบแทน ค่าบริการหรือดอกเบี้ย หรือมีค่าตอบแทน ค่าบริการ หรือดอกเบี้ยต่ำกว่าราคาตลาดโดยไม่มีเหตุอันสมควร เจ้าพนักงานประเมินมีอำนาจประเมินค่าตอบแทน ค่าบริการ หรือดอกเบี้ยนั้น ตามราคาตลาดในวันที่โอน ให้บริการ

เงื่อนไขการคำนวณ อัตราภาษี

1. กรณีเป็นบริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลที่มีทุนจดทะเบียนที่ชำระแล้วในวันสุดท้ายของรอบระยะเวลาบัญชีไม่เกิน 5 ล้านบาท และมีรายได้จากการขายสินค้าและการให้บริการในรอบระยะเวลาบัญชี ไม่เกิน 30 ล้านบาท

กำไรสุทธิ	อัตราภาษีร้อยละ
ไม่เกิน 300,000 บาท	ยกเว้น
เกิน 300,000 บาท แต่ไม่เกิน 3,000,000 บาท	15
เกิน 3,000,000 บาท ขึ้นไป	20

2. กรณีเป็นบริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลที่ไม่ใช่บริษัทหรือห้างหุ้นส่วนนิติบุคคลตามไม่ตรงกับ กรณี 1 ให้คำนวณภาษีในอัตราร้อยละ 20 ของกำไรสุทธิ
3. กรณีเป็นกิจการสำนักงานปฏิบัติการภูมิภาคให้คำนวณภาษีในอัตราร้อยละ 10 ของกำไรสุทธิ สำหรับรายได้ที่ได้รับจากวิสาหกิจในเครือหรือสาขาต่างประเทศของสำนักงานฯ
4. กรณีเป็นกิจการนำเข้าส่งออกไปนอกราชอาณาจักรในเขตปลอดอากรหรือระหว่างเขตปลอดอากรตามกฎหมายว่าด้วยศุลกากร ที่ได้รับอนุญาตจากกระทรวงพลังงานให้ค่าน้ำมันเชื้อเพลิง ให้คำนวณภาษีในอัตราร้อยละ 10 ของกำไรสุทธิ
5. กรณีเป็นกิจการตั้งอยู่ในเขตพัฒนาพิเศษเฉพาะกิจซึ่งประกอบด้วย จังหวัดนราธิวาส จังหวัดปัตตานี จังหวัดยะลา จังหวัดสงขลาเฉพาะในท้องที่อำเภอจะนะ อำเภอเทพา อำเภอนาทวี และอำเภอ สะบ้าย้อย และจังหวัดสตูล และมีรายได้ที่เกิดขึ้นจากการผลิตสินค้าหรือการขายสินค้าหรือการให้บริการ ในเขตพัฒนาพิเศษเฉพาะกิจ ให้คำนวณภาษีในอัตราร้อยละ 3 ของกำไรสุทธิ

6. กรณีกิจการเป็นศูนย์กลางการหาสินค้าเพื่อการผลิตระหว่างประเทศ ให้คำนวณภาษีในอัตราร้อยละ 15 ของกำไรสุทธิ
7. กรณีได้รับอนุมัติจากกรมสรรพากรให้เสียภาษีจากยอดรายรับก่อนหักรายจ่าย ให้เสียภาษีในอัตราร้อยละ 55 ของยอดรายรับ



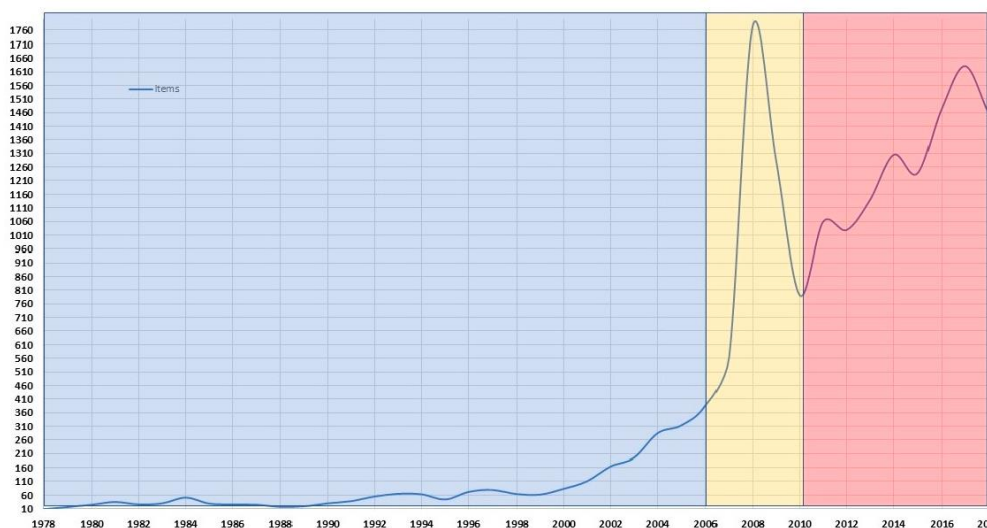
บทที่ 3 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

3.1 การผลิตพลังงานจากชีวมวล

การผลิตพลังงานทดแทนจากชีวมวลในปัจจุบันกำลังได้รับความสนใจและศึกษาการวิจัยทั่วโลก เนื่องจากปัญหาของแหล่งปิโตรเลียมธรรมชาติลดน้อยลงอีกทั้งปัญหาการเผาไหม้เชื้อเพลิงปิโตรเลียมที่มีการปลดปล่อยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์สู่ชั้นบรรยากาศก่อให้เกิดปัญหาสภาวะโลกร้อน จากงานวิจัยของ Miguel และคณะ [46] แสดงให้เห็นว่าจำนวนประชากรของโลกมีจำนวนเป็นสองเท่าของปี 1960 และคาดว่าจะเพิ่มขึ้นถึง 9 พันล้านภายในปี 2050 ส่งผลให้ความต้องการใช้พลังงานของโลกเพิ่มเป็นอย่างมาก โดยวัตถุประสงค์ของการวิจัยคือต้องการวิเคราะห์แนวโน้มในชีวมวลสำหรับใช้เป็นพลังงานหมุนเวียนจากปี 2521-2561 โดยประเภทของชีวมวลและการวิเคราะห์ดังตารางที่ 3.1 แสดงให้เห็นว่าการวิเคราะห์ที่ใช้วิธีการวิเคราะห์เชิงประมาณ (Proximate analysis) และการวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate analysis) เพียงเท่านั้น โดยการวิเคราะห์โดยวิธีทางชีวภาพ (Biochemical analysis) ยังมีการศึกษาน้อยเนื่องจากการวิเคราะห์ทางชีวภาพจะศึกษาการสลายตัวของประกอบของชีวมวลทางความร้อนซึ่งมีความซับซ้อนของปฏิกิริยาจริงที่เกิดขึ้น และรูปที่ 3.1 แสดงแนวโน้มของงานวิจัยเกี่ยวกับการผลิตพลังงานทดแทนจากชีวมวลช่วงปี พ.ศ. 2521-2561 จะเห็นได้ว่า 30 ปีแรกไม่มีการเติบโตอย่างของงานวิจัยอย่างมีนัยสำคัญในการผลิตและใช้ชีวมวลเป็นพลังงานหมุนเวียนทดแทน แต่ในปี 2008 มีการเติบโตที่สำคัญมากเนื่องจากเป็นจุดน้ำมันมีราคาสูงกว่า 136 ดอลลาร์ต่อบาร์เรลในเดือนมิถุนายน 2008 ซึ่งไม่เคยมีราคาสูงมากขนาดนี้มาก่อนทำให้การผลิตพลังงานจากชีวมวลได้รับความสนใจและวิจัยกันอย่างมากขึ้น

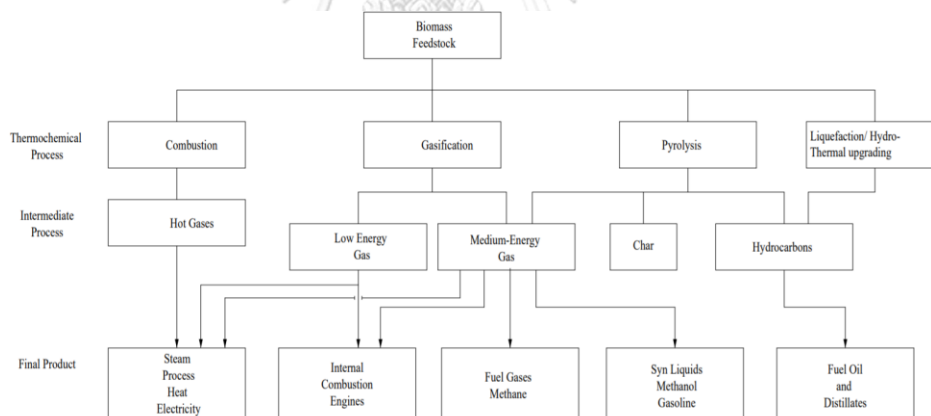
ตารางที่ 3.1 งานวิจัยหลักเกี่ยวกับชีวมวลเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพในช่วงสิบปีที่ผ่านมา

ปี	ชนิดของชีวมวล	แหล่งที่มา	วิธีวิเคราะห์
2019	เมล็ดปาล์ม	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์เชิงปริมาณ
2018	เปลือกวอลนัท	จากการเกษตร	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2018	เปลือกถั่วลิสง	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2018	เม็ดมะม่วง	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2018	เปลือกเมล็ดทานตะวัน	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2018	ซังข้าวโพด	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2017	ฟางข้าวสาลี	จากการเกษตร	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2017	ไม้	ป่า	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2016	เม็ดอะโวคาโด	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2015	เม็ดสน	ป่า	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2013	เปลือกไม้	ป่า	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2013	เม็ดมะกอก	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ
2005	เปลือกอัลมอนต์	ของเหลือทิ้งจากอุตสาหกรรม	วิเคราะห์แบบแยกธาตุ



รูปที่ 3.1 แสดงแนวโน้มจำนวนงานวิจัยในการใช้ชีวมวลเป็นพลังงานทดแทน

McKendry [40] ได้อธิบายวิธีการเปลี่ยนชีวมวลไปเป็นพลังงานทดแทนด้วยเทคโนโลยีเทอร์โมเคมี (Thermochemical technology) ซึ่งประกอบด้วยกระบวนการเผาไหม้ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการไพโรไลซิส แสดงดังรูป 3.2 โดยกระบวนการเผาไหม้จะเผาชีวมวลในช่วง 800–1000 °C และนำก๊าซร้อนที่ได้จะนำไปใช้เป็นร้อนเชิงกลในอุปกรณ์ประเภทเตาเผา หม้อต้มน้ำ กังหันไอน้ำเป็นต้นโดยชีวมวลที่เหมาะสมต้องมีความชื้นไม่เกินร้อยละ 50 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันคือการแปรสภาพจากชีวมวลไปเป็นก๊าซที่เป็นส่วนผสมของก๊าซที่ติดไฟได้โดยการออกซิเดชันบางส่วนของชีวมวลที่อุณหภูมิสูงมักจะอยู่ในช่วง 800–900 °C ค่าโดยความร้อนต่ำ ประมาณ 4–6 เมกะจูลน์ต่อปริมาตรชีวมวล ก๊าซที่ผลิตได้สามารถนำไปเผาโดยตรงเพื่อให้ความร้อนหรือใช้เป็นเชื้อเพลิงสำหรับเครื่องยนต์ก๊าซและกังหันก๊าซ อีกทั้งใช้เป็นวัตถุดิบในการผลิตสารเคมี เช่นเมทานอล เป็นต้น ส่วนกระบวนการไพโรไลซิสเป็นการแปลงชีวมวลเป็นของเหลวที่เรียกว่าเรียกว่าไบโอออยล์ ของแข็งและก๊าซ โดยดำเนินการในสภาวะที่ไม่มีอากาศช่วงอุณหภูมิประมาณ 500 °C ผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพสามารถนำมาใช้ในเครื่องยนต์และกังหัน ส่วนการนำไปใช้เป็นวัตถุดิบสำหรับโรงกลั่นอยู่ในช่วงการพิจารณา



รูปที่ 3.2 กระบวนการทางเทคโนโลยีเทอร์โมเคมีและผลิตภัณฑ์ที่ได้

Chaivongvilan [48] ได้ทำการวิเคราะห์เชิงลึกเกี่ยวกับอุปสรรคทางเทคโนโลยีและนวัตกรรมทางวิทยาศาสตร์เกี่ยวกับการดำเนินการทางด้านพลังงานชีวภาพในประเทศไทย แม้ว่าประเทศไทยจะมีเป้าหมายที่ชัดเจนในทางเลือกพลังงานในอีก 10 ปีข้างหน้าตามแผนแม่บทที่จัดทำโดยกระทรวงพลังงาน แต่เป้าหมายที่ทางเลือกพลังงานชีวภาพเหล่านี้ขึ้นอยู่กับศักยภาพของทรัพยากรที่มีอยู่และแผนการปลูกในประเทศเท่านั้น ในการสั่งซื้อชีวมวลจะเป็นทางเลือกสุดท้ายใน

การพิจารณา โดยสถานการณ์ทางเทคโนโลยีเทอร์โมเคมี (Thermochemical technology) ในประเทศไทยที่ทำการศึกษาในปี 2015 แสดงดังรูปที่ 3.2 จะเห็นได้ว่าประเทศไทยมีการใช้เทคโนโลยีของกระบวนการเผาไหม้และกังหันไอน้ำในส่วนของกระบวนการไพโรไลซิสยังอยู่ในการวิจัยอยู่

Technology	R& D	In operation		Future
		Partially used	Fully used	
Combustion				
<i>Grate fired, Fluidized bed, Suspension fired</i>			•	
<i>Co-firing</i>		•		
Steam Turbine				
<i>Back pressure, Condensing</i>			•	
<i>Extraction condensing</i>		•		
Gasification				
<i>Fixed-bed, Fluidized bed</i>		•		
<i>Plasma</i>				•
<i>Gas engine</i>		•		
<i>Gas turbine, Steam turbine</i>	•			•
<i>Fischer tropsh</i>				•
Pyrolysis				
<i>Screw</i>				•
<i>Vacuum, Fluidized bed</i>	•			

รูปที่ 3.2 สถานการณ์ทางเทคโนโลยีเทอร์โมเคมี (Thermochemical technology) ในประเทศไทยที่ทำการศึกษาในปี 2015

3.1 กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process)

3.1.1 การศึกษาปฏิกิริยาไพโรไลซิส

Ranzi และคณะ [49] ได้ทำการศึกษาการสลายตัวทางความร้อนขององค์ประกอบชีวมวล ได้แก่ เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินเพื่อหาขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาที่ซับซ้อนของการสลายตัวทางความร้อนของชีวมวลโดยใช้เทคนิค Thermogravimetric Analysis (TGA) เพื่อที่จะนำองค์ประกอบของสารที่ศึกษาได้มาสร้างสมการความสัมพันธ์ของการสลายตัวสำหรับชีวมวลเพื่อทำนายค่าผลิตภัณฑ์ได้ สำหรับองค์ประกอบของทะเลลายปาล์มมีการศึกษาโดย Abdullah และ Gerhauser [50] พบว่ามีองค์ประกอบของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินที่ร้อยละ 59.7, 22.1 และ 18.1 ตามลำดับ

เนื่องจากกลไกในการเกิดปฏิกิริยาที่นำเสนอโดย Ranzi และคณะ [49] นั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้รับขึ้นกับอุณหภูมิของกระบวนการไพโรไลซิส ดังนั้น Peters และคณะ [5] จึงทำการศึกษากลไกการสลายตัวทางความร้อนของวัสดุชีวมวลและนำเสนอกลไกการสลายตัวทางความร้อนในชั้นที่ 2

ซึ่งเป็นการสลายองค์ประกอบในส่วนของน้ำมันชีวภาพทำให้การทำนายผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสในส่วนของน้ำมันชีวภาพและก๊าซไม่กลั่นตัวได้ดียิ่งขึ้นเพราะเมื่ออุณหภูมิการดำเนินการสูงขึ้นปริมาณน้ำมันชีวภาพจะลดลงเนื่องจากสลายตัวกลายเป็นก๊าซไม่กลั่นตัวมากขึ้น โดยการนำเสนอดังกล่าวเป็นประโยชน์ในการศึกษาองค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพที่ได้รับเพื่อนำไปปรับปรุงคุณภาพของกระบวนการถัด

3.1.2 แบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีสมดุลทางเทอร์โม

ไดนามิกส์ (Equilibrium model)

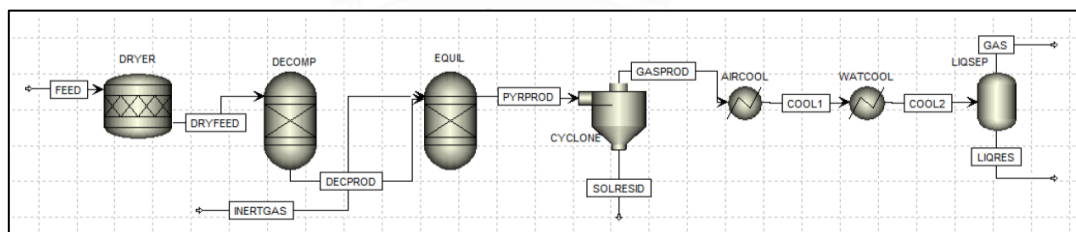
Ward และคณะ [51] ทำการศึกษาสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสเพื่อศึกษาผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากชีวมวล 4 ประเภทคือ ใบไม้เขียว (Shredded Green waste) ไม้สน (Pine Chips) ไม้ (Wood) และไม้เบิร์ช (Birch) โดยในการสลายตัวของชีวมวลดังกล่าวใช้วิธีการระบุค่าจากการวิเคราะห์แบบประมาณ (Proximate analysis) ผลการศึกษาสามารถสรุปได้ว่าใบไม้เขียวสามารถให้ผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพได้มากกว่าชีวมวลประเภทอื่นที่ 58 เปอร์เซ็นต์เนื่องจากใบไม้เขียวมีองค์ประกอบของเซลลูโลสที่สูงและมีความชื้นในองค์ประกอบที่ต่ำ โดยปัญหาที่พบจากแบบจำลองของกระบวนการนี้คือหลังจากแยกน้ำมันชีวภาพและก๊าซไม่กลั่นตัวออกจากกันปรากฏว่าสัดส่วนของน้ำมันชีวภาพนั้นปนไปกับก๊าซไม่กลั่นตัวจำนวนมาก ผู้วิจัยจึงได้ทำการเสนอสมการในการปรับค่าสัดส่วนระหว่างน้ำมันชีวภาพและก๊าซไม่กลั่นตัวที่ได้รับจากกระบวนการไพโรไลซิสชีวมวลทั้ง 4 ประเภท ผลปรากฏว่าการนำสมการที่นายค่าปริมาณน้ำมันชีวภาพและก๊าซไม่กลั่นตัวมาคำนวณปริมาณที่แท้จริงช่วยให้ได้รับความแม่นยำของผลิตภัณฑ์มากขึ้น โดยสมการดังกล่าวมีรายละเอียดดังนี้

$$\text{Vapor fraction} \times \text{Total Bio} - \text{oil flowrate} = \text{real syngas flowrate} \quad (3.1)$$

$$\text{Liquid fraction} \times \text{Total Bio} - \text{oil flowrate} = \text{real bio} - \text{oil flowrate} \quad (3.2)$$

Visconti และคณะ [52] ทำการศึกษการพัฒนาแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสสำหรับวัสดุชีวมวล โดยการใช้ Aspen Plus® software ในการทำนายค่าผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส เริ่มจากวัสดุชีวมวลเปียกถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการไล่ความชื้น (Drying stage) โดยใช้ถังปฏิกรณ์ประเภท R-stoic ซึ่งจำเป็นต้องใส่ค่าปริมาณความชื้นของน้ำที่ต้องดึงออกไป จากนั้นวัสดุชีวมวลที่ถูกดึงความชื้นออกแล้วจะเข้าสู่กระบวนการสลายตัวทางความร้อน

(Decomposition reaction) เพื่อเปลี่ยนชีวมวลที่เป็นของแข็งให้อยู่ในรูปสารระเหย (Volatile) โดยใช้ถึงปฏิกรณ์ประเภท RYield ซึ่งต้องมีการระบุ Yield ของผลิตภัณฑ์ลงไป ทั้งกระบวนการกระบวนการไล่ความชื้นและกระบวนการสลายตัวทางความร้อนต้องเขียนสูตร Fortran สำหรับการคำนวณสมดุลมวล (Mass balance) สำหรับขั้นตอนการไพโรไลซิสจะมีการป้อนไนโตรเจนเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดในสภาวะไร้ออกซิเจนและมีการคำนวณปริมาณผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นโดยใช้ค่าสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Thermodynamic equilibrium) ซึ่งเป็นวิธีที่โดยไม่ต้องการปฏิกิริยาในการคำนวณค่าของการเกิดผลิตภัณฑ์ แต่จะคำนวณจากที่พลังงานอิสระกิบส์ (Gibbs free energy) ที่ถูกจำกัด (Minimized) ในสภาวะที่อุณหภูมิและความดันคงที่ ข้อจำกัดสำหรับกระบวนการนี้คือระยะเวลาของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ (Resident time) ต้องยาวนานพอที่จะเกิดสมดุลสำหรับในแบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นใช้เวลาามากเมื่อเทียบกับการทดลองจริงในห้องปฏิบัติการ ซึ่งใช้เวลาน้อยกว่า จากสาเหตุดังกล่าวจึงเป็นข้อจำกัดสำหรับวิธีการใช้ค่าสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์สำหรับทำนายค่าผลิตภัณฑ์ของกระบวนการไพโรไลซิสชีวมวล ดังนั้นวิธีการที่จะช่วยพัฒนาแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสให้สามารถทำนายค่าผลิตภัณฑ์ได้ดีขึ้นคือการใช้วิธีการศึกษาทางจลนพลศาสตร์ (Kinetic models) ซึ่งจะมีวิธีการคำนวณที่ตรงข้ามกับวิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ โดยใช้ค่าการเปลี่ยนแปลงจากชีวมวลไปเป็นผลิตภัณฑ์ (Conversion) มาอธิบายระหว่างที่เกิดปฏิกิริยาไพโรไลซิสในกระบวนการ



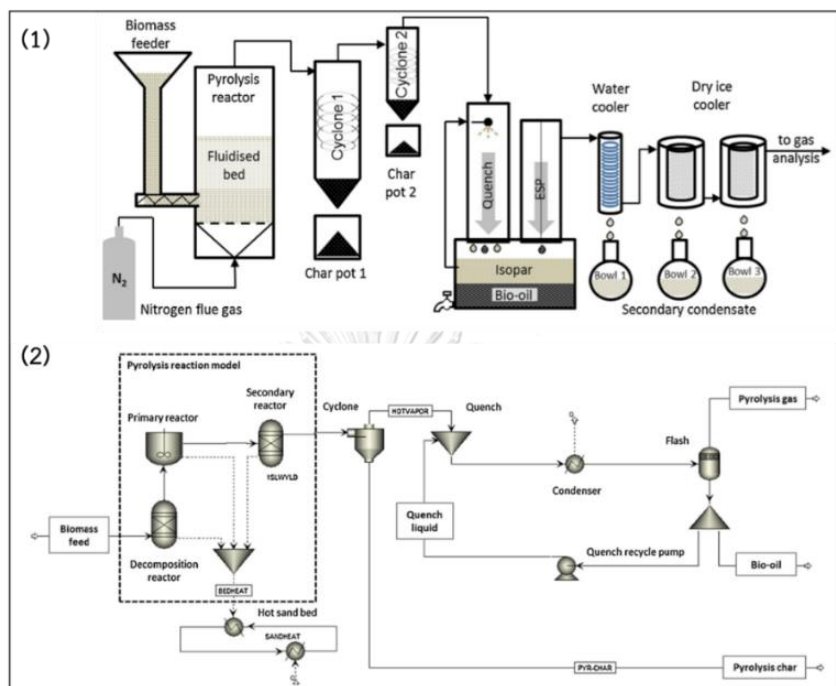
รูปที่ 3.1 แสดงแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสใน Aspen Plus® software โดยการใช้วิธีการทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Thermodynamic equilibrium)

3.1.3 การสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics model)

Mabrouki และคณะ [53] ศึกษาการสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสแบบจลนศาสตร์เคมี โดยผ่านกลไกการเกิดปฏิกิริยา 2 ขั้นตอนหลักได้แก่ การสลายตัวของชีวมวลไปเป็นองค์ประกอบของลิกนิน เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส ถ่านชีวภาพ (Biomass → Cellulose + hemicellulose + lignin + ash) และการสลายตัวของลิกนิน เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลสสลายตัวเป็นผลิตภัณฑ์ก๊าซ น้ำมันดิน ซึ่งกำหนดเป็นองค์ประกอบ pseudo โดยน้ำมันชีวภาพที่ได้รับคือน้ำมัน และก๊าซที่กลั่นตัวได้ ส่วนก๊าซที่ได้จะเป็นในส่วนของก๊าซไม่กลั่นตัว จะเห็นได้ว่าการศึกษาแบบจลนศาสตร์เคมีของงานวิจัยจะได้ผลิตภัณฑ์ออกมาเป็นก้อน (lump) ของน้ำมันชีวภาพในรูปของน้ำมันดิน ก๊าซ และถ่านชาร์ ทำให้ไม่สามารถศึกษาในส่วนการนำผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการไพโรไลซิสไปศึกษาต่อเพื่อปรับปรุงคุณภาพได้

Peters และคณะ [5] ศึกษาการออกแบบกระบวนการจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสที่สามารถนำแบบจำลองกระบวนการไปใช้กับทุก ๆ วัสดุชีวมวลที่มีลิกโนเซลลูโลส (Lignocellulose) เป็นส่วนประกอบ ในโปรแกรม Aspen plus เพื่อทำนายปริมาณ (Yield) และองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชีวภาพและก๊าซสังเคราะห์ ตามสภาวะอุณหภูมิต่าง ๆ ได้แก่ 450 500 และ 550 องศาเซลเซียส โดยใช้วิธีการศึกษาทางจลนพลศาสตร์ (Kinetic models) มาอธิบายขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการไพโรไลซิส โดยในกระบวนการจำลองที่สร้างขึ้นในโปรแกรม Aspen plus นั้นมีเครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้แทนเครื่องไพโรไลซิสจริงในห้องปฏิบัติการจำนวนสามเครื่องได้แก่ 1) RYield สำหรับกระบวนการสลายตัว (Decomposition) เป็นขั้นตอนการสลายตัวจากวัสดุชีวมวลไปเป็นเซลลูโลส (Cellulose) เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) และลิกนิน (Lignin) ซึ่งไม่ใช่ขั้นตอนการเกิดไพโรไลซิสที่แท้จริง แต่จำเป็นต้องมีเนื่องจากเป็นปฏิกิริยาที่เชื่อมโยงกันกับถังปฏิกรณ์ลำดับถัดไป 2) RCSTR สำหรับการเกิดปฏิกิริยาขั้นต้นของไพโรไลซิส (Primary pyrolysis reactions) เป็นขั้นตอนที่แสดงการสลายตัวโดยเป็นรูปแบบการเชื่อมโยงกันของปฏิกิริยาการสลายตัวของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลสและลิกนินแต่ละชนิด และ 3) RYield ปฏิกิริยาขั้นตอนถัดมาของไพโรไลซิส (Secondary pyrolysis reactions) ซึ่งมีความซับซ้อน หากขั้นตอนนี้ใช้เวลานานจะส่งผลให้ปริมาณผลิตภัณฑ์ของเหลวน้อยลง โดยปริมาณของไอและถ่านจะขึ้นกับปริมาณโลหะอัลคาไลน์ อุณหภูมิ และค่าระยะเวลาในถังปฏิกรณ์ (Vapor resident time) โดยมีการพิสูจน์ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการใช้แบบจำลองกระบวนการเทียบกับผลการทดลองจริงของกระบวนการไพโรไลซิสใน

ห้องปฏิบัติการ การใช้สมการจลนศาสตร์เคมีที่ซับซ้อนและสอดคล้องกับการสลายตัวทางความร้อนจริงของงานวิจัยนี้ช่วยให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้รับใกล้เคียงกับค่าจริงที่ได้จากห้องปฏิบัติการ



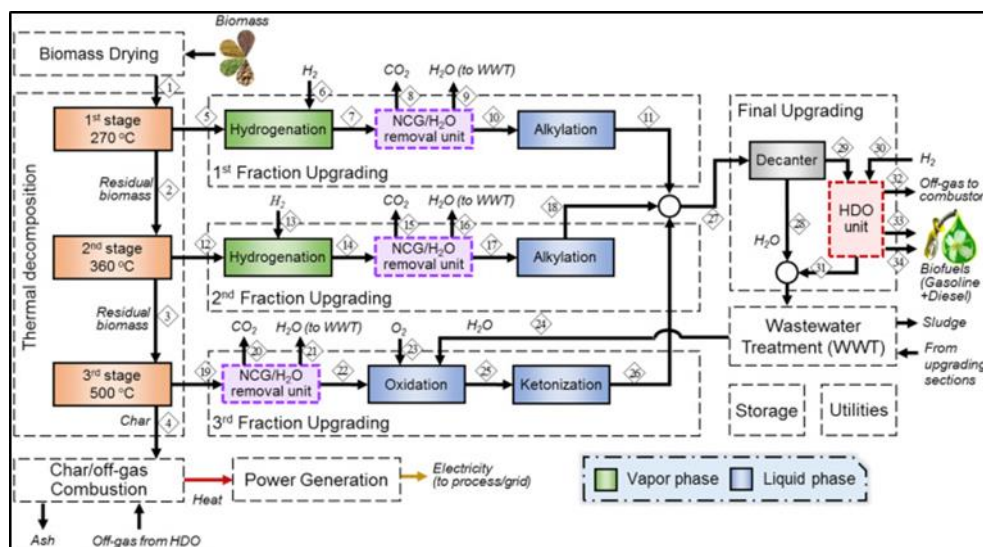
รูปที่ 3.2 แสดงแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสใน Aspen Plus โดยการใช้วิธีการทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีจลนพลศาสตร์ (Kinetic models), (1) กระบวนการให้ห้องปฏิบัติการ และ (2)

แบบจำลองกระบวนการวิจัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

Jguirim และคณะ [54] สนใจศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสม (Optimization) จากแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็วที่ใช้โปรแกรม SuperPro Designer simulation สำหรับศึกษาการนำวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันได้แก่ กะลาปาล์ม ทะลายปาล์ม และเปลือกปาล์ม สาเหตุที่เลือกวัสดุชีวมวลทั้ง 3 เนื่องจากอุดมไปด้วยลิกโนเซลลูโลส โดยลิกโนเซลลูโลสเป็นสารประกอบเชิงซ้อนของลิกนิน เฮมิเซลลูโลส และเซลลูโลส ซึ่งเป็นองค์ประกอบทางเคมีที่หลากหลายและซับซ้อนไม่ต่างไปจากน้ำมันดิบจากการ ผลการศึกษาพบว่าสภาวะที่ให้ผลิตภัณฑ์ของเหลวมากที่สุดคือ อุณหภูมิเท่ากับ 550 องศาเซลเซียส และเวลาในถังปฏิกรณ์คือ 0.5 วินาที

Maravelias และ Wangyun [55] ศึกษาการใช้กระบวนการ Muti-stage สำหรับกระบวนการสลายตัวทางความร้อนของชีวมวลในกระบวนการไพโรไลซิสแทนแบบ Single stage ในปัจจุบัน

เนื่องจากองค์ประกอบของชีวมวลประกอบด้วยเฮมิเซลลูโลส เซลลูโลส และลิกนินซึ่งมีอุณหภูมิการสลายตัวที่ต่างกันคือช่วง 200-260 องศาเซลเซียส 240-350 องศาเซลเซียส และ 280-500 องศาเซลเซียสตามลำดับอีกทั้งผลิตภัณฑ์ที่ได้ยังมีองค์ประกอบทางเคมีที่แตกต่างกันส่งผลให้น้ำมันชีวภาพที่ได้จากชีวมวลแต่ละอุณหภูมิมีความต้องการในการปรับปรุงคุณภาพไม่เท่ากัน ดังนั้นเพื่อความคุ้มค่าในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพการแบ่งการสลายตัวทางความร้อนของกระบวนการไพโรไลซิสออกเป็น multi-stage จะช่วยประหยัดการใช้ไฮโดรเจนในการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพได้มากกว่าแบบปัจจุบัน



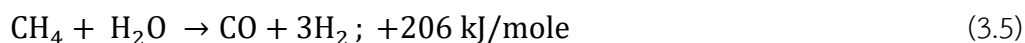
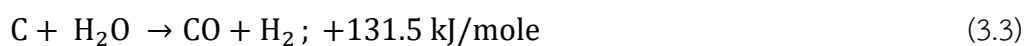
รูปที่ 3.3 แสดงกระบวนการสลายตัวทางความร้อนของชีวมวลแบบ Multi-stage

3.2 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process)

3.2.1 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Equilibrium model)

Lemma และคณะ [56] ศึกษาปริมาณและองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจากกะลาปาล์มโดยใช้โปรแกรม Aspen plus ถึงปฏิกรณ์ที่ศึกษาเป็นแบบเบดหมุนเวียน (circulating fluidized bed) โดยอุณหภูมิที่ศึกษาอยู่ในช่วง 600-750 องศาเซลเซียส และอัตราส่วนของไอน้ำต่อชีวมวลในช่วง 1.5-2.5 wt/wt เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินการ กะลาปาล์มถูกป้อนเข้าระบบที่อัตรา 1.0 กิโลกรัม/ชั่วโมงและไอน้ำยิ่งยวดป้อนเข้าระบบที่อัตรา 1.96 กิโลกรัมต่อชั่วโมงที่อุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียส ชีวมวลและไอน้ำยิ่งยวดทำปฏิกิริยากันภายในถังปฏิกรณ์แบบเบดหมุนเวียนทำให้เกิดผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์เกิดขึ้น โดยผลิต

ก๊าซสังเคราะห์หลักได้แก่ ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์และมีเทน นอกจากนี้ จะเกิดถ่านขึ้นในระบบอีกด้วย โดยปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแสดงดังสมการที่ (3.3)-(3.6)



ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จะถูกนำไปผ่านเครื่องกรองอนุภาคระดับไมครอนในน้ำดิบ (Micro Filter) ที่มีรูพรุนขนาด 50 ไมครอนสามารถแยกถ่านออกจากก๊าซสังเคราะห์ได้ ผลการศึกษาผลของอุณหภูมิ พบว่า ก๊าซไฮโดรเจนมีปริมาณเพิ่มมากขึ้นในช่วงอุณหภูมิ 600-675 องศาเซลเซียส ในขณะที่ช่วง อุณหภูมินี้ปริมาณของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลงและจะเพิ่มปริมาณมากขึ้นหลังจากอุณหภูมิสูงกว่า 675 องศาเซลเซียส แสดงดังสมการที่ (4) ส่วนก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เกิดขึ้นน้อยในช่วง อุณหภูมิ 600-675 องศาเซลเซียสและเมื่ออุณหภูมิสูงกว่านี้ปริมาณก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มีค่ามากขึ้น เมื่อพิจารณาผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อชีวมวล (Steam to Biomass Ratio, S/B ratio) พบว่า เมื่อปรับอัตราการป้อนของไอน้ำให้คงที่ที่ 2.7 กิโลกรัม/ชั่วโมง แล้วปรับอัตราการป้อนของกะลา ปาล์ม 3 ค่าคือ 1.8, 1.35, 1.1 กิโลกรัม/ชั่วโมง ส่งผลให้อัตราส่วนของ S/B เพิ่มขึ้นเป็น 1.5, 2.0 และ 2.5 ตามลำดับ ผลของการเพิ่มอัตราส่วนของ S/B ส่งผลให้ปริมาณก๊าซไฮโดรเจนเพิ่มจากเดิมมีค่าร้อยละ 79.92 เป็น 82.4 ในขณะที่เดียวกันปริมาณก๊าซมีเทนก็เพิ่มขึ้นและก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ลดลง ตามลำดับ

Ferreira และคณะ [57] ได้รวบรวมแบบจำลองของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยมีการปรับปรุงวิธีการทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์โดยแบ่งออกเป็น 4 วิธีหลักดังนี้

1. วิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Thermodynamic equilibrium) ข้อดีคือเป็นวิธีที่นิยมใช้กันทั่วโลกแต่ข้อเสียคือ มีการทำนายผลิตภัณฑ์ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และไฮโดรเจนในปริมาณมากกว่าความเป็นจริงและมีการทำนายผลิตภัณฑ์ก๊าซมีเทน คาร์บอนไดออกไซด์ ไฮโดรคาร์บอนประเภทเบาและน้ำมันดินในปริมาณที่น้อยกว่าความเป็นจริง
2. วิธีดัดแปลงสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ (Modified equilibrium models) ข้อดีคือสามารถประมวลผลในการทำนายผลิตภัณฑ์น้ำมันดินและค่าคอนเวอร์ชันของคาร์บอนได้ดี มี

การนำปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สซิฟต์มาร่วมพิจารณาสำหรับสมดุล และยังสามารถคำนวณหาความสัมพันธ์ของเอนทัลปีได้

3. วิธีแบบกึ่งอุณหภูมิคงที่ (Quasi-temperature model) วิธีนี้มีการปรับสถานะของกระบวนการแก๊สซิฟเคชันให้อยู่ที่อุณหภูมิต่ำในสภาวะสมดุลเพื่อปรับปรุงปริมาณก๊าซมีเทน

4. วิธีไม่มีการจำกัดพลังงาน (Constrained free energy method) เหมาะสำหรับการทำนายผลิตภัณฑ์ก๊าซมีเทน น้ำมันดินและถ่านชาร์ โดยจุดเด่นของวิธีนี้คือ สามารถที่จะศึกษาปฏิกิริยาร่วมกับผลเชิงเอนทัลปีได้พร้อมกัน

3.2.2 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟเคชันโดยทำนายค่าผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics model)

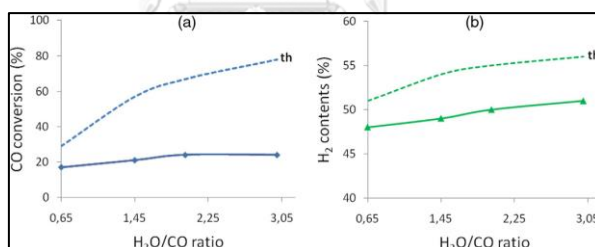
Eikeland และคณะ [58] ได้ศึกษาการสร้างแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟเคชัน โดยนำผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสซึ่งได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไม่กลั่นตัว โดยอ้างอิงจากงานวิจัยหัวข้อ “Rapid pyrolysis of agricultural residues at high temperature” มาเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟเคชันที่สร้างแบบจำลองขึ้นโดยผ่านค่าจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics model) โดยปฏิกิริยาที่เกี่ยวข้องได้แก่ Water-gas reaction Boudouard reaction Methanation reaction Water gas shift reaction และ Methane-reforming reaction เพื่อศึกษาปริมาณก๊าซสังเคราะห์ที่ได้โดยพิจารณา 4 ผลิตภัณฑ์หลักได้แก่ CH_4 , CO , CO_2 และ H_2

Ajaree และคณะ [59] ทำการศึกษากระบวนการจำลองของกระบวนการแก๊สซิฟเคชันโดยใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา โดยแบ่งแบบจำลองกระบวนการออกเป็น 3 โซนหลัก ได้แก่ ไพโรไลซิส (Pyrolysis) ในขั้นตอนนี้จะสลายชีวมวลไปเป็นน้ำมันดิน ถ่านชีวภาพ และสารระเหยโดยใช้วิธีสมดุลทางเทอร์โมไดนามิกส์ ส่วนการเผาไหม้ (Combustion) และรีดักชัน (Reduction) จะทำนายผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ซึ่งประกอบด้วย ไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ คาร์บอนไดออกไซด์ มีเทน และน้ำ ด้วยวิธีจลนศาสตร์เคมี จากการศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อก๊าซสังเคราะห์ที่ได้รับจากแบบจำลองกระบวนการได้แก่ อุณหภูมิ ค่า ER และ S/C ratio พบว่าปัจจัยที่ส่งผลต่อการเกิดก๊าซสังเคราะห์มากที่สุดคืออุณหภูมิตำเนินการของกระบวนการแก๊สซิฟเคชัน

3.3 กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water Gas Shift process)

Abdulwahab และคณะ [60] ศึกษาการสร้างแบบจำลองของกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ เพื่อศึกษาผลของปัจจัยที่เกี่ยวข้องในการผลิตไฮโดรเจนได้แก่ อัตราการป้อนก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ อัตราการป้อนไอน้ำ อุณหภูมิและความดันในการดำเนินการ ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าความดันในการดำเนินการไม่มีผลเพียงแต่เมื่อความดันสูงขึ้นจะให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนที่มีความหนาแน่นสูงขึ้นเพียงเท่านั้น โดยปัจจัยที่มีผลต่อผลิตภัณฑ์โดยตรงนั้นคืออุณหภูมิในการดำเนินการเนื่องจากค่าคงที่สมดุลของปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ขึ้นกับอุณหภูมิ

Courson และคณะ [61] ศึกษาการผลิตพลังงานไฮโดรเจนจากการนำก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชันมาทำปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นก๊าซ (Water Gas Shift Reaction) ซึ่งดำเนินการที่อุณหภูมิสูง โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาประเภท Iron/ceria และใช้อลูมินาเป็นตัวให้ยึดเกาะ จากการศึกษาพบว่า การดำเนินการปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นก๊าซดำเนินการที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียสและที่ความดันบรรยากาศ สามารถเปลี่ยนแปลงเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนได้ถึง 50 เปอร์เซ็นต์ จากการวิเคราะห์ผลของอัตราส่วนไอน้ำต่อก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์แสดงดังรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.7 แสดงอิทธิพลของอัตราส่วน S / C ต่อ (a) การเปลี่ยนแปลงของ CO (b) H₂ สำหรับตัวเร่งปฏิกิริยา 45 ppi

ที่อัตราส่วน S/C เท่ากับ 0.65 เกิดการเปลี่ยนแปลงของของคาร์บอนมอนอกไซด์น้อยสุดคือไม่มีไฮโดรเจนและมีเทนเกิดขึ้นในกระบวนการแต่เมื่อเพิ่มอัตราส่วน S/C ไปที่ 1.45 และ 2.00 พบว่าเกิดการเปลี่ยนแปลงของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ไปเป็นก๊าซไฮโดรเจนที่ 21 และ 24 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ ดังนั้นกระบวนการเปลี่ยนน้ำเป็นก๊าซสามารถช่วยเพิ่มปริมาณไฮโดรเจนของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชันได้

3.4 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process)

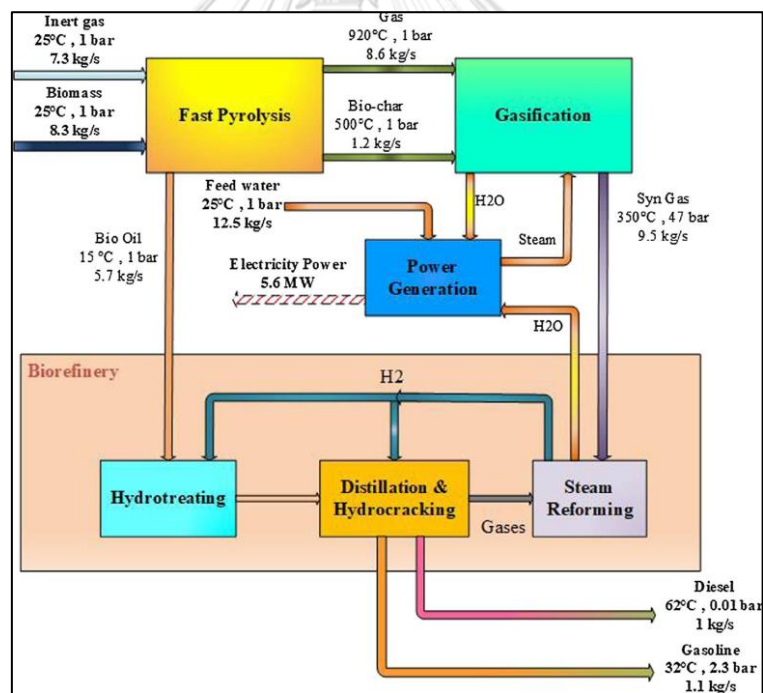
แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนที่สร้างขึ้นโดย Peters และคณะ [62] โดยการนำค่าจากผลการทดลองจริงจากการวิเคราะห์องค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพที่ได้รับหลังผ่านการปรับปรุงคุณภาพมาใช้กับกระบวนการ โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบกำหนดสัดส่วนผลิตภัณฑ์ “RYield” ลงไป โดยปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่เขาศึกษาพบว่าหลายงานวิจัยใช้ปริมาณในช่วง 0.005 -0.15 กิโลกรัมต่อตันของน้ำมันชีวภาพ ประโยชน์จากการระบุงค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพจากแบบจำลองกระบวนการปรับปรุงน้ำมันชีวภาพของกระบวนการนี้คือสามารถนำน้ำมันชีวภาพที่ได้ไปศึกษาต่อในการแยกผลิตภัณฑ์ที่มีมูลค่าสูงขึ้นได้

Zhang และคณะ [63] สนใจศึกษาการสร้างแบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพโดยใช้วิธีจลนศาสตร์เคมี แต่เนื่องจากความซับซ้อนของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพผู้วิจัยจึงได้ศึกษาผลิตภัณฑ์ที่ได้ผ่านสมการการเกิดผลิตภัณฑ์ที่มองเป็นกลุ่มกล่าวคือ พิจารณาการเกิดปฏิกิริยาของน้ำมันชีวภาพการไปเป็นสัดส่วนของผลิตภัณฑ์น้ำมันเบา (Light fraction oil) และสัดส่วนของผลิตภัณฑ์น้ำมันหนัก (Heavy fraction oil) โดยค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาได้รับจากการศึกษาการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพในห้องปฏิบัติการ โดยการศึกษาลักษณะนี้จะช่วยให้ทราบถึงผลของของอุณหภูมิและเวลาของแบบจำลองกระบวนการต่ออัตราการเกิดผลิตภัณฑ์ แต่ไม่สามารถนำผลิตภัณฑ์ที่ได้ไปใช้ประโยชน์ต่อได้เนื่องจากไม่มีการระบุงค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพที่ได้รับหลังจากผ่านกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของแบบจำลองกระบวนการ

3.5 กระบวนการร่วมในการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงชีวภาพ

Mehrpooya และคณะ [11] ศึกษาการออกแบบกระบวนการไพโรไลซิส แก๊สซิฟิเคชัน การผลิตไฟฟ้า และกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพประกอบด้วย 4 หน่วยคือ Hydrotreating, Distillation, Hydrocracking และ Steam reforming ซึ่งสร้างแบบจำลองในโปรแกรม Aspen plus โดยระบบมีการทำงานร่วมกันแบบยั่งยืน (Sustainable) ลดการพึ่งพาพลังงานจากภายนอกจากการศึกษาพบว่าชีวมวลที่สนใจได้แก่ Eucalyptus, Wheat straw, Pine และ Hybrid poplar เมื่อผ่านกระบวนการไพโรไลซิสสามารถให้ผลิตน้ำมันชีวภาพ ก๊าซสังเคราะห์และถ่านชีวภาพได้ 68.9, 16.43 และ 14.7 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ ผลของความแปรปรวนของก๊าซไฮโดรเจน คาร์บอนมอนอกไซด์ และคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแสดงให้เห็นชัดว่า S/C ratio มีผลต่อการเกิดผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนที่ S/C ratio เท่ากับ 4.5 จะให้ก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุด สำหรับกระบวนการรีฟอร์มมิ่งพบว่าอุณหภูมิที่ให้ปริมาณการเกิดก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุดคือ 950 องศาเซลเซียส หากทำ

การเพิ่มอุณหภูมิที่สูงกว่านี้จะทำให้ปริมาณก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เพิ่มขึ้นในขณะที่ก๊าซไฮโดรเจนลดลงเนื่องจากถูกใช้ในปฏิกิริยาเปลี่ยนน้ำเป็นแก๊ส (water gas shift reaction) นอกจากนี้ศึกษาปริมาณการเกิดผลิตภัณฑ์แล้วกระบวนการจำลองนี้ยังพบว่าในหน่วยกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันสามารถลดการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกได้ในช่วง 82-87 เปอร์เซ็นต์ เมื่อเทียบกับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันจากเชื้อเพลิงฟอสซิล และเพื่อเป็นการประหยัดพลังงานในระบบการวิเคราะห์พินช์ (Pinch Analysis) ถูกนำมาศึกษาเพื่อให้มีการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสความร้อนและกระแสน้ำเย็นได้ดีที่สุดลดการใช้จากกระแสน้ำร้อนจากเมื่อก่อน เมื่อทำการเปรียบเทียบระหว่าง heat integrated process กับ conventional พบว่าสามารถลดการใช้กระแสน้ำร้อนจากเมื่อก่อนน้ำร้อนและกระแสน้ำเย็นได้ถึง 75.0 และ 47.80 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ สุดท้ายได้มีการศึกษาความคุ้มค่าในการลงทุนพบว่ากระบวนการ steam reforming มีราคาการลงทุนสูงประมาณ 1 ใน 3 ของเงินลงทุนทั้งหมด



รูปที่ 3.6 แสดงภาพรวมของระบบที่ศึกษา

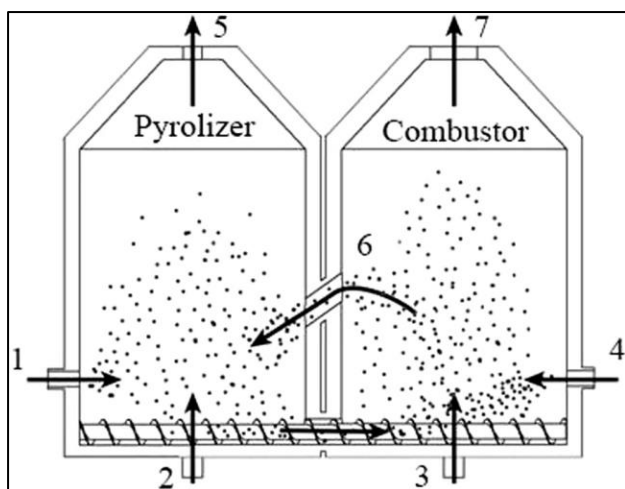
3.5.1 กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

Amaral และคณะ [64] ศึกษากระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของชีวมวล โดยการสร้างตัวแปร α ขึ้นมาเพื่อแบ่งปริมาณชีวมวลที่เข้าสู่กระบวนการทั้งสองที่ศึกษา กล่าวคือ ถ้า α มีค่าเท่ากับ 0 แสดงว่าไม่มีชีวมวลเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิสมีเพียงกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่เกิดขึ้นเท่านั้น แต่ถ้า α มีค่าเท่ากับ 1 แสดงว่าไม่มีกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเกิดขึ้นมีเพียงกระบวนการไพโรไลซิสที่เกิดขึ้นเท่านั้น ผลการศึกษาพบว่าเมื่อทำการเปลี่ยนค่า α จาก 0 ไปถึง 1 ปริมาณของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์และก๊าซไฮโดรเจนจะเปลี่ยนตามการเพิ่มขึ้นของน้ำมันดินในระบบ ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จะลดลงเนื่องจากถูกใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส สรุปได้ว่ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการไพโรไลซิสไม่ได้ดำเนินการที่เงื่อนไขที่ดีที่สุด จุดที่เหมาะสมอาจอยู่ตรงกลางของทั้ง 2 กระบวนการ ซึ่งก็คือ $0 < \alpha < 1$ ขึ้นอยู่กับภาวะทางเศรษฐศาสตร์เท่านั้นที่สามารถนำเสนอพื้นฐานการตัดสินใจเกี่ยวกับความเหมาะสมของการออกแบบกระบวนการ

Im-orb และคณะ [19] ศึกษาการลดใช้พลังงานของกระบวนการแยกอากาศ (air separation unit) ให้ได้ออกซิเจนบริสุทธิ์ 99.5 เปอร์เซ็นต์เพื่อนำไปใช้เป็นตัวแทนในการเกิดปฏิกิริยา (Gasifying agents) ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยนำกระบวนการไพโรไลซิสมารวมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน ประโยชน์ที่ได้จากการนำกระบวนการไพโรไลซิสมารวมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันคือสามารถที่จะใช้ปริมาณออกซิเจนน้อยลงที่เตาแก๊สซิฟิเคอร์ได้ เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของกระบวนการไพโรไลซิสเพราะการเพิ่มอุณหภูมิในกระบวนการไพโรไลซิสส่งผลให้เกิดถ่านชีวภาพน้อยลงและสลายตัว (decompose) กลายเป็นสารระเหย (Volatiles) มากขึ้น ทำให้ความต้องการของออกซิเจนน้อยลงสำหรับเปลี่ยนถ่านชีวภาพ (char conversion) ไปเป็นสารระเหยที่อัตราการเปลี่ยนแปลงร้อยละ 98 เปอร์เซ็นต์ในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

3.5.2 กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการเผาไหม้

Wheeler และคณะ [9] พัฒนากลังปฏิกรณ์สำหรับกระบวนการไพโรไลซิส ซึ่งอยู่ระหว่างรอการจดสิทธิบัตร สำหรับเครื่องปฏิกรณ์นี้มีชื่อว่า “Dual fluidized bed combustion-reduction integrated pyrolysis (CRIPS)” เป็นเครื่องปฏิกรณ์ที่มีประสิทธิภาพสำหรับการเผาไหม้ถ่านสำหรับการทำ Heat integration เครื่อง CRIPS แสดงดังรูปที่ 3.3



เครื่อง CRIP ประกอบด้วย

1. ชีวมวลป้อนเข้าระบบ
2. ก๊าซฟลูอิดไอเซน
3. อากาศ
4. ถ่านชีวภาพ
5. ก๊าซไพโรไลซิส
6. ทราयर้อน
7. ก๊าซจากการเผาไหม้

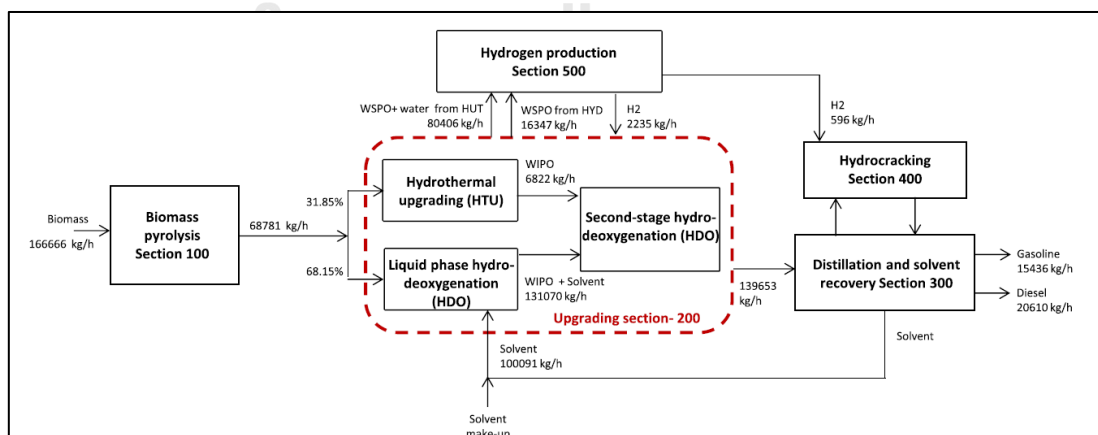
รูปที่ 3.4 แสดงเครื่องปฏิกรณ์ CRIPS

เครื่อง CRIPS ประกอบด้วย 2 ห้องปฏิกรณ์ ถูกเชื่อมกันด้วยท่อถ่ายเทความร้อนของทราย จาก Combustor chamber ไปสู่ Pyrolyzer chamber ทรายและเศษเถ้าที่ผลิตได้จากกระบวนการไพโรไลซิสจะถูกย้ายเข้าสู่ Combustor chamber โดยการใช้สกรู ทำให้ทรายผสมกับเถ้า หลังจากนั้นเมื่อทรายได้รับความร้อนจากการเผาไหม้ก็ย้ายกลับวนเข้าไปในกระบวนการไพโรไลซิสทางช่องหมายเลข 6 กระบวนการนี้เรียกว่า “Re-circulating sand” โดยทั่วไปผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ผลิตได้จากกระบวนการไพโรไลซิส จะมีปริมาณส่วนประกอบของไฮโดรเจน ต่ำ (ประมาณ 5-7 wt%) แต่จะมีส่วนประกอบของออกซิเจนในปริมาณที่สูง (ประมาณ 32 wt%) ด้วยสาเหตุนี้เป็ผลให้น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้มีความหนาแน่นของพลังงานต่ำ (Poor energy density) เมื่อเปรียบเทียบกับน้ำมันเชื้อเพลิง งานวิจัยนี้จึงสนใจศึกษาการผลิตไฮโดรเจนสำหรับปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพขึ้นเองจากการนำถ่านไปเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อให้ได้ก๊าซสังเคราะห์หลังจากนั้นนำก๊าซสังเคราะห์ที่ได้เข้าสู่กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) เพื่อให้ได้บริสุทธิ์ออกมาแล้วนำไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ ส่วนก๊าซที่ไม่ใช่ไฮโดรเจนจะถูกนำไปเผาเพื่อให้ความร้อนแก่ระบบ ผลการศึกษาพบว่าจากการป้อนชีวมวล 2000 เมตริกตันต่อวัน สามารถผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพได้ 61 wt% (รวมทั้งน้ำ) ก๊าซสังเคราะห์ 15 wt% และถ่านชีวภาพ 24 wt% ครึ่งหนึ่งของถ่านชีวภาพที่ผลิตได้ถูกนำไปใช้ให้ความร้อนสำหรับกระบวนการไพโรไลซิสส่วนที่เหลือจะถูกนำไปผลิตไฮโดรเจน และกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันใช้ไฮโดรเจนประมาณ 50 เปอร์เซ็นต์ของที่ผลิตได้

3.5.3 กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน

Sharifzadeh และคณะ [65] ศึกษาการนำกระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ เนื่องจากน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสมีค่าความร้อนต่ำเพราะมีองค์ประกอบของออกซิเจนและน้ำปริมาณมากผสมอยู่ในผลิตภัณฑ์ โดยออกซิเจนสามารถลดปริมาณลงได้โดยใช้กระบวนการใช้ไฮโดรเจนกำจัดออกซิเจน (hydrodeoxygenation) แต่ข้อเสียของกระบวนการคือไฮโดรเจนที่ใช้มาจากก๊าซธรรมชาติมีราคาแพง และกระบวนการดำเนินการที่อุณหภูมิและความดันที่สูง งานวิจัยนี้จึงสนใจกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพซึ่งเกี่ยวข้องกับ 2 กระบวนการคือ (1) ไฮโดรดีออกซิเจเนชัน (Hydrodeoxygenation) และ (2) ไฮโดรเทอร์มอลทรินเมนท์ (Hydrothermal treatment) โดยได้มีการศึกษาการทำทั้ง 2 กระบวนการขนานกันไป น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสจะถูกแบ่งออกเป็น 2 โดยเข้าสู่กระบวนการ Hydrothermal ปริมาณ 31.85 เปอร์เซ็นต์หลังจากนั้นจะถูกผสมกับน้ำในอัตราส่วน 3:1 เพื่อแยกเฟสน้ำมันออกและเข้าสู่กระบวนการ Second-stage HDO ต่อส่วนเฟสน้ำจะถูกส่งไปที่กระบวนการผลิตไฮโดรเจน ส่วนน้ำมันชีวภาพที่เหลืออีก 68.15 เปอร์เซ็นต์จะถูกส่งเข้าสู่กระบวนการ Hydrodeoxygenation ที่มีการใช้สารละลายผสมกับตัวเร่งปฏิกิริยาทำให้มีออกซิเจนถูกเปลี่ยนไปเป็นน้ำมากขึ้นและถูกส่งไปที่ Second-stage HDO เพื่อใช้ไฮโดรเจนปรับปรุงคุณภาพอีกครั้ง จากการทำแบบนั้พบว่าในกระบวนการจะสามารถผลิตไฮโดรเจนได้มากเกินความต้องการใช้ และได้รับเชื้อเพลิงเบนซินและดีเซลปริมาณ 43 และ 57 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ จากการที่ไม่ใช้ไฮโดรเจนจากนอกกระบวนการส่งผลให้ราคาขายถูกลดลงเหลือเพียง 1.62 ดอลลาร์/ แกลลอน สามารถที่จะแข่งขันทางตลาดได้

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 3.5 แสดงกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพโดยใช้กระบวนการ HTU และ HDO พร้อมกัน

3.6 กระบวนการศึกษา Heat integration

มงคล [37] ศึกษาการใช้การวิเคราะห์พินช์ (Pinch Analysis) สำหรับออกแบบกระบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของโรงงานผลิตไวนิลคลอไรด์เดิมที่มีกำลังการผลิต 20 ตันต่อชั่วโมงโดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer พบว่าความแตกต่างของอุณหภูมิที่น้อยสุด (ΔT_{min}) คือ 7 องศาเซลเซียส มีความต้องการกระแสสารอุณหภูมิร้อนและน้ำเย็นที่น้อยที่สุดคือ 13.13 และ 34.47 เมกกะวัตต์ตามลำดับ และผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าต้องมีการลงทุนเปลี่ยนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มจากกระบวนการเดิมจำนวน 3 เครื่อง การวิเคราะห์ทางการลงทุนพบว่าระยะเวลาในการคืนทุนจากการซื้อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนใหม่คือ 5.8 เดือน

Mobolaji และคณะ [66] ศึกษาการรวมความร้อน (Heat integration) จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนกับกระบวนการปฏิรูปด้วยไอน้ำ (Steam reforming) โดยใช้หลักการวิเคราะห์พินช์ ผลการจับคู่กระแสร้อนและเย็นภายในกระบวนการพบว่าความร้อนเหลือทิ้งจากเครื่องปฏิกรณ์ที่สองของกระบวนการไฮโดรไดออกซิเดชันที่ปล่อยสามารถเพิ่มอุณหภูมิชีวภาพน้ำมันก่อนเข้าปฏิกรณ์ใบแรกได้ของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพได้ นอกจากนี้ยังมีการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน 2 เครือข่ายเพื่อเปรียบเทียบ ผลการศึกษาเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดสามารถลดต้นทุนลดลงได้ 2 เปอร์เซ็นต์ นอกจากนี้ ยังช่วยเพิ่มผลกำไรให้กับกระบวนการ

Chen และคณะ [67] ศึกษากระบวนการเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตเมทานอล (พร้อมรีไซเคิล) กระบวนการแยกเบนซีน และโรงไฟฟ้าที่มีการดักจับคาร์บอนไดออกไซด์โดยการบีบอัด ผลการรวมความร้อนที่ได้รับจากทั้ง 3 กระบวนการที่ทำการศึกษาพบว่าช่วยลดต้นทุนการดำเนินการในกระบวนการและทำให้กระบวนการมีประสิทธิภาพการใช้พลังงานสุทธิที่สูงขึ้นสำหรับโรงไฟฟ้า โดยมีการนำเสนอปัญหาการรวมความร้อนของสายกระบวนการสำหรับเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนพบว่าข้อกำหนดให้อัตราการไหลเชิงประจุกความร้อนคงที่นั้นทำให้ระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้มีประสิทธิภาพลดลงเนื่องจากการแลกเปลี่ยนความร้อนจริงของสายภายในกระบวนการมีการเปลี่ยนสถานะ

กระบวนการดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ในปัจจุบันใช้พลังงานสูงโดย Y. Kelvin และคณะ (2019)⁽⁷⁸⁾ เห็นว่ากระบวนการดังกล่าวมีความท้าทายในการลดใช้พลังงาน วิธีการแก้ไขในปัจจุบันคือการใช้สารเคมีมาใช้ดักจับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์เช่นกระบวนการดูดซับซึ่งเป็นวิธีที่เหมาะสมกับ

ระบบที่เป็นก๊าซและของเหลว โดยไม่เหมาะกับกระบวนการแบบก๊าซและของแข็ง ดังนั้นจึงได้ทำการศึกษาการประยุกต์ใช้เทคนิคการรวมความร้อนและมวลสารผ่านระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ผลการศึกษาพบว่าวิธีการรวมความร้อนมีบทบาทสำคัญอย่างยิ่งในการพัฒนาระบบในอุตสาหกรรมเนื่องจากการลดใช้พลังงานและใช้วัสดุน้อยที่สุด

3.7 กระบวนการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์

ราคาของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากการกลั่นแยกน้ำมันดิบโดยใช้หอกลั่นแบบบรรยากาศได้แก่ ก๊าซ ก๊าซโซลีน แนฟทา เคโรซีน และดีเซล ได้ถูกเสนองานวิจัยของ Lluvia [68] เพื่อทำการคิดค่าความคุ้มค่าจากการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network) เนื่องจากหอกลั่นน้ำมันดิบใช้พลังงานสูง การรวมความร้อนสามารถช่วยให้ประหยัดต้นทุนลงได้

Jones และคณะ [69] ทำการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตน้ำมันดีเซลและก๊าซโซลีนจากกระบวนการไพโรไลซิสชีวมวลร่วมกับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพและกระบวนการสลายพันธะของน้ำมันชีวภาพ โดยได้มีการศึกษาวิธีการคิดค่าใช้จ่ายในการลงทุนได้แก่ ราคาอุปกรณ์ ค่าใช้จ่ายในการจัดซื้อและติดตั้งอุปกรณ์ ค่าใช้จ่ายทางอ้อม รวมถึงค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน โดยมีการประเมินมูลค่าปัจจุบันสุทธิประกอบการตัดสินใจ ผลการศึกษาพบว่ามูลค่าปัจจุบันสุทธิมีค่าเป็นบวกและกระบวนการมีผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ที่น่าทำการลงทุน

Wright และคณะ [70] ศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของแบบจำลองกระบวนการกระบวนการไพโรไลซิสซังข้าวโพดร่วมกับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ ที่อัตราการป้อนเข้ากระบวนการที่ 2,000 ตันต่อวัน เพื่อผลิตเชื้อเพลิงแนฟทาและเชื้อเพลิงดีเซล โดยมีการวิเคราะห์เงินลงทุนจาก 5 ส่วนหลักจากแบบจำลองกระบวนการได้แก่ กระบวนการไล่ความชื้น กระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการกำจัดของแข็ง กระบวนการผลิตความร้อน และกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ ผลการศึกษาพบว่ากระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพมีการใช้เงินลงทุนสูงสุดเมื่อเทียบกับกระบวนการอื่น เนื่องจากมีการซื้อก๊าซไฮโดรเจนซึ่งเป็นตัวทำปฏิกิริยาของกระบวนการปรับปรุงชีวภาพจากภายนอกกระบวนการ ดังนั้นหากกระบวนการที่ศึกษาสามารถลดค่าใช้จ่ายในการซื้อก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ลงได้ก็ช่วยให้เพิ่มกำไรให้กับกระบวนการที่ศึกษา

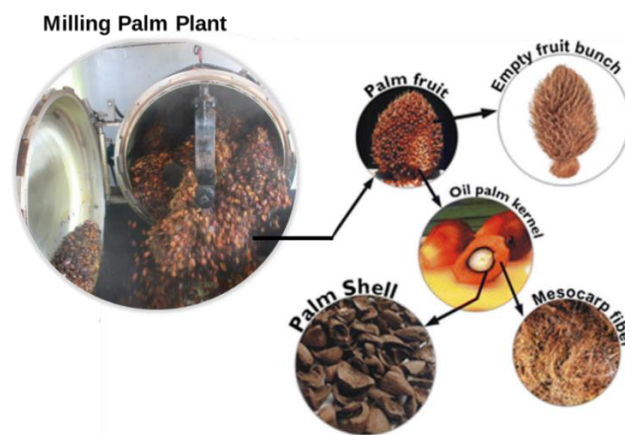
บทที่ 4

กระบวนการ, แบบจำลอง และการวิเคราะห์สมรรถนะ

4.1 วัสดุดิบ (Materials)

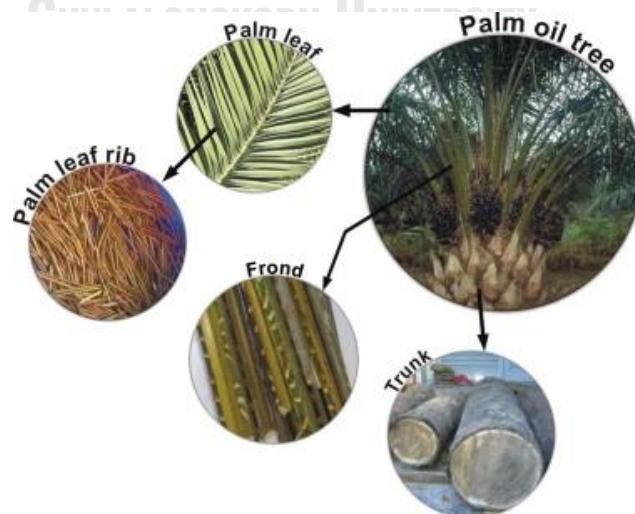
4.1.1 วัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมัน

ของเสียที่ได้เกิดจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม ได้แก่ ทะลายปาล์ม กะลาปาล์ม ไຍปาล์ม กากปาล์ม และเมล็ดในปาล์ม แสดงดังรูปที่ 4.1



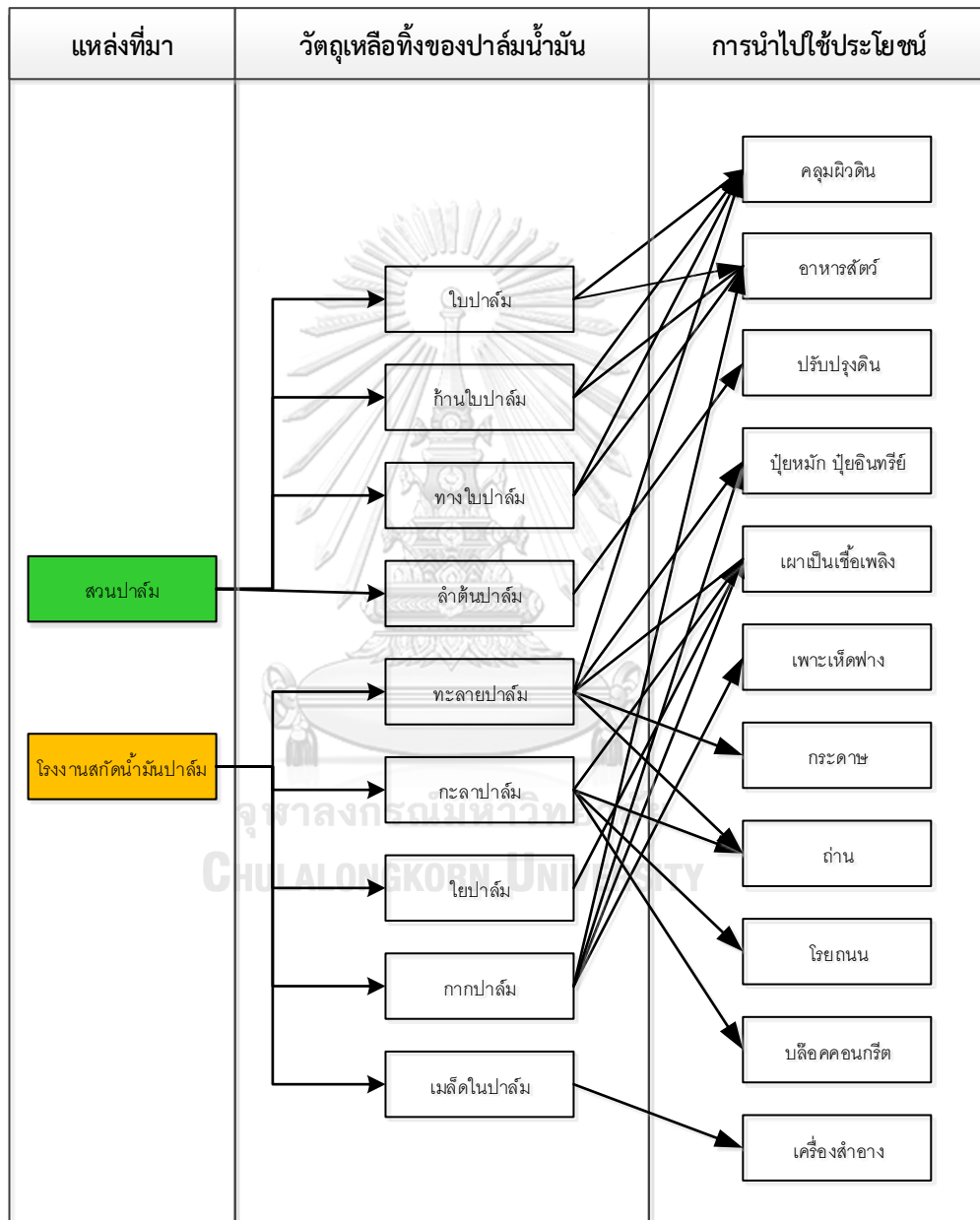
รูปที่ 4.1. วัสดุเหลือทิ้งจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม [71]

ของเสียที่เกิดจากกระบวนการจัดการสวนปาล์มได้แก่ ไຍปาล์ม ก้านใบปาล์ม ทางใบปาล์ม และลำต้นปาล์ม แสดงดังรูปที่ 4.2



รูปที่ 4.2 วัสดุเหลือทิ้งจากสวนปาล์ม [71]

จะเห็นได้ว่าวัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมันที่สามารถนำไปใช้ประโยชน์มาจาก 2 แหล่งหลักคือ จากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มและจากการดูแลสวนปาล์ม ปัจจุบันของเสียที่เกิดขึ้นเหล่านี้ได้รับความสนใจในการศึกษาเพื่อเพิ่มมูลค่าให้กับวัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมันและเพื่อลดปริมาณของเสียที่เกิดขึ้น การนำของเสียที่เกิดขึ้นไปใช้ประโยชน์แสดงดังแผนภาพรูปที่ 4.3



รูปที่ 4.3 แผนภาพแสดงการใช้ประโยชน์จากวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมัน

เมื่อพิจารณาความเป็นไปได้ของการเกิดวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันจากทั้ง 2 แหล่ง พบว่า จะเกิดในช่วงเวลาที่ต่างกัน กล่าวคือของเสียที่เกิดจากการจัดการสวนปาล์มมาจากการตัดแต่งทางใบ จะทำในช่วงที่มีผลผลิตต่ำ ส่วนการเก็บเกี่ยวทะลายปาล์มน้ำมันสดจะทำในตอนที่ปาล์มให้ผลผลิตสูง อีกทั้งของเสียที่เกิดจากการจัดการสวนปาล์มเองจะถูกใช้เป็นปุ๋ยและอาหารสัตว์ทั้งหมด

4.1.2 การเลือกวัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมัน

หลักในการพิจารณาเลือกส่วนของวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันสามารถพิจารณา 4 ปัจจัยหลักได้แก่

1. ศักยภาพในการใช้งาน

โดยจะเลือกกลุ่มของวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันที่มาจากโรงสกัดปาล์ม เนื่องจากกลุ่มนี้วัสดุกลุ่มนี้มีปริมาณมากพอที่จะนำไปใช้ประโยชน์ต่อได้ตลอดปี ส่วนกลุ่มที่มาจากสวนปาล์มนั้นโดยส่วนใหญ่เกษตรกรจะนำไปใช้ในการทำปุ๋ย บำรุงดิน และปกคลุมหน้าดินเพื่อให้ดินมีความชื้น นอกจากนี้ยังนำไปใช้เป็นอาหารสัตว์ อีกทั้งวัสดุเหลือทิ้งจากสวนปาล์มนั้นมีปริมาณที่ไม่สม่ำเสมอ กล่าวคือต้นของปาล์มต้องใช้เวลา 25-30 ปีถึงจะนำมาใช้ประโยชน์ได้ และการตัดแต่งทางใบก็มีช่วงเวลาในการตัดไม่สามารถที่จะตัดได้อย่างสม่ำเสมอ

2. เลือกนำส่วนที่มีการนำไปใช้ประโยชน์แต่ส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม

ปัจจุบันวัสดุเหลือทิ้งของน้ำมันปาล์มมีการนำไปใช้ประโยชน์มากขึ้น แต่ก็มี การนำไปใช้บางด้านที่ส่งผลต่อการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจก (Greenhouse gas, GHG) ซึ่งเป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดสภาวะโลกร้อน (Global Warming) ได้แก่ การนำส่วนของ ทะลายปาล์ม กะลาปาล์ม ใบปาล์มและ กากปาล์ม ไปใช้เผาเพื่อใช้เป็นเชื้อเพลิง ดังนั้นการเผาไหม้จะเกิดการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจก ได้แก่ ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ และก๊าซอื่น ๆ ที่เป็นมลพิษทางอากาศได้แก่ สารประกอบซัลเฟอร์ออกไซด์ (SO_x) และสารประกอบไนโตรเจนออกไซด์ (NO_x) เป็นต้น โดยหากนำวัสดุเหลือทิ้งทางการเกษตรของปาล์มน้ำมันกลุ่มนี้มาเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิสร่วมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Pyrolysis Integrated with Gasification and Hydrotreating process) ก็จะช่วยลดการปลดปล่อยก๊าซเรือนกระจกได้และยังได้พลังงานทดแทนกลับมาแทน

3. ต้องการเพิ่มมูลค่า (Value-added) ให้กับวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมัน

จากวิธีการใช้ประโยชน์ในปัจจุบันเช่น การนำทะลายปาล์มไปคลุมผิวดิน การนำกากปาล์มไปเพาะเห็ดฟาง หรือการนำกะลาปาล์มไปทำถ่านหรือโรยถนนนั้น ยังสามารถเพิ่มมูลค่าให้กับวัสดุเหลือทิ้งจากปาล์มน้ำมันเหล่านี้ได้อีกโดยการนำมาเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิสรวมกับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Pyrolysis Integrated with Gasification and Hydrotreating process) เพื่อให้ได้พลังงานเชื้อเพลิงทดแทนได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และพลังงานไฮโดรเจนออกมา เป็นการสร้างมูลค่าที่สูงขึ้นให้กับวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมัน

4. ไม่กระทบต่อการนำไปใช้เพื่อการบริโภค

วัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันที่จะนำมาศึกษานั้นต้องไม่กระทบต่อห่วงโซ่อาหารทั้งของมนุษย์และของสัตว์ เช่น ทางใบปาล์มที่เกษตรกรนำมาใช้เลี้ยงสัตว์เคี้ยวเอื้อง อาทิ โค วัว ควาย ม้า แพะ เป็นต้น ดังนั้นหากนำทางใบปาล์มมาผลิตพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนก็จะส่งผลต่อห่วงโซ่อาหารของสัตว์และจะกระทบต่อมนุษย์เป็นลำดับถัดมา

จากการพิจารณาถึงปัจจัยหลัก 4 ปัจจัยข้างต้นพบว่าวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันที่สามารถนำมาศึกษาในงานวิจัยได้แก่ ทะลายปาล์ม กะลาปาล์ม และใยปาล์ม แต่เนื่องจากกระบวนการที่สนใจศึกษาเป็นการใช้กระบวนการเปลี่ยนแปลงทางความร้อน (Thermal conversion) ในการเปลี่ยนวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันไปเป็นพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชีวภาพ และไฮโดรเจน โดยผ่านกระบวนการไพโรไลซิส และกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นหลัก ดังนั้นจำเป็นต้องพิจารณาคูณสมบัติที่เหมาะสมในการเลือกเป็นวัตถุดิบของกระบวนการที่จะศึกษา^[25] โดยหลักในการพิจารณาเพิ่มสำหรับทะลายปาล์ม กะลาปาล์ม และใยปาล์ม คือ

1. การวิเคราะห์องค์ประกอบของวัสดุ

ทะลายปาล์มที่มีองค์ประกอบเป็นโฮโลเซลลูโลส (holocellulose) ซึ่งประกอบด้วยเซลลูโลส (Cellulose) และเฮมิเซลลูโลส (hemicellulose) ในขณะที่กะลาปาล์มมีองค์ประกอบส่วนใหญ่เป็นลิกนิน (Lignin) ซึ่งสลายตัวได้ในอุณหภูมิที่สูงกว่า

2. การวิเคราะห์องค์ประกอบของธาตุด้วยวิธีการวิเคราะห์แบบละเอียด (Ultimate analysis)

กะลาปาล์มมีจำนวนคาร์บอนมากที่สุดซึ่งเหมาะกับการนำไปใช้เป็นพลังงานเชื้อเพลิงทดแทน รองลงมาคือทะลายปาล์มและใยปาล์มตามลำดับ

3. การวิเคราะห์ค่า Fuel index สำหรับประเมินความสามารถในการเผาไหม้

จากการวิเคราะห์พบว่ากะลาปาล์มมีค่ามากที่สุดรองลงมาคือใยปาล์มและทะลายปาล์ม

4. การวิเคราะห์องค์ประกอบธาตุหลักโดยใช้เครื่องมือ Inductively coupled plasma atomic emission spectroscopy (ICP-AES)

ทะลายปาล์มมีพวกโลหะอัลคาไลไนต์ได้แก่ แคลเซียม (Ca) และโพแทสเซียม (K) มากสุด รองลงมาคือใยปาล์ม และกะลาปาล์มมีน้อยสุด การที่มีโลหะอัลคาไลไนต์มากอาจส่งผลให้เกิดตะกรันที่เคลือบตามผนัง (Slagging) และตะกรันที่เคลือบตามท่อ (Fouling) ในเตาแก๊สซีไฟเออร์ของ กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันได้ส่งผลให้ประสิทธิภาพของเตาต่ำลง

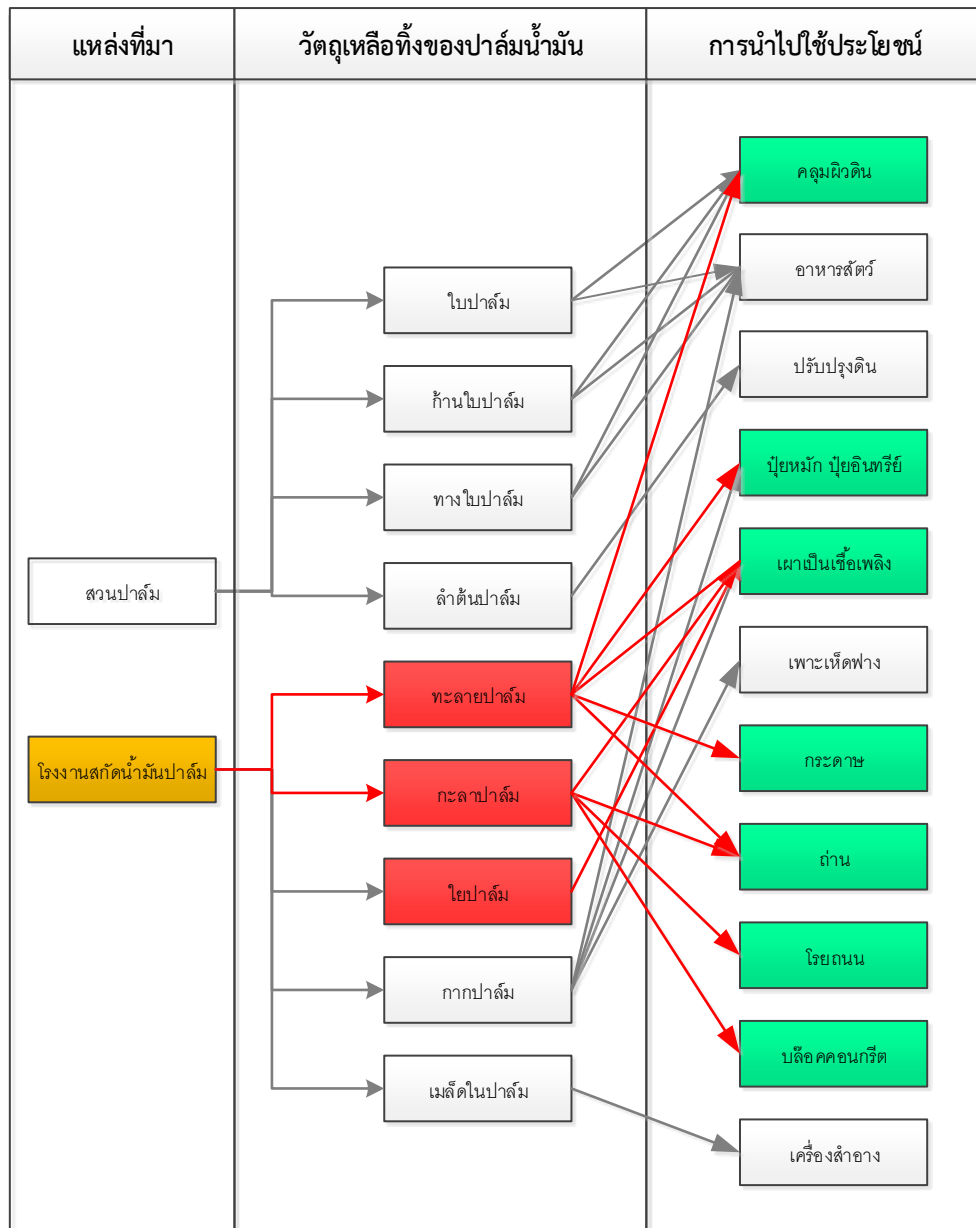
5. การวิเคราะห์ปริมาณคลอไรด์ (Chloride)

กะลาปาล์มมีค่าคลอไรด์น้อยสุดโดยทะลายปาล์มมีค่ามากที่สุดรองลงมาใยปาล์ม การที่มีค่าคลอไรด์มากแสดงถึงความเป็นพิษจากการเผาวัสดุแต่ละประเภท

6. การศึกษาอุณหภูมิการหลอมของเถ้า

ทะลายปาล์มมีค่าการรองลงมาคือใยปาล์มและกะลาปาล์ม แสดงให้เห็นว่าเถ้าที่เกิดจาก ทะลายปาล์มจะหลอมตัวได้ที่อุณหภูมิต่ำกว่าของวัสดุชีวมวลที่เหลือ

ดังนั้นจากการพิจารณาคูณสมบัติต่าง ๆ ของของวัสดุชีวมวลเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันพบว่า ทะลายปาล์ม มีคุณสมบัติที่ดีกว่าใยปาล์มและกะลาปาล์ม ในด้านองค์ประกอบของเนื้อวัสดุ จำนวนคาร์บอนและการดำเนินการของกระบวนการเกิดปัญหาน้อยกว่ากะลาปาล์มเนื่องจากมีโลหะอัลคาไลไนต์ปริมาณน้อยกว่าอีกทั้งยังมีค่าความสามารถในการเผาไหม้ (Fuel index) ที่มากที่สุด งานวิจัยนี้ จึงเลือกใช้ทะลายปาล์มเป็นวัตถุดิบตั้งต้นของกระบวนการการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนซึ่งได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน



รูปที่ 4.4 แผนภาพแสดงการเลือกวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมันสำหรับการศึกษาในงานวิจัย

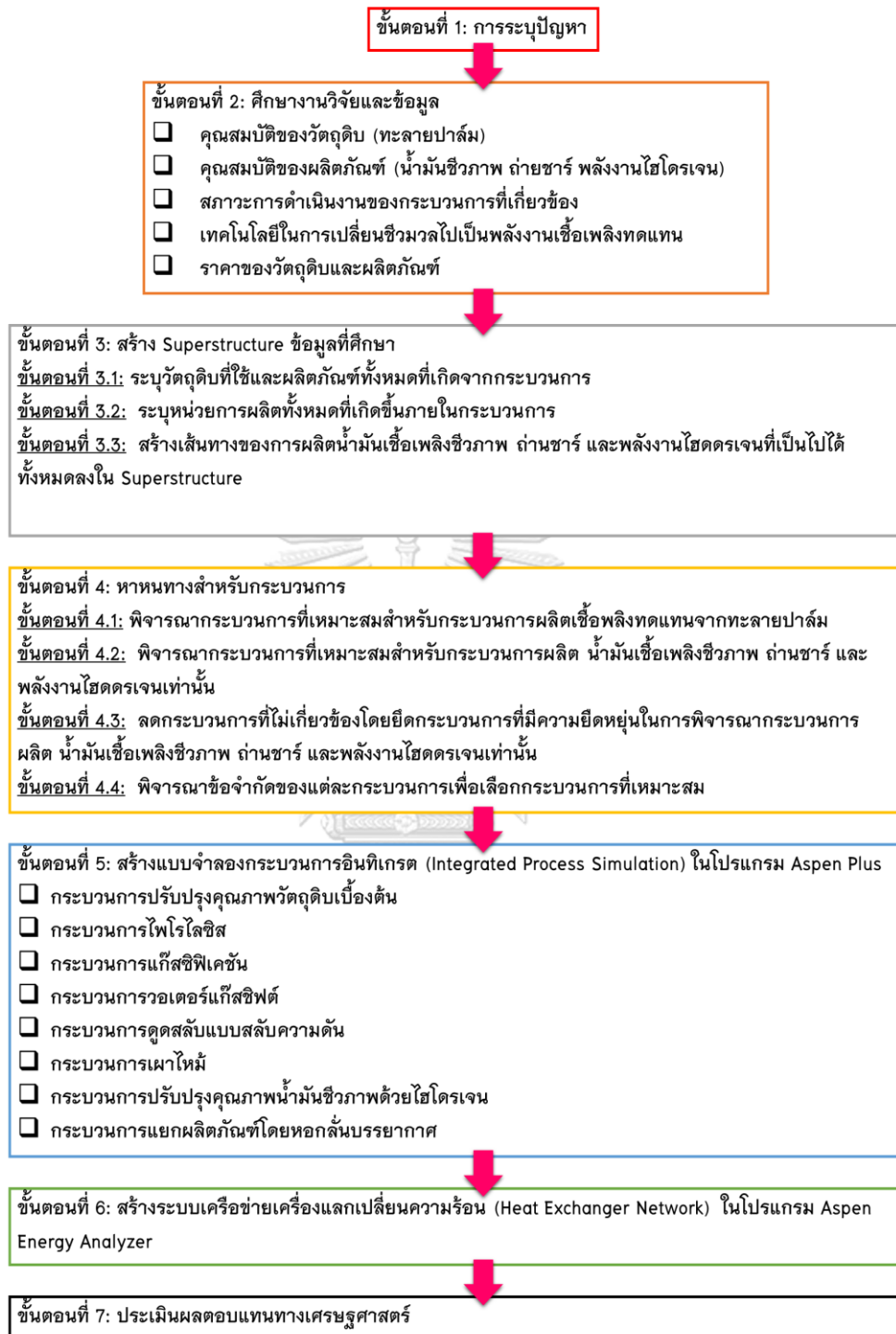
4.2 การออกแบบกระบวนการศึกษา (Superstructure)

ต้องการสร้างโมเดลสำหรับ Superstructure จากการศึกษาสถานะที่เหมาะสม (optimization) สำหรับกระบวนการผลิตที่หลากหลาย (Multi-product) ได้แก่ น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ประกอบด้วยสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จากทะลายปาล์มซึ่ง

เป็นเศษวัสดุเหลือทิ้งชีวมวลของปาล์มน้ำมันจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม สาเหตุที่สนใจทะลายปาล์ม นั้นเนื่องจากไม่ใช่วัตถุดิบที่ใช้สำหรับอุตสาหกรรมอาหาร และเครื่องสำอาง ทำให้การแข่งขันทาง อุตสาหกรรมไม่สูงและเพื่อลดความเสี่ยงในการลงทุน ทะลายปาล์มเหมาะที่จะเป็นวัตถุดิบที่ใช้ใน การศึกษาเนื่องจากมีปริมาณมาก เก็บได้ง่ายเนื่องจากเป็นของชีวมวลที่เป็นของแข็ง ให้ปริมาณ ผลิตภัณฑ์ที่สูงและเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับวัสดุเหลือทิ้งของปาล์มน้ำมัน วัตถุประสงค์ของการทำ Superstructure เพื่อรวบรวมหน่วยการผลิตทั้งหมดของกระบวนการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงชีวภาพที่ สนใจศึกษาซึ่งประกอบด้วย กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment) กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) กระบวนการวอเตอร์ แก๊สชิฟต์ (Water gas shift) กระบวนการการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) กระบวนการเผาไหม้ (Combustion) กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพโดย ใช้ไฮโดรเจน (Hydrotreating) และกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์ด้วยวิธีการกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process) เพื่อนำเสนอเส้นทางที่มีศักยภาพในการเปลี่ยนทะลายปาล์ม ไปเป็นสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน

จากความหลากหลายของเทคโนโลยีในการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และ ก๊าซ ไฮโดรเจน สุดทำงานวิจัยนี้จะนำเสนอ Superstructure ที่สามารถผลิตผลิตภัณฑ์เชื้อเพลิงชีวภาพ ได้หลากหลาย กล่าวคือสามารถผลิตได้ทั้งน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน

การออกแบบกระบวนการเปลี่ยนทะลายปาล์มไปเป็นพลังงานเชื้อเพลิงทดแทน แสดง ขั้นตอนในการออกแบบกระบวนการที่ศึกษาทั้งหมด 7 ขั้นตอนดังรูปที่ 4.5



รูปที่ 4.5 แสดงขั้นตอนในการออกแบบกระบวนการที่ต้องการศึกษา

ขั้นตอนที่ 1 การระบุปัญหา

ต้องการศึกษา superstructure ที่มีหลายวิธีในการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ประกอบด้วยสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน โดยกระบวนการที่เกี่ยวข้อง ได้แก่ กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment) กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis) กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift) กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) กระบวนการเผาไหม้ (Combustion) กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพโดยใช้ไฮโดรเจน (Hydrotreating) และกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์ด้วยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation) เป็นต้น ปัญหาคือต้องการหาเส้นทางกระบวนการผลิตและสภาวะที่เหมาะสมของแต่ละกระบวนการผลิตที่เหมาะสมกับการน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ และก๊าซไฮโดรเจน โดยมีการใช้เงื่อนไขเพื่อได้ผลิตภัณฑ์ที่สนใจศึกษาสูงสุด และลดการสูญเสียพลังงานในกระบวนการผลิต

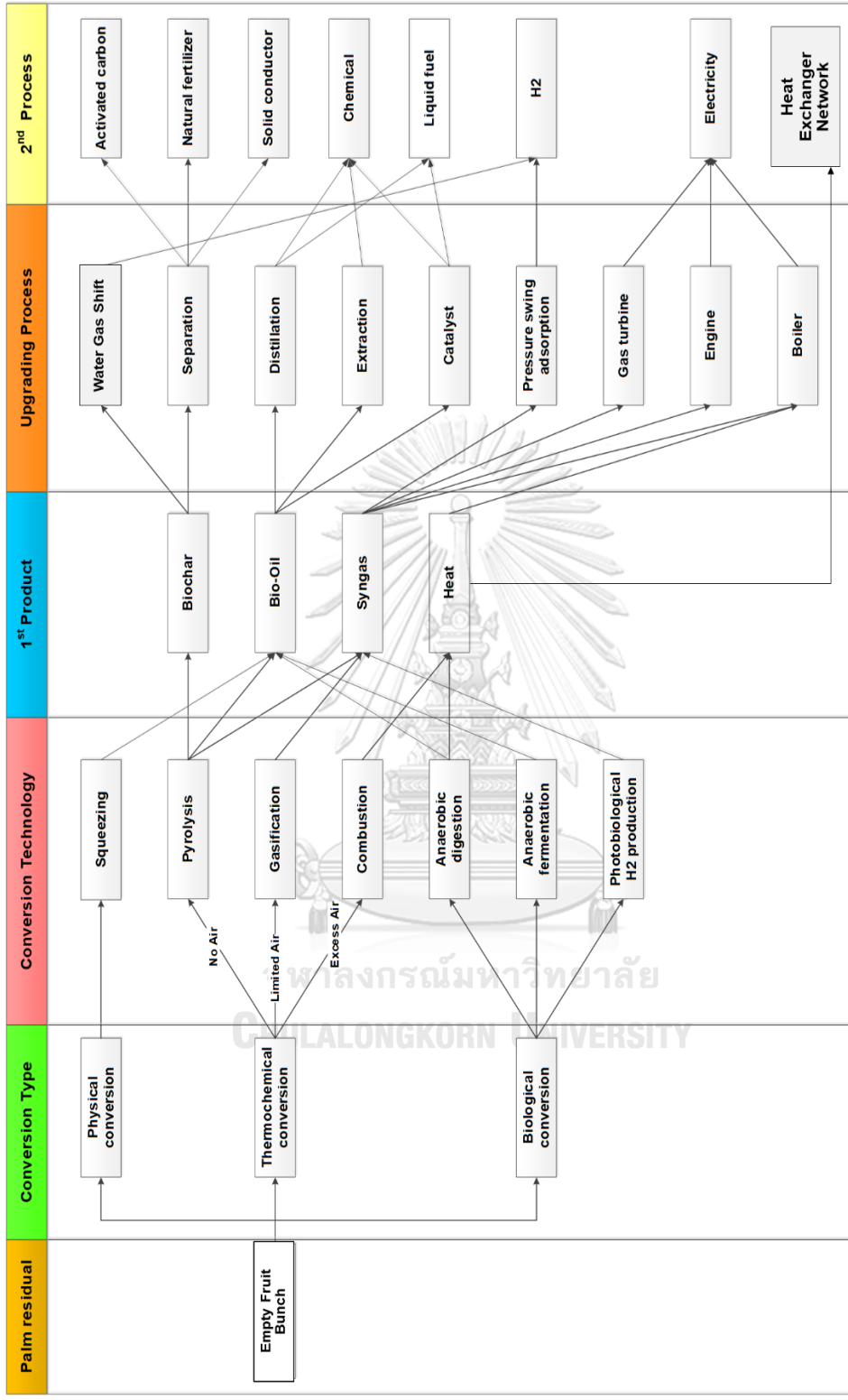
ขั้นตอนที่ 2 ศึกษาวิจัยและหาข้อมูล

ในขั้นตอนนี้เป็นการค้นคว้าหาข้อมูลจากฐานข้อมูลและจากงานวิจัยที่ได้มีการตีพิมพ์ โดยข้อมูลที่ศึกษาได้แก่ ข้อมูลของวัตถุดิบ ผลิตภัณฑ์หลักและผลิตภัณฑ์ข้างเคียงที่ได้รับ กระบวนการเปลี่ยนชีวมวลไปเป็นพลังงาน ปฏิกริยาที่เกิดขึ้นในกระบวนการ ค่าคอนเวอร์ชัน (conversion) ราคารับซื้อวัตถุดิบ ราคาขายผลิตภัณฑ์และสภาวะในการดำเนินการ โดยข้อมูลทั้งหมดที่ได้ศึกษาจะถูกนำไปสร้างเป็น Superstructure ในขั้นตอนที่ 3

ขั้นตอนที่ 3 สร้าง Superstructure จากข้อมูลที่ศึกษา

นำข้อมูลที่ศึกษาจากขั้นตอนที่ 2 มาสร้างเป็น Superstructure โดยมีรายละเอียดที่สำคัญ ดังนี้

- 3.1 ระบุวัตถุดิบที่ใช้และผลิตภัณฑ์ทั้งหมดที่เกิดขึ้นจากกระบวนการที่ศึกษา
- 3.2 ระบุหน่วยการผลิตที่เกิดขึ้นทั้งหมดในกระบวนการ
- 3.3 สร้างเส้นทางของการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน ที่เป็นไปได้ทั้งหมดลงใน Superstructure



รูปที่ 4.6 สร้างเส้นทางของการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนที่เป็นไปได้ทั้งหมด

ขั้นตอนที่ 4 หาทางเลือกสำหรับกับบวณการ

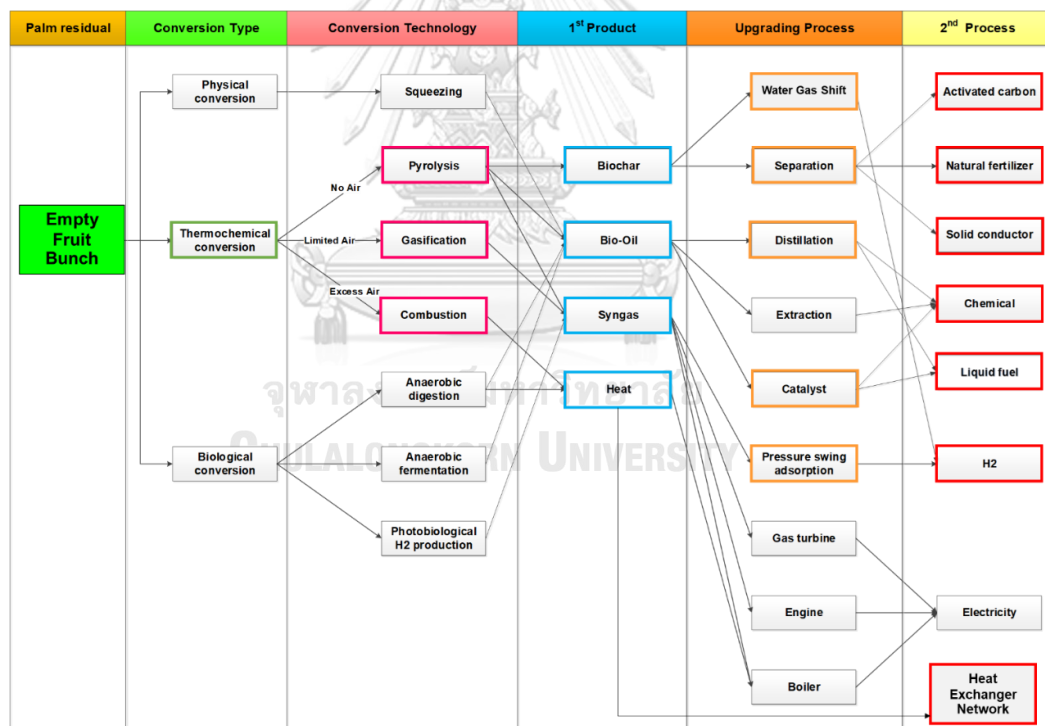
จาก Superstructure ที่สร้างขึ้นในขั้นตอนที่ 3 จะเห็นได้ว่ามีหลายเส้นทางที่สามารถผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่สนใจ ดังนั้นจะต้องทำการหาทางเลือกในการลดกระบวนการที่ใช้ โดยมีวิธีดังนี้

4.1 พิจารณากระบวนการที่เหมาะสมสำหรับการผลิตเชื้อเพลิงทดแทนจากทะเลสาบปาล์ม

4.2 พิจารณากระบวนการที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน เท่านั้น

4.3 ลดจำนวนกระบวนการที่ไม่เกี่ยวข้องโดยยึดกระบวนการที่มีความยืดหยุ่นที่สามารถที่ผลิตพลังงานเชื้อเพลิงชีวภาพได้หลากหลาย (Multi-product) ของผลิตภัณฑ์ที่สนใจศึกษาได้

4.4 พิจารณาข้อจำกัดของแต่ละกระบวนการเพื่อเลือกกระบวนการที่เหมาะสมในการออกแบบกระบวนการผลิต



รูปที่ 4.7 สร้างเส้นทางที่เลือกศึกษาของกระบวนการผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ ถ่านชาร์ และแก๊สไฮโดรเจน

ขั้นตอนที่ 5 การสร้างแบบจำลองกระบวนการโดยใช้โปรแกรม Aspen plus

ในขั้นตอนนี้จะเป็นการนำกระบวนการที่ได้ศึกษาจากขั้นตอนที่ 4 มาสร้างแบบจำลองกระบวนการลงในโปรแกรม Aspen plus เพื่อศึกษาปัจจัยต่าง ๆ ที่มีผลต่อปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ โดยมีการพิจารณาในแต่ละกระบวนการหลักดังนี้

1. กระบวนการไพโรไลซิส

วิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) ของอุณหภูมิของกระบวนการที่มีผลต่อปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ ได้แก่ น้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และ ก๊าซไม่กลั่นตัว และเลือกสภาวะที่เหมาะสม (Optimization) ในการผลิตน้ำมันชีวภาพที่มากที่สุด

2. กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

วิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) ของปัจจัยที่สำคัญที่ส่งผลต่อปริมาณและประเภทของแก๊สสังเคราะห์ที่ได้รับ (Syngas) ได้แก่ อุณหภูมิและปริมาณไอน้ำที่ใช้ทำปฏิกิริยา เป็นต้น

3. กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์

วิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) ของปัจจัยที่สำคัญที่ส่งผลต่อการเกิดก๊าซไฮโดรเจนจากการใช้แก๊สสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสทำปฏิกิริยากับน้ำ ได้แก่ อุณหภูมิ ปริมาณไอน้ำและความร้อนของไอน้ำที่ป้อนเข้าระบบ เป็นต้น

4. กระบวนการเผาไหม้

วิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity Analysis) ของปัจจัยที่สำคัญที่ส่งผลต่อค่าความร้อนที่ได้รับจากการเผาไหม้ก๊าซ (Off Gas) ที่ได้จากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันหลังจากที่แยกไฮโดรเจนบริสุทธิ์ออกแล้ว ได้แก่ อุณหภูมิ เป็นต้น

5. กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน

วิเคราะห์ปริมาณไฮโดรเจนที่ต้องใช้ในการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันชีวภาพเพื่อกำจัดสารอินทรีย์ได้น้ำออกจากตัวน้ำมันชีวภาพ และประเมินศักยภาพในส่วนของ สัดส่วนของสารอินทรีย์ (Organics fraction) สำหรับเป็นวัตถุดิบตั้งต้นของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหากลั่นแบบบรรยากาศ และสัดส่วนของสารอินทรีย์ (Aqueous fraction) สำหรับเป็นวัตถุดิบตั้งต้นของกระบวนการใช้น้ำได้แก่ กระบวนการปฏิรูปด้วยไอน้ำ กระบวนการใช้ไอน้ำไปปั่นเทอไบน์เพื่อผลิตไฟฟ้า เป็นต้น

6. กระบวนการแยกผลิตภัณฑ์ด้วยหอกลั่นบรรยากาศ

วิเคราะห์ค่า Reflux ratio และจำนวน Stage ที่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ ทั้ง 5 ประเภทได้แก่ ก๊าซ ก๊าซโซลีน แนฟทา เคโรซีน และเบนซิน เป็นต้น

ขั้นตอนที่ 6 การสร้างระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat integration) โดยใช้โปรแกรม Aspen Energy Analyzer

หลังจากที่ได้แบบจำลองกระบวนการที่สร้างขึ้นจากขั้นตอนที่ 5 แล้ว การดำเนินในสถานะที่ดีที่สุดที่สามารถให้ผลผลิตน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ และก๊าซไฮโดรเจนได้มากที่สุดจะถูกนำมาศึกษาในการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network) เพื่อให้เกิดการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสความร้อน (Hot stream) และกระแสน้ำเย็นมากที่สุด โดยใช้หลักการวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis) ส่งผลให้ใช้พลังงานจากกระแสน้ำร้อน (Utility) น้อยที่สุด เพื่อเป็นการประหยัดพลังงานที่ใช้ในระบบ นอกจากนี้ยังสามารถหาจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยที่สุดของกระบวนการเพื่อลดค่าใช้จ่ายในการลงทุน

ขั้นตอนที่ 7 การประเมินผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

หลังจากที่ทราบกระบวนการในการผลิต น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ประกอบด้วยสารไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน อีกทั้งยังทราบจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องใช้ในกระบวนการจากขั้นตอนที่ 6 แล้ว ในขั้นตอนนี้จะเป็นการศึกษาการประเมินราคาในการจัดตั้งโรงงานโดยการวิเคราะห์ราคาอุปกรณ์ต่าง ๆ ที่ใช้ในระบบ ค่าใช้จ่ายอื่น ๆ ที่เกี่ยวข้อง และรายรับจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการ เพื่อนำไปคำนวณหาความคุ้มค่าในการลงทุนในลำดับถัดไป

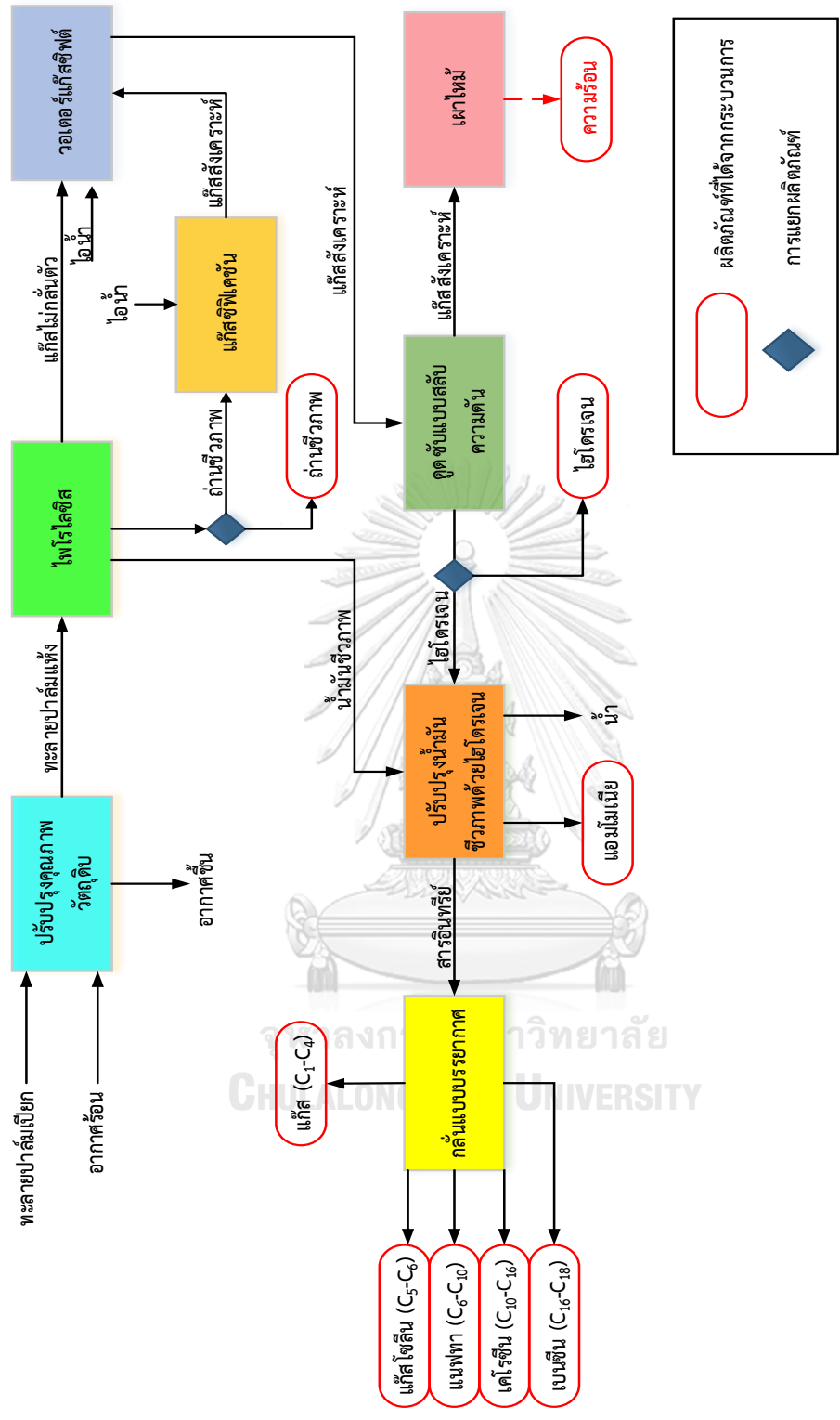
4.3 แบบจำลองของกระบวนการสำหรับเปลี่ยนทะเลาะปาล์มไปเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพโดยโปรแกรม Aspen Plus

วัสดุเหลือทิ้งทะเลาะปาล์มที่ได้จากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มถูกนำมาพิจารณาเพื่อเพิ่มมูลค่าโดยการเปลี่ยนไปเป็นพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพที่หลากหลายผ่านแบบจำลองของ

กระบวนการที่ต้องการศึกษาซึ่งถูกสร้างขึ้นจากการใช้โปรแกรมแอสเพน พลัส เวอร์ชัน 10 (Aspen Plus v.10) โดยแบบจำลองของกระบวนการสามารถแบ่งออกเป็น 4 ส่วนหลักได้แก่

- 1) ส่วนการผลิตน้ำมันชีวภาพ ก๊าซไม่กลั่นตัว และถ่านชาร์ ประกอบด้วย
 - 1.1 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment)
 - 1.2 กระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process)
- 2) ส่วนการผลิตก๊าซไฮโดรเจน
 - 2.1 กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process)
 - 2.2 กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift process)
 - 2.3 กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption process)
- 3) ส่วนการผลิตความร้อน (Heat generation)
 - 3.1 กระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)
- 4) ส่วนของไบโอรีไฟเนอรี (Biorefinery)
 - 4.1 กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process)
 - 4.2 กระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process)

โดยทั้ง 4 ส่วนหลักประกอบด้วย 8 กระบวนการย่อยซึ่งถูกออกแบบให้ดำเนินการแบบสอดคล้องต่อเนื่องกันสำหรับการผลิตเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพ กล่าวคือผลิตภัณฑ์หลัก (Main product) และผลิตภัณฑ์ข้างเคียง (By-product) ที่ได้จากของแต่ละกระบวนการจะถูกส่งเข้าไปอีกกระบวนการเพื่อให้ได้เชื้อเพลิงชีวภาพที่มีปริมาณและคุณภาพมากที่สุด ดังรูป 4.8



รูปที่ 4.8 แผนผังของกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพที่ทำการศึกษา

สำหรับงานวิจัยนี้สนใจนำทะลายปาล์มที่ได้จากโรงงานหีบปาล์มซึ่งเป็นวัสดุประเภทลิกโนเซลลูโลส (Lignocellulose) โดยมีอัตราการป้อนเข้าสู่กระบวนการที่ 8 ตันต่อชั่วโมงอ้างอิงจากโรงงานระดับเชิงพาณิชย์ (Commercial Scale) ของบริษัท Dynamotive [72] ที่ประเทศแคนาดา ซึ่งเป็นบริษัทที่ได้จดสิทธิบัตรสำหรับกระบวนการผลิตน้ำมันชีวภาพ (Bio-oil) ด้วยเทคโนโลยีไพโรไลซิสแบบไว (Fast pyrolysis) โดยมีอัตราการป้อนชีวมวลสูงสุดที่ 200 ตันต่อวัน แสดงดังรูปที่ 4.9



รูปที่ 4.9 โรงงานผลิตไบโอออยล์ของบริษัท Dynamotive⁽⁵⁶⁾

สำหรับการวิเคราะห์คุณสมบัติสำคัญของทะลายปาล์มสามารถใช้วิธีวิเคราะห์ได้แก่ การวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis) ประกอบไปด้วยการวิเคราะห์หาความชื้น (moisture) เถ้า (ash) ไอระเหย (volatile matter) และคาร์บอนคงตัว (fixed carbon) การวิเคราะห์แบบละเอียด (Ultimate Analysis) เพื่อหาปริมาณธาตุ ได้แก่ คาร์บอน (C) ไฮโดรเจน (H) ไนโตรเจน (N) ซัลเฟอร์ (S) และออกซิเจน (O) นอกจากนี้ยังมีการวิเคราะห์ทางชีวเคมี (Biochemical analysis) เพื่อบอกสัดส่วนของ เซลลูโลส (Cellulose) เฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) และลิกนิน (Lignin)

โดยค่าการวิเคราะห์จากวิธีดังกล่าวที่นำมาใช้ในศึกษาในการสร้างแบบจำลองกระบวนการแสดงดัง
ตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 คุณสมบัติที่สำคัญของทะเลสาบปาล์มที่ใช้ในการศึกษา [50]

การวิเคราะห์คุณสมบัติ	ร้อยละโดยมวล
<u>การวิเคราะห์เชิงปริมาณ (Proximate analysis)</u>	
ความชื้น (Moisture)	7.95
เถ้า (ash)	5.36
ไฮดรอกซี (volatile matter)	83.86
คาร์บอนคงตัว (fixed carbon)	10.78
<u>การวิเคราะห์ทางชีวภาพ (Biochemical analysis)</u>	
เซลลูโลส (Cellulose)	59.7
เฮมิเซลลูโลส (Hemi-cellulose)	22.1
ลิกนิน (Lignin)	18.1
<u>การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis)</u>	
คาร์บอน (C)	49.07
ไฮโดรเจน (H)	6.48
ไนโตรเจน (N)	0.7
ซัลเฟอร์ (S)	<0.1
ออกซิเจน (O)	38.29

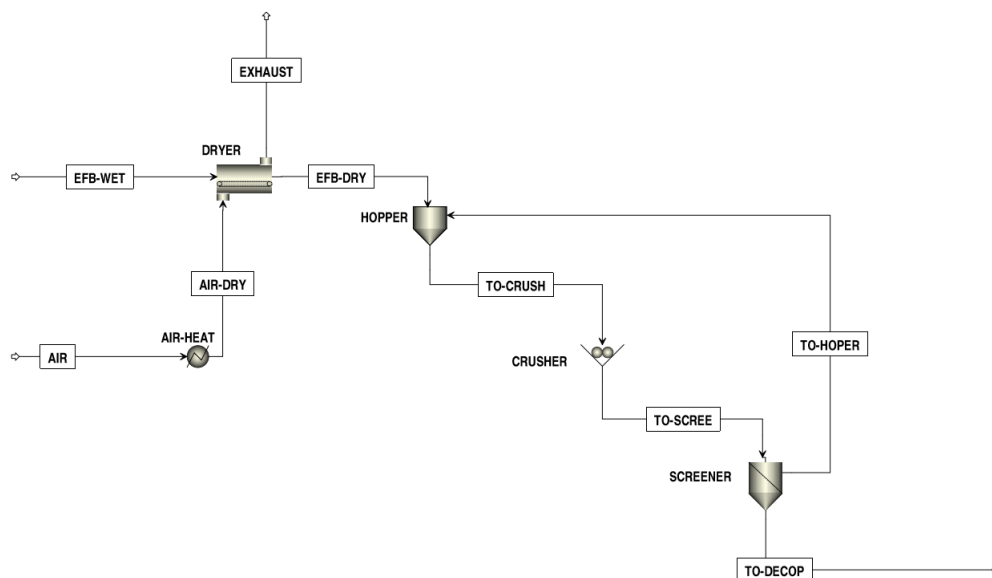
โดยทั่วไปทะเลาะปาล์มที่ได้จากกระบวนการสกัดปาล์มน้ำมันนั้นจะมีความชื้นสูงกว่าทะเลาะปาล์มสดที่เก็บจากต้นปาล์ม เนื่องจากในกระบวนการผลิตน้ำมันปาล์มนั้นจะมีขั้นตอนที่เรียกว่า “การอบทะเลาะด้วยไอน้ำ (Sterilization)” [23] เป็นการนำทะเลาะปาล์มสดที่มีผลปาล์มไปอบไอน้ำที่อุณหภูมิ 130 ถึง 135 องศาเซลเซียส และใช้ความดันในช่วง 2.5 ถึง 3 บาร์ โดยใช้ระยะเวลา 50 ถึง 75 นาที ประโยชน์จากการอบทะเลาะด้วยไอน้ำจะช่วยหยุดปฏิกิริยาไลโปไลซิส (Lipolysis reaction) ที่ก่อให้เกิดกรดไขมันอิสระในผลปาล์มและยังช่วยให้ผลปาล์มอ่อนนุ่มหลุดจากชั้วผลได้ง่าย นอกจากนี้ทะเลาะปาล์มที่ได้จากกระบวนการยังมีขนาดที่ใหญ่ โดยมีความยาวมากกว่า 30 เซนติเมตร [73] ดังรูปที่ 4.10 ดังนั้นก่อนการนำทะเลาะปาล์มไปใช้ประโยชน์ต้องมีการไล่ความชื้นออกและลดขนาดทะเลาะปาล์มก่อน เพื่อให้เหมาะสมในการนำไปใช้ประโยชน์ต่อไป



CHULALONGKORN UNIVERSITY

รูปที่ 4.10 การวัดเทียบขนาดความยาวของทะเลาะปาล์ม [73]

4.3.1 แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment)



รูปที่ 4.11 แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

วัตถุประสงค์สำหรับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบคือ กำจัดความชื้นที่มีอยู่ในทะลายปาล์มและลดขนาดของทะลายปาล์มให้มีขนาดเล็กลง การนำทะลายปาล์มที่มีความชื้นสูงเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิสจะทำให้ได้รับผลิตภัณฑ์ก๊าซที่ไม่กลิ่นตัวที่มีค่าความร้อนต่ำ และน้ำมันชีวภาพมีองค์ประกอบของออกซิเจนมากซึ่งส่งผลให้น้ำมันชีวภาพที่ได้รับมีคุณภาพลดลง นอกจากนี้ทะลายปาล์มมีรูปร่างที่ใหญ่จำเป็นต้องทำการบดย่อย ให้มีขนาดเล็กลงก่อนเข้าสู่กระบวนการไพโรไลซิสเพื่อเพิ่มพื้นที่ผิวให้สามารถสลายตัวทางความร้อนได้ง่ายขึ้น โดยการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบมีส่วนประกอบดังนี้

สาย “E-FB-WET” แสดงถึงทะลายปาล์มเปียก (ความชื้นอยู่ร้อยละ 62) ซึ่งเป็นวัตถุดิบหลักของกระบวนการที่ทำการศึกษา มีหน้าที่จำลองการป้อนทะลายปาล์มเปียกจากสถานที่เก็บมาเข้าสู่กระบวนการ เพื่อทำการไล่ความชื้นโดยอัตราการป้อนทะลายปาล์มเปียกเข้าสู่กระบวนการที่ 19,579 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สำหรับการสร้างองค์ประกอบของทะลายปาล์มเปียกในโปรแกรมแอสเพน พลัส นั้นเริ่มต้นจะถูกกำหนดให้เป็นสารที่มีองค์ประกอบแบบไม่ธรรมดา (Non-conventional component) เนื่องจากในฐานข้อมูลของโปรแกรมไม่มีสารที่องค์ประกอบของทะลายปาล์มโดยตรง

ดังนั้นสายนี้จะมีการใส่องค์ประกอบที่สำคัญจากตารางที่ 4.1 ลงไปเพื่อให้สารที่กำหนดขึ้นแสดงถึง ทะลายปาล์ม

สาย “EFB-DRY” แสดงถึงทะลายปาล์มแห้ง โดยในการศึกษาสนใจลดความชื้นลงเหลือไม่เกินร้อยละ 7 หลังจากที้ออกจากกระบวนการลดความชื้นแล้ว ทะลายปาล์มแห้งจะถูกป้อนเข้าสู่ ภาชนะรองรับ โดยในแบบจำลองใช้ชื่อว่า “HOPPER” เพื่อรอนำไปบดลดขนาดต่อไป

สาย “AIR” แสดงถึงอากาศที่อุณหภูมิบรรยากาศ (Ambient temperature) โดยในการศึกษากำหนดให้มีอุณหภูมิเท่ากับ 25 องศาเซลเซียส ถูกนำมาใช้ในระบบเพื่อเป็นตัวกลางในการ ไล่ความชื้นออกจากทะลายปาล์ม

สาย “AIR-DRY” แสดงถึงอากาศร้อนที่ถูกให้ความร้อนโดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนใน กระบวนการชื่อ “AIR-HEAT” เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นที่ 381 องศาเซลเซียสและเตรียมป้อนเข้าสู่ เครื่องไล่ความชื้น “DRYER” ต่อไป

สาย “EXHAUST” แสดงถึงอากาศชื้นเนื่องจากมีน้ำที่ระเหยออกจากทะลายปาล์มเปียก ออกมาผสมอยู่ด้วย โดยองค์ประกอบของสาย “EXHAUST” ประกอบด้วยอากาศซึ่งประกอบด้วย ก๊าซออกซิเจนรวมกับก๊าซไนโตรเจน และน้ำที่ร้อยละ 78 และ 22 ตามลำดับ

สาย “TO-CRUSH” แสดงถึงสายการนำทะลายปาล์มแห้งที่ไล่ความชื้นออกแล้วป้อนเข้าสู่ เครื่องบดทะลายปาล์มที่ชื่อว่า “CRUSHER” เพื่อลดขนาดให้เล็กลง

สาย “TO-SCREE” แสดงถึงสายทะลายปาล์มแห้งที่ถูกบดให้มีขนาดที่เล็กลงซึ่งมีขนาดที่ กำหนดอยู่ในช่วงตั้งแต่ 1 ถึง 200 มิลลิเมตร ถูกนำเข้าสู่ตะแกรงแยกเพื่อคัดแยกขนาดของทะลาย ปาล์มบดโดยตะแกรงแยกในการกระบวนการจำลองใช้ชื่อว่า “SCREENER”

สาย “TO-HOPER” แสดงถึงขนาดของทะลายปาล์มแห้งที่มีขนาดใหญ่กว่า 2 มิลลิเมตรจะ ถูกนำป้อนกลับไปเข้าสู่ “HOPPER” เพื่อทำการบดอีกครั้ง

สาย “TO-DECOMP” แสดงถึงสายของทะลายปาล์มแห้งที่มีขนาดเล็กกว่าหรือเท่ากับ 2 มิลลิเมตร ที้ออกจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเพื่อเข้าสู่กระบวนการถัดไป

เครื่องไล่ความชื้น “DRYER” เป็นอุปกรณ์สำหรับให้ทะลายปาล์มเปียกกับอากาศร้อนสัมผัส กัน ความร้อนจากอากาศจะช่วยนำความชื้นในทะลายเปียกออก โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า

“Dryer” ของโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับวิธีการแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นแบบการสัมผัส (Contact dryer) โดยมีความยาวของเครื่องกำหนดที่ 4 เมตร [74]

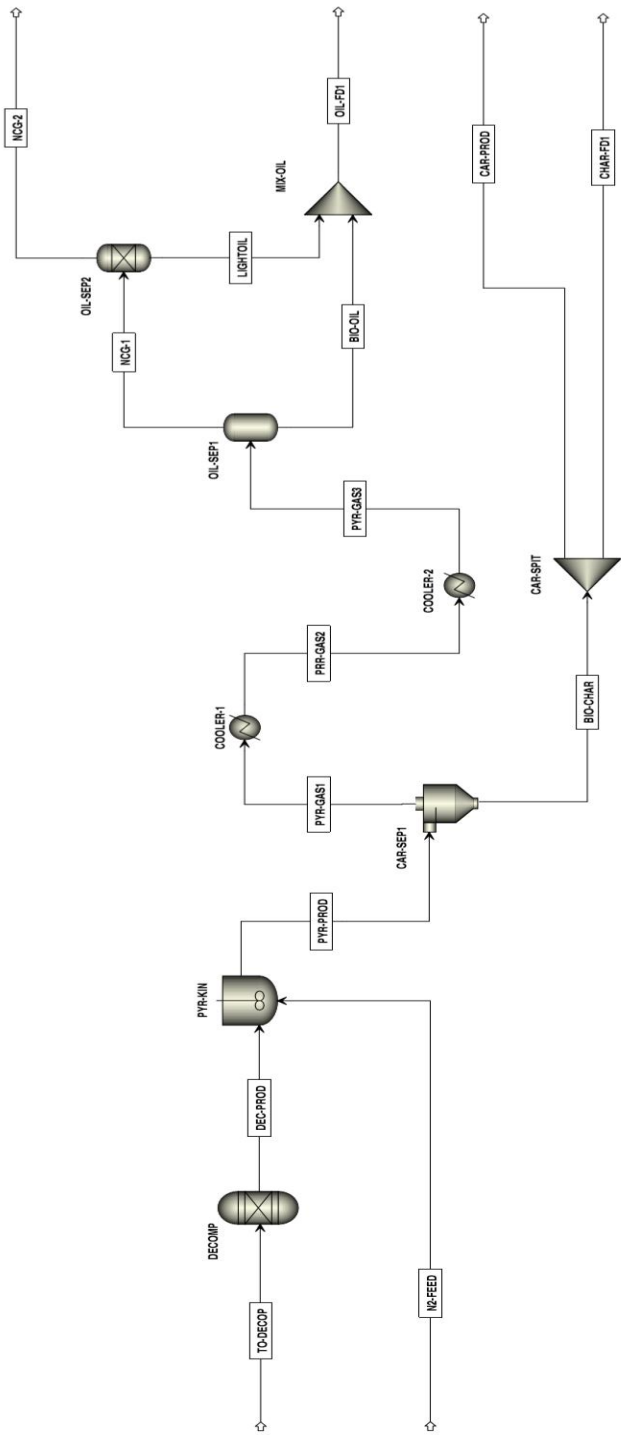
ภาชนะรองรับทะลายปาล์มแห้ง “HOPPER” แสดงถึงอุปกรณ์ที่ใช้เพื่อรองรับทะลายปาล์มที่ออกจากเครื่องบด และเตรียมป้อนเข้าสู่การบดต่อไป โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “HOPPER” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

เครื่องบดทะลายปาล์ม “CRUSHER” แสดงถึงอุปกรณ์ที่ใช้ในการบด สำหรับกระบวนการที่ศึกษาเลือกใช้อุปกรณ์แบบจำลองที่มีชื่อว่า “Crusher” โดยเลือกประเภทของเครื่องเป็นแบบ “Jaw” โดยสามารถบดทะลายปาล์มที่มีขนาดใหญ่จาก 300 มิลลิเมตรไปเป็น 2 มิลลิเมตรได้

“SCREENER” แสดงถึงอุปกรณ์ในการคัดแยกขนาด เพื่อให้ได้ขนาดของทะลายปาล์มตามที่ต้องการ โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Screen” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

4.3.2 แบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process)

กระบวนการไพโรไลซิสเป็นกระบวนการหลักที่มีความสำคัญในการเปลี่ยนทะลายปาล์มบดแห้งไปเป็นเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพซึ่งได้แก่ น้ำมันชีวภาพ (Bio-oil) ถ่านชาร์ (Bio-char) และก๊าซไม่กลั่นตัว (Non-condensable gas) โดยแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสแสดงดังรูปที่ 4.12



รูปที่ 4.12 แบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

สำหรับการศึกษากระบวนการไพโรไลซิสวัสดุชีวมวลในทางปฏิบัติจริงที่นำเสนอโดย Peters และคณะ [62] จะดำเนินการโดยใช้ถังปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไชน์เบดเพียงถังเดียว เนื่องจากการเกิดปฏิกิริยาของกระบวนการไพโรไลซิสมีความซับซ้อน ดังนั้นการสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรลิสจะสามารถแบ่งออกเป็น 2 กระบวนการย่อยที่อธิบายขั้นตอนการสลายตัวและการเกิดปฏิกิริยาต่างๆ เมื่อทะเลายปาล์มได้รับความร้อนในสภาวะไร้ออกซิเจน สามารถอธิบายได้ดังนี้

1) กระบวนการสลายตัว (Decomposition process)

สาย “TO-DECOMP” ที่ออกจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบจะถูกป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่มีชื่อว่า “DECOMP” เพื่อสลายองค์ประกอบ (Decompose elements) ของทะเลายปาล์มจากวัสดุของแข็งแบบไม่ธรรมดา (Non-conventional component) ไปเป็นองค์ประกอบแบบทั่วไป (conventional component) ของทะเลายปาล์ม ซึ่งประกอบด้วย 4 สารที่ติดตั้งที่สำคัญ ได้แก่ เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส ลิกนิน และน้ำ โดยลิกนินสามารถแบ่งองค์ประกอบย่อยได้อีก 3 แบบ ได้แก่ ลิกนินที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนสูง ลิกนินที่มีองค์ประกอบของออกซิเจนสูง และลิกนินที่มีองค์ประกอบของไฮโดรเจนสูง โดยไนโปรแกรมแอสเพน พลัส จะแทนด้วยชื่อย่อ LIG-C LIG-O และ LIG-H ตามลำดับ

สาย “DEC-PROD” แสดงถึงองค์ประกอบของทะเลายปาล์มที่ได้จากกระบวนการสลายองค์ประกอบ เพื่อที่จะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่เกิดปฏิกิริยาต่อไป

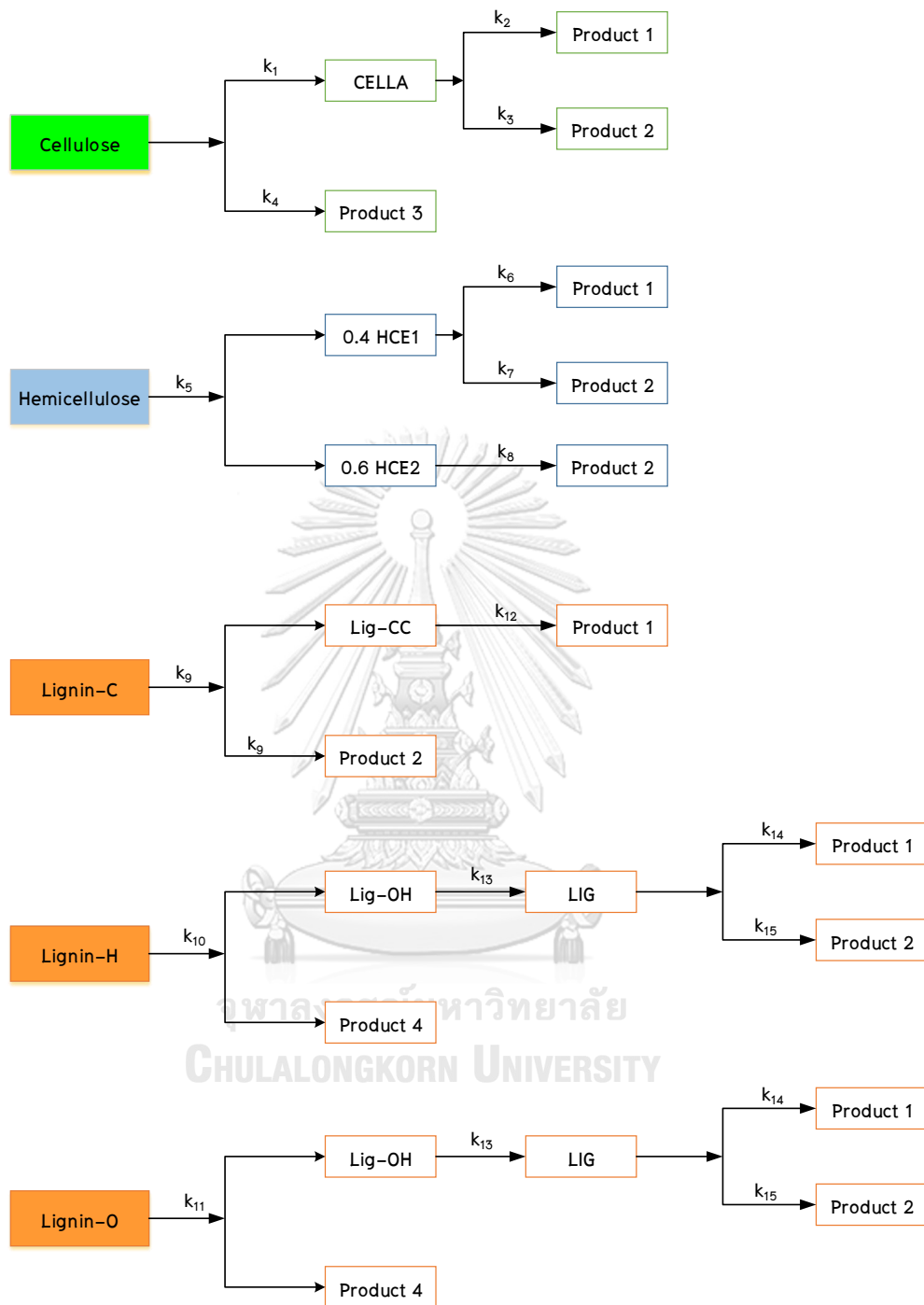
การสลายองค์ประกอบเกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์ชื่อ “DECOMP” ซึ่งถูกใช้ถังปฏิกรณ์ประเภท “RYield” ในการจำลองการเกิดกระบวนการสลายองค์ประกอบของทะเลายปาล์ม โดยจำเป็นต้องมีการระบุสัดส่วนของผลิตภัณฑ์ (% Yield) ลงไป สำหรับองค์ประกอบที่ระบุลงในถังปฏิกรณ์นี้แสดงดังตารางที่ 4.2 โดยอ้างอิงจากการวิเคราะห์ทางชีวภาพ (Biochemical Analysis) ทะลายปาล์มของ Abdullah และ Gerhauser [50]

ตารางที่ 4.2 สัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ระบุในถังปฏิกรณ์สำหรับเปลี่ยนองค์ประกอบของ ทะลายปาล์ม [50]

องค์ประกอบ	สัดส่วนโดยมวล
น้ำ	0.063
เซลลูโลส	0.560
เฮมิเซลลูโลส	0.207
ลิกนินที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนสูง (LIG-C)	0.044
ลิกนินที่มีองค์ประกอบของออกซิเจนสูง (LIG-O)	0.063
ลิกนินที่มีองค์ประกอบของไฮโดรเจนสูง (LIG-H)	0.063

2) กระบวนการการสลายตัวทางความร้อน (Devolatilization process)

เมื่อทำการเปลี่ยนองค์ประกอบของทะลายปาล์มที่ได้ในสาย “DEC-PROD” แล้ว จากนั้นถูกป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ที่ชื่อว่า “PRY-KIN” เพื่อเกิดปฏิกิริยาการสลายตัวทางความร้อน (Devolatilization) ไปเป็นผลิตภัณฑ์ โดยเลือกใช้ถังปฏิกรณ์ประเภท “RCSTR” เนื่องจากสามารถระบุปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นได้ เนื่องจากยังไม่มีการศึกษาการสลายตัวทางความร้อนที่มีความซับซ้อนของทะลายปาล์มดังนั้นผู้วิจัยจึงได้ศึกษาปฏิกิริยาสำหรับกระบวนการไพโรไลซิสแสดงดังตารางที่ 4.3 ซึ่งถูกนำเสนอโดย Ranzi และคณะ [49] ที่ได้ทำการศึกษากลไกการสลายตัวทางความร้อนขององค์ประกอบไม้สนที่ประกอบด้วยเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน เพื่อศึกษาปฏิกิริยาที่ซับซ้อนในกระบวนการจากวิธี Thermogravimetric Analysis (TGA) โดยกลไกของปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการสลายตัวทางความร้อนแสดงดังรูปที่ 4.13 สำหรับการตั้งชื่อสารที่ใช้ในโปรแกรมแอสเพนพลัส สำหรับกระบวนการที่ศึกษาแสดงดังตารางที่ ก-1 ของภาคผนวก ก



รูปที่ 4.13 กลไกการเกิดปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยความร้อนของชีวมวล

ตารางที่ 4.3 ปฏิกิริยาการสลายตัวทางความร้อนของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน สำหรับกระบวนการไพโรไลซิส

ลำดับที่	ปฏิกิริยา	A (S ⁻¹)	Ea (kJ/mol)
ปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยความร้อนของเซลลูโลส			
1	CELL → CELLA	8×10 ¹³	192.5
2	CELLA → 0.95HAA + 0.25GLYOX + 0.2CH ₃ CHO + 0.2PROPNAL + 0.25HMF + 0.16CO ₂ + 0.23CO + 0.9H ₂ O + 0.14CH ₄ + 0.61Char	1×10 ⁹	125.5
3	CELLA → LVG	4T	41.8
4	CELL → 5H ₂ O + 6Char	8×10 ⁷	133.9
ปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยความร้อนของเฮมิเซลลูโลส			
5	HCE → 0.4HCEA1 + 0.6HCEA2	1×10 ¹⁰	129.7
6	HCEA1 → 0.75G{H ₂ } + 0.8CO ₂ + 1.4CO + 0.5CH ₂ O 0.25MeOH + 0.125EtOH + 0.125H ₂ O + 0.625CH ₄ + 0.25C ₂ H ₄ + 0.61Char	3×10 ⁹	113
7	HCEA1 → XYL	3T	46
8	HCEA2 → 0.2CO ₂ + 0.5CH ₄ + 0.25C ₂ H ₄ + 0.8G{CO ₂ } + 0.5G{COH ₂ } + 0.7CH ₂ O + 0.25MeOH + 0.125EtOH + 0.125H ₂ O + Char	1×10 ¹⁰	138.1

โดยที่ A คือ Kinetic factor หรือค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์

Ea คือ Activation energy หรือพลังงานก่อกัมมันต์

ตารางที่ 4.3 ปฏิกิริยาการสลายตัวทางความร้อนของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน สำหรับกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

ลำดับที่	ปฏิกิริยา	A (s ⁻¹)	Ea (kJ/mol)
ปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยความร้อนของลิกนิน			
9	LIG – C → 0.35LIG – CC + 0.1pCOUMARYL + 0.08PHENOL + 0.41C ₂ H ₄ + H ₂ O + 4.95CH ₄ 0.32CO + G{COH ₂ } + 5.735Char	4×10 ¹⁵	202.9
10	LIG – H → LIG – OH + PROPNAL	2×10 ¹³	156.9
11	LIG – O → LIG – OH + CO ₂	1×10 ⁹	106.7
12	LIG – CC → 0.3pCOUMARYL + 0.2PHENOL + 0.35C ₃ H ₄ O ₂ + 0.7H ₂ O + 0.65CH ₄ O ₂ + 0.6C ₂ H ₄ + G{COH ₂ } + 0.8G{CO} + 6.4Char	5×10 ⁶	131.8
13	LIG – OH → LIG + H ₂ O + MeOH + 0.45CH ₄ + 0.2C ₂ H ₄ + 1.4G{CO} + 0.6G{COH ₂ } + 0.1G{H ₂ } + 4.15Char	3×10 ⁸	125.5
14	LIG → FE2MACR	8T	50.2
15	LIG → 0.2PROPNAL + 0.2CH ₂ O + 0.4MeOH + 0.2CH ₃ CHO + H ₂ O + 0.5CO + 0.6CH ₄ + 0.65C ₂ H ₄ + G{CO} + 0.5G{COH ₂ } + 5.5Char	1.2×10 ⁹	125.5
ปฏิกิริยาการสลายตัวด้วยความร้อนของแก๊สภายในเฮมิเซลลูโลสและลิกนิน			
16	G{CO ₂ } → CO ₂	1×10 ⁵	100.4
17	G{CO} → CO	1×10 ¹³	209.2
18	G{COH ₂ } → CO + H ₂	5×10 ¹¹	272
19	G{H ₂ } → H ₂	5×10 ¹¹	313.8

โดยที่ A คือ Kinetic factor หรือค่าสัมประสิทธิ์จลนพลศาสตร์

Ea คือ Activation energy หรือพลังงานก่อกัมมันต์

สาย “N2-FEED” แสดงถึงก๊าซไนโตรเจนที่ใช้สำหรับป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์เนื่องจากองค์ประกอบของทะเลาะปาล์อยู่ในสถานะของแข็ง ดังนั้นก๊าซไนโตรเจนจะช่วยให้ปฏิกิริยาเกิดในเฟสของก๊าซ และเมื่อเกิดปฏิกิริยาการสลายตัวทางความร้อนของกระบวนการไพโรไลซิสเรียบร้อยแล้ว

ก๊าซไนโตรเจนก็จะเป็นตัวที่พา (Carrier gas) ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการได้แก่ ไพรโรไลซิสก๊าซ และถ่านชาร์ เพื่อเข้าสู่กระบวนการถัดไป

สาย “PRY-PROD” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการเกิดปฏิกิริยาไพโรไลซิสและสารตั้งต้นที่ไม่ทำปฏิกิริยา โดยเป็นของผสมระหว่างอนุภาคของแข็งหรือถ่านชาร์และไพโรไลซิสก๊าซ

การแยกไพโรไลซิสก๊าซออกจากถ่านชาร์จะใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “SOLI-SEP” ซึ่งเลือกใช้เครื่อง “Sep” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส เพื่อจำลองการแยกวัสดุของแข็งออกจากก๊าซ ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการแยก แบ่งออกเป็น 2 สายนั้นคือสายดำเนินการ “BIO-CHAR” และ “PYR-GAS1”

สาย “BIO-CHAR” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสโดยมีคาร์บอนเป็นองค์ประกอบหลัก โดยจะถูกป้อนเข้าหาเครื่องแยกสัสด่วนถ่านชาร์ที่มีชื่อว่า “CAR-SPIT” ต่อไป

เครื่องแยกสัสด่วนผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ “CAR-SPIT” ถูกจำลองโดยการใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “FSplit” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ซึ่งต้องการข้อมูลสัสด่วนที่ต้องการแยกออกไปในอุปกรณ์ โดยหน้าที่ของอุปกรณ์ตัวนี้คือแยกผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ออกเป็น 2 สาย นั่นคือ “CAR-PROD” และสาย “CHAR-FD1” ตามสัสด่วนที่ต้องการ

สาย “CAR-PROD” แสดงผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ตัวแรกที่ได้จากกระบวนการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพที่ศึกษา โดยจะถูกนำออกจากระบบดำเนินการเตรียมเพื่อเตรียมนำไปขายต่อไป

สาย “CHAR-FD1” เป็นสายของผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ส่วนที่เหลือจากการแยกออกไปขายเพื่อนำไปเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสำหรับการผลิตก๊าซสังเคราะห์ต่อไป

สาย “PYR-GAS1” แสดงถึงไพโรไลซิสก๊าซที่ปราศจากจากอนุภาคของแข็ง (ถ่านชาร์) เนื่องจากผลิตภัณฑ์ที่ออกจากกระบวนการไพโรไลซิสมีความร้อนสูงจึงทำให้น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการยังคงอยู่ในสถานะก๊าซ ดังนั้นจำเป็นต้องลดอุณหภูมิลงเพื่อที่จะทำการแยกน้ำมันชีวภาพออกจากก๊าซไม่กลั่นตัว

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-1” ทำหน้าที่ในการลดอุณหภูมิของสายร้อนนั้นคือสาย “PYR-GAS1” ให้เย็นลงจากอุณหภูมิดำเนินการของกระบวนการไพโรไลซิสไปเป็นอุณหภูมิที่ 40 องศาเซลเซียส โดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ในการศึกษา

สาย “PYR-GAS2” ออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยมีอุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส ซึ่งประกอบด้วย 2 เฟสของผลิตภัณฑ์ ได้แก่ เฟสก๊าซและเฟสของเหลว (น้ำมันชีวภาพ) โดยสาย “PYR-GAS2” จะถูกลดอุณหภูมิลงอีกครั้งที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-2”

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-2” ถูกจำลองโดยใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยหน้าที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวนี้คือลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ 2 เฟสที่ได้จากการแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-1” จาก 40 องศาเซลเซียสไปเป็น 20 องศาเซลเซียสเพื่อให้องค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพแยกตัวออกจากก๊าซไม่กลั่นตัวได้มากขึ้น

สาย “PYR-GAS3” ที่ผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนแล้วจะถูกป้อนเข้าสู่ถังแยกน้ำมันชีวภาพ ซึ่งมีชื่อว่า “OIL-SEP1”

ถังแยกน้ำมันชีวภาพ “OIL-SEP1” ถูกจำลองโดยใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Flash2” หมวด Separators ของโปรแกรมแอสเพน พลัส เป็นอุปกรณ์ที่มีความสำคัญเนื่องจากเป็นอุปกรณ์แรกที่แยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพออกจากก๊าซที่ไม่กลั่นตัวที่ได้รับจากกระบวนการไพโรไลซิส แสดงดังสาย “BIO-OIL” และ “NCG-1” โดยสถานะในการดำเนินการอยู่ที่อุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียสและความดัน 15 บาร์

สาย “BIO-OIL” คือผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสที่แยกก๊าซไม่กลั่นตัวออกไปเรียบร้อยแล้ว โดยน้ำมันชีวภาพที่ได้สายนี้จะมีองค์ประกอบของไฮโดรเจนที่ต่ำและมีองค์ประกอบของออกซิเจนที่สูง ด้วยสาเหตุนี้จึงเป็นผลให้น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้มีความหนาแน่นของพลังงานต่ำ (Poor energy density) เมื่อเปรียบเทียบกับน้ำมันเชื้อเพลิงที่ได้จากกระบวนการกลั่นน้ำมันดิบ [9] ดังนั้นจะต้องมีการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพก่อนการใช้งาน

สาย “NCG-1” แสดงถึงก๊าซที่ไม่กลั่นตัวที่ออกจากถังแยกน้ำมันชีวภาพ แต่เนื่องจากการแยกโดยวิธีแฟลช (Flash) ไม่สามารถแยกก๊าซออกจากน้ำมันชีวภาพได้ 100 เปอร์เซ็นต์ทำให้องค์ประกอบของสายดำเนินการนี้มีน้ำมันชีวภาพติดมาด้วย และจะถูกป้อนเข้าสู่ถังแยกน้ำมันชีวภาพลำดับที่ 2 ที่มีชื่อว่า “OIL-SEP2”

ถังแยกน้ำมันชีวภาพลำดับที่ 2 ใช้ชื่อว่า “OIL-SEP2” ถูกสร้างโดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “SEP” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยการระบุรายการสารที่ต้องการแยกกลงไปในอุปกรณ์ มีหน้าที่แยกน้ำมันชีวภาพที่ติดมากับก๊าซที่ไม่กลั่นตัวในสายของ “NCG-1” ออกเพื่อให้ได้ก๊าซไม่กลั่นตัวที่มี

ความบริสุทธิ์ เนื่องจากน้ำมันชีวภาพหรืออาจเรียกว่าน้ำมันดิน (Tars) มีลักษณะที่เหนียวหากติดไปกับก๊าซไม่กลั่นตัวก็จะทำให้อุปกรณ์ในลำดับถัดไปเกิดปัญหาได้ เช่น เกิดการอุดตันของอุปกรณ์ โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จะแบ่งออกเป็น 2 สายคือ “NCG-2” กับ “LIGHTOIL”

สาย “LIGHTOIL” แสดงถึงน้ำมันชีวภาพมวลโมเลกุลเบาที่ติดมากับก๊าซไม่กลั่นตัวและถูกแยกในถังแยก “OIL-SEP2” ซึ่งปริมาณน้ำมันชีวภาพที่แยกได้ในสายนี้จะมีปริมาณน้อยมาก เพราะน้ำมันชีวภาพส่วนมากถูกแยกไปแล้วในถังแยก “OIL-SEP1”

“OIL-MIX” เป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการรองรับน้ำมันชีวภาพที่แยกได้จากก๊าซไม่กลั่นตัวของสาย “BIO-OIL” และสาย “LIGHTOIL” ซึ่งถูกจำลองโดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Mixer” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

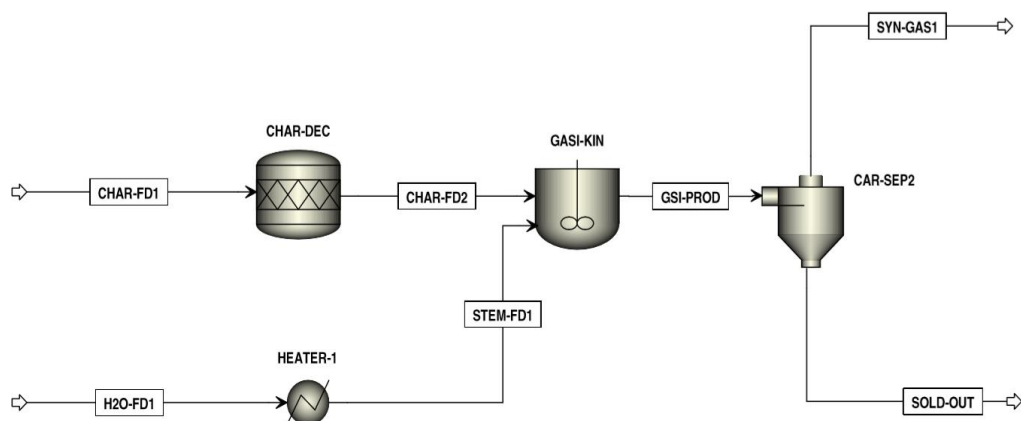
สาย “OIL-FD1” เป็นผลรวมของน้ำมันชีวภาพที่แยกได้จากกระบวนการไพโรไลซิส โดยจะเป็นสายของสารตั้งต้นในการป้อนเข้าสู่กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนต่อไป เพื่อให้ได้น้ำมันชีวภาพที่ได้มีคุณสมบัติที่ดีขึ้น

สาย “NCG-2” แสดงก๊าซสังเคราะห์บริสุทธิ์ที่ไม่มีองค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพติดอยู่ซึ่งได้แก่ ก๊าซไฮโดรเจน (H_2) ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) และก๊าซมีเทน (CH_4) โดยสายดำเนินการนี้ออกจากกระบวนการไพโรไลซิสเพื่อเข้ากระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ต่อไป

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

4.3.3 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process)

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเป็นกระบวนการนำถ่านชาร์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสมารวมมูลค่าต่อโดยการเปลี่ยนไปเป็นก๊าซสังเคราะห์จากการทำปฏิกิริยากับไอน้ำในถังปฏิกรณ์ โดยเปลี่ยนจากคาร์บอนในรูปของแข็งที่มีโมเลกุลใหญ่ไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ที่มีโมเลกุลขนาดเล็กกลง ซึ่งแบบจำลองของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแสดงดังรูปที่ 4.14



รูปที่ 4.14 แบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันสำหรับชีวมวลที่ดำเนินการจริงในระดับเชิงพาณิชย์ในปัจจุบันจะดำเนินการโดยใช้ถังปฏิกรณ์ประเภทเครื่องปฏิกรณ์แบบฟลูอิดไดซ์เบดเพียงถังเดียว แต่เนื่องจากถ่านชาร์ที่ได้รับจากกระบวนการไพโรไลซิสนั้นไม่ได้มีเพียงองค์ประกอบของคาร์บอนอย่างเดียวเท่านั้น แต่ยังมีองค์ประกอบของออกซิเจนและไฮโดรเจนติดมาด้วยในรูปองค์ประกอบของเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนิน ที่เหลือจากทำปฏิกิริยาในกระบวนการไพโรไลซิส ทำให้แบบจำลองของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่ทำการศึกษาคำเป็นต้องทำการสลายองค์ประกอบถ่านชาร์ก่อนเกิดปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันจริง โดยแบบจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันในรูป 4.14 มีการใช้ถังปฏิกรณ์ 2 แบบ สามารถอธิบายได้ดังนี้

1) กระบวนการสลายองค์ประกอบ (Decomposition process)

เนื่องจากถ่านชาร์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสเป็นของแข็งผสมระหว่างเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส ลิกนิน (ทั้ง 6 แบบ) ที่ทำปฏิกิริยาไม่หมด และคาร์บอน (Char) ที่เป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการเกิดปฏิกิริยา ดังนั้นจะต้องมีการเปลี่ยนสารดังกล่าวไปเป็นธาตุก่อนโดยใช้ถังปฏิกรณ์ชื่อว่า “CHAR-DEC”

สาย “CHAR-FD1” จะถูกป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ “CHAR-DEC” ซึ่งเลือกใช้อุปกรณ์ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ที่มีชื่อว่า “RStoic” โดยต้องปริมาณสัมพันธ์ (Stoichiometry) ของปฏิกิริยาและระบุมการเปลี่ยนแปลงของสาร (Fractional conversion) ลงในในอุปกรณ์ สำหรับปฏิกิริยาและปริมาณสัมพันธ์ในการเปลี่ยนของแข็งผสมของถ่านชาร์ไปเป็นธาตุ แสดงดังตารางที่ 4.4 ที่เสนอโดย Angelo [74] ตารางที่ 4.4 ปริมาณสัมพันธ์ (Stoichiometry) ของปฏิกิริยาการเปลี่ยนถ่านชาร์ไปเป็นองค์ประกอบของธาตุ

ปฏิกิริยาที่	ปริมาณสัมพันธ์ (Stoichiometry)
1	CELL → 6Char + 5H ₂ + 2.5O ₂
2	CELLA → 6Char + 5H ₂ + 2.5O ₂
3	HCE → 5Char + 54 + 2O ₂
4	HCE → 5Char + 54 + 2O ₂
5	HCE → 5Char + 54 + 2O ₂
6	LIG - C → 15Char + 7H ₂ + 2O ₂
7	LIG - O → 20Char + 11H ₂ + 5O ₂
8	LIG - H → 22Char + 14H ₂ + 4.5O ₂
9	LIG - CC → 15Char + 7H ₂ + 2O ₂
10	LIG - OH → 19Char + 11H ₂ + 4O ₂
11	LIG → 11Char + 6H ₂ + 2O ₂

สาย “CHAR-FD2” เป็นสายที่แสดงองค์ประกอบของถ่านชาร์ที่ได้ทำการเปลี่ยนองค์ประกอบ ซึ่งประกอบด้วย ถ่านชาร์ (Char) ก๊าซไฮโดรเจน (H₂) และก๊าซออกซิเจน (O₂) จากตารางที่ 4.4 จะเห็นได้ว่าจะมีองค์ประกอบของถ่านชาร์ (Char) เกิดขึ้นมาสุด ซึ่งเป็นสารตั้งต้นที่สำคัญในการเกิดปฏิกิริยาสำหรับการเกิดก๊าซสังเคราะห์ของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

2) กระบวนการผลิตก๊าซสังเคราะห์ (Synthesis gas production)

สาย “H2O-FD1” แสดงถึงน้ำที่อุณหภูมิบรรยากาศ (Ambient temperature) โดยในการศึกษากำหนดให้มีอุณหภูมิเท่ากับ 25 องศาเซลเซียส ถูกนำมาใช้เป็นตัวทำปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชัน เหตุผลที่ใช้น้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาเนื่องอน้ำมีค่าความร้อนที่สูงกว่าอากาศ [34]

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-1” เป็นอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน โดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส มีหน้าที่ในการเพิ่มอุณหภูมิของที่น้ำจาก 25 องศาเซลเซียสไปเป็นไอน้ำที่มีอุณหภูมิสูงเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “GASI-KIN”

สาย “STEM-FD1” แสดงถึงไอน้ำอุณหภูมิสูงที่พร้อมป้อนเข้าสู่ถัง “GASI-KIN” สำหรับทำปฏิกิริยากับของแข็งคาร์บอนในสาย “CHAR-FD2”

ถังปฏิกรณ์สำหรับศึกษาปฏิกิริยาแก๊สซิฟิเคชันใช้ชื่อว่า “GASI-KIN” โดยเลือกใช้แบบจำลองอุปกรณ์ “RCSTR” โดยต้องทำการระบุสมการในการเกิดปฏิกิริยาของสารลงไป สำหรับปฏิกิริยาที่สำคัญในการเกิดก๊าซสังเคราะห์โดยใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันแสดงดังตารางที่ 4.5 เสนอโดย Eikeland และคณะ [58] ที่ทำการศึกษาการนำผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสมาสผลิตก๊าซสังเคราะห์ต่อในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน



ตารางที่ 4.5 ปฏิกิริยาการเกิดก๊าซสังเคราะห์จากของแข็งคาร์บอนทำปฏิกิริยาร่วมกับไอน้ำ

ลำดับที่	ปฏิกิริยา	อัตราการเกิดปฏิกิริยา (Reaction rate)
	ปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊ส (Water-gas reaction)	
1	$C_{(s)} + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$r = 1.272 * m_s * T * \exp\left(\frac{-22645}{T}\right) [H_2O]$
2	$CO + H_2 \rightarrow C_{(s)} + H_2O$	$r = 1.044 * 10^{-4} m_s * T^2 * \exp\left(\frac{-6319}{T} - 17.29\right) [H_2][CO]$
	ปฏิกิริยาบูดูอาร์ด (Boudouard reaction)	
3	$C_{(s)} + CO_2 \rightarrow 2CO$	$r = 1.272 * m_s * T * \exp\left(\frac{-22645}{T}\right) [CO_2]$
4	$2CO \rightarrow C_{(s)} + CO_2$	$r = 1.044 * 10^{-4} m_s * T^2 * \exp\left(\frac{-2363}{T} - 20.92\right) [CO]^2$
	ปฏิกิริยาการเกิดแก๊สมีเทน (Methanation reaction)	
5	$0.5C_{(s)} + H_2 \rightarrow 0.5CH_4$	$r = 1.368 * 10^{-3} * m_s * T * \exp\left(\frac{-8078}{T} - 7.087\right) [H_2]$
6	$0.5CH_4 \rightarrow 0.5C_{(s)} + H_2$	$r = 0.151 * m_s * T^{0.5} * \exp\left(\frac{-13578}{T} - 0.372\right) [CH_4]^{0.5}$

โดยที่ r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (reaction rate)

T คืออุณหภูมิดำเนินการ

ตารางที่ 4.5 ปฏิกิริยาการเกิดก๊าซสังเคราะห์จากของแข็งคาร์บอนทำปฏิกิริยาร่วมกับไอน้ำ (ต่อ)

ลำดับที่	ปฏิกิริยา	อัตราการเกิดปฏิกิริยา (Reaction rate)
	ปฏิกิริยาอวเทอร์ไคซิฟต์ (Water gas shift reaction)	
7	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	$r = 7.68 * 10^{10} * T * \exp\left(\frac{-36640}{T}\right) [\text{CO}]^{0.5} [\text{H}_2\text{O}]$
8	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	$r = 6.4 * 10^9 * T * \exp\left(\frac{-39260}{T}\right) [\text{H}_2]^{0.5} [\text{CO}_2]$
	ปฏิกิริยาการรีฟอร์มมีเทน (Methane reforming reaction)	
9	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	$r = 3.1005 * \exp\left(\frac{-15000}{T}\right) [\text{CH}_4] [\text{H}_2\text{O}]$
10	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	$r = 3.5556 * 10^{-3} * T * \exp\left(\frac{-15000}{T}\right) [\text{CO}] [\text{H}_2]^2$

โดยที่ r คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (reaction rate)

T คืออุณหภูมิดำเนินการ

สาย “GSI-PROD” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการเกิดปฏิกิริยา โดยจะมียอดประกอบของ ก๊าซสังเคราะห์และอนุภาคของแข็งคาร์บอนเพียงเล็กน้อยที่เกิดปฏิกิริยาไม่หมด

อุปกรณ์สำหรับแยกอนุภาคของแข็งออกจากก๊าซสังเคราะห์เพื่อปรับปรุงให้ก๊าซสังเคราะห์มีความสะอาดมากขึ้น ในกระบวนการศึกษามีชื่อว่า “CAR-SEP2” ถูกจำลองโดยการใช้เครื่องมือ “SSplit” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยต้องทำการระบุสารในแต่ละสายที่แยกออกจากอุปกรณ์ ซึ่งถูกแยกออกเป็น 2 สายคือ “SOLD-OUT” และ “SYN-GAS1”

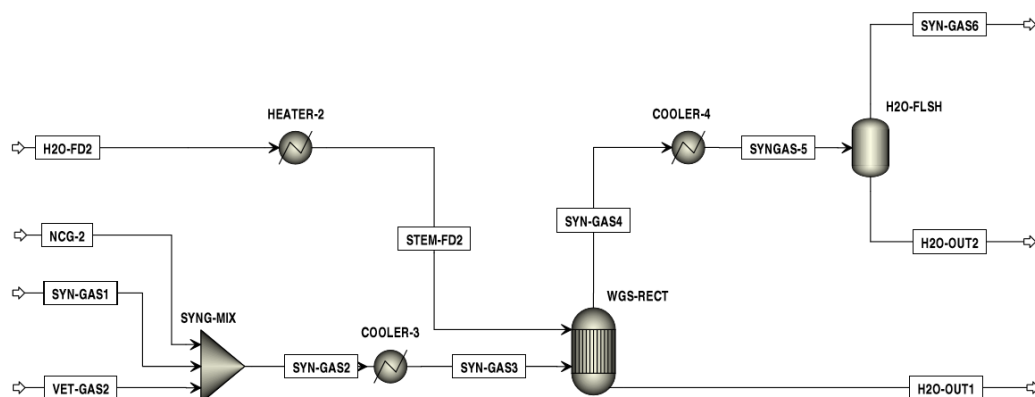
สาย “SOLD-OUT” แสดงถึงของแข็งคาร์บอนที่ไม่ทำปฏิกิริยาในกระบวนการ โดยจะถูกส่งออกจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อเข้าสู่กระบวนการเผาไหม้เพื่อเผาไหม้และสร้างความร้อนต่อไป

สาย “SYN-GAS1” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์สะอาดที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยจะถูกส่งออกจากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันไปสู่กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ต่อไปเพื่อเพิ่มปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการของกระบวนการที่ศึกษา

4.3.4 แบบจำลองกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift process)

กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ถูกนำมาใช้ร่วมในกระบวนการศึกษาเนื่องจากเมื่อพิจารณากระบวนการก่อนหน้าซึ่งได้แก่ กระบวนการไพโรไลซิสและกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเกิดผลิตภัณฑ์ที่เป็นก๊าซสังเคราะห์โดยมีองค์ประกอบของก๊าซไฮโดรเจนร่วมด้วย แต่ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับนั้นยังมีปริมาณน้อยและไม่เพียงพอในการนำไปใช้ต่อในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process) ดังนั้นหน้าที่สำคัญของกระบวนการนี้คือเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจนให้มากขึ้นจากการใช้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ในก๊าซผสมทำปฏิกิริยาร่วมกับไอน้ำดังสมการที่ (4.1) โดยแบบจำลองของกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์แสดงดังรูปที่ 4.15





รูปที่ 4.15 แบบจำลองกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

สายของก๊าซสังเคราะห์ที่มีองค์ประกอบของไฮโดรเจนร่วมด้วยที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์มาจาก 3 กระบวนการหลักดังนี้

สาย “NCG-2” แสดงถึงก๊าซที่ไม่กลั่นตัว (Non-condensable gas) ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสซึ่งมีอุณหภูมิเท่ากับ 20 องศาเซลเซียส และความดัน 15 บาร์

สาย “SYN-GAS2” แสดงถึงก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยมีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “GASI-KIN” และความดัน 1 บาร์

สาย “VET-GAS2” แสดงถึงก๊าซที่แยกได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process) ซึ่งมีอุณหภูมิเท่ากับ 80 องศาเซลเซียส และความดัน 31 บาร์

ก๊าซทั้ง 3 กระบวนการข้างต้นจะถูกรวมกันที่ “SYNG-MIX” ซึ่งเลือกใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Mixer” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

สาย “SYN-GAS2” แสดงถึงสายของก๊าซผสมโดยจะมีอุณหภูมิและความดันค่าใหม่ที่เกิดจากการผสมของก๊าซสังเคราะห์ทั้ง 3 สาย จะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-3” ต่อไปเพื่อเตรียมอุณหภูมิให้พร้อมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-3” ทำหน้าที่ในการลดอุณหภูมิของก๊าซผสมให้มีอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาอวอเตอร์แก๊สชิฟต์ โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ซึ่งต้องทำการระบุอุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการลงไปในอุปกรณ์

สาย “SYN-GAS3” แสดงถึงก๊าซผสมที่ลดอุณหภูมิเรียบร้อยแล้วพร้อมที่จะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ชื่อว่า “WGS-RECT”

สาย “H2O-FD2” แสดงถึงน้ำที่อุณหภูมิแวดล้อม (Ambient temperature) โดยในการศึกษากำหนดให้มีอุณหภูมิเท่ากับ 25 องศาเซลเซียส โดยจะถูกทำการเพิ่มอุณหภูมิเพื่อให้เปลี่ยนจากสถานะของเหลวไปเป็นไอน้ำโดยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-2” โดยปริมาณน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการจะถูกทำการศึกษหาปริมาณที่เหมาะสมในการเกิดปฏิกิริยา

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-2” ทำหน้าที่ในการเพิ่มอุณหภูมิของน้ำให้กลายเป็นไอน้ำที่มีอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟต์ โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ซึ่งต้องทำการระบุอุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการลงไปในอุปกรณ์

“WGS-RECT” แสดงถึงถังปฏิกรณ์สำหรับการเกิดปฏิกิริยาอวเทอร์แก๊สซิฟต์ โดยเลือกใช้ถังปฏิกรณ์ประเภท “REqui” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยต้องการข้อมูลที่สำคัญในการใส่ค่าลงไปคือปฏิกิริยาดังสมการ (4.1) และทำนายผลิตภัณฑ์ที่ได้โดยวิธีสมดุลเคมี (Chemical equilibrium) สำหรับอุณหภูมิในการดำเนินการจะถูกทำการศึกษาเพื่อหาอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO conversion) ไปเป็นผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุด ส่วนความดันที่ใช้ในการศึกษาคือ 48 บาร์ [11]

สาย “SYN-GAS4” แสดงถึงก๊าซสังเคราะห์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์หลัก (Main product) ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยจะมีองค์ประกอบของก๊าซไฮโดรเจนที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากการใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาก็จะทำให้มีไอน้ำติดมากับก๊าซสังเคราะห์ในสายนี้ด้วย

สาย “H2O-OUT1” แสดงน้ำซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง (By-product) จากกระบวนการเนื่องจากในการเกิดปฏิกิริยาได้ทำการป้อนไอน้ำที่มากเกินไป (Excess steam) โดยน้ำที่ออกมาในสายนี้จะมีปริมาณที่น้อยกว่าไอน้ำที่ติดไปกับสาย “SYN-GAS4”

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-4” ทำหน้าที่ในการลดอุณหภูมิของก๊าซสังเคราะห์จากที่มีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “WGS-RECT” ไปเป็นอุณหภูมิที่ 60 องศาเซลเซียส โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ซึ่งต้องทำการระบุอุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการลงไปในอุปกรณ์

สาย “SYN-GAS5” แสดงถึงก๊าซสังเคราะห์ที่ลดอุณหภูมิเรียบร้อยแล้ว โดยผลของการลดอุณหภูมิลงทำให้ไอน้ำที่ติดมากับก๊าซสังเคราะห์เกิดการควบแน่น (Condensed) ไปเป็นน้ำ โดยสายกระบวนการนี้จะป้อนเข้าสู่ถังแยกน้ำชื่อว่า “OIL-FLSH” เพื่อนำน้ำออกจากสายกระบวนการ

ถังแยกน้ำ “OIL-FLSH” หน้าที่ในการนำน้ำออกจากก๊าซสังเคราะห์ การมีน้ำในก๊าซสังเคราะห์จะทำให้คุณภาพของก๊าซสังเคราะห์ด้อยลง เนื่องจากการนำที่ผสมจะทำให้ค่าความร้อนของก๊าซสังเคราะห์ต่ำลง โดยสภาวะในการดำเนินงานของถังแยกน้ำใบนี้คืออุณหภูมิเท่ากับ 60 องศาเซลเซียส และความดัน 48 บาร์ (เท่ากับความดันในการดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “WGS-RECT”) ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากถังแยกน้ำจะแบ่งออกเป็น 2 สาย นั่นคือ “H2O-OUT2” และ “SYN-GAS6” โดยใช้อุปกรณ์ชื่อ “Flash2” ในการศึกษาผลของการแยกด้วยสมดุลของของเหลวและก๊าซ (Liquid-vapor equilibrium) ซึ่งเป็นผลของอุณหภูมิและความดัน

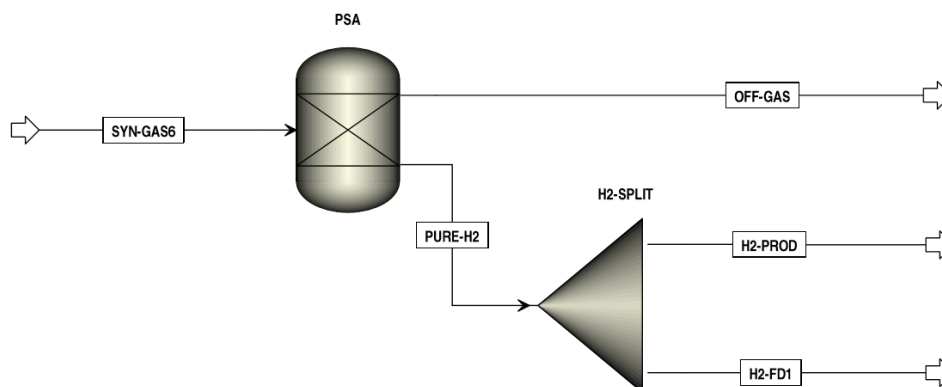
สาย “H2O-OUT2” แสดงถึงน้ำที่กลั่นตัวแยกมาจากก๊าซสังเคราะห์ เนื่องจากสภาวะในการดำเนินการของถังแยกน้ำ “OIL-FLSH” ดำเนินการที่อุณหภูมิต่ำและความดันสูง เป็นผลให้มีก๊าซสังเคราะห์ผสมมากับน้ำในสายกระบวนการนี้ด้วย

สาย “SYN-GAS6” แสดงถึงก๊าซสังเคราะห์แห้งเนื่องจากถูกแยกน้ำออกไปแล้ว มีความเหมาะสมที่จะนำไปใช้ประโยชน์ โดยสายกระบวนการนี้จะออกจากกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ไปเข้าสู่กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption process) ซึ่งเป็นกระบวนการถัดไป

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

4.3.5 แบบจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption process)

ก๊าซสังเคราะห์จะถูกแยกก๊าซไฮโดรเจนด้วยวิธีดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption) โดยแบบจำลองของกระบวนการแสดงดังรูปที่ 4.16



รูปที่ 4.16 แบบจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

ก๊าซสังเคราะห์แห่งในสายดำเนินการ “SYN-GAS6” ถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน ซึ่งในแบบจำลองของกระบวนการใช้ชื่อว่า “PSA” โดยการเลือกใช้อุปกรณ์ “Sep” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ในการจำลองกระบวนการ โดยจะทำการระบุสารที่ต้องการแยกลงไป (Component split fraction) ซึ่งในที่นี้กำหนดให้สามารถแยกผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนได้ถึงร้อยละ 99.99 โดยสอดคล้องกับกระบวนการจริงในปัจจุบัน สำหรับผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการนี้แบ่งออกเป็น 2 สาย คือ “OFF-GAS” และ “PURE-H2”

สาย “OFF-GAS” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ถูกทำการแยกก๊าซไฮโดรเจนออกไปแล้ว โดยจะถูกส่งออกจากกระบวนการไปสู่กระบวนการเผาไหม้ (Combustion process) ต่อไป

สาย “PURE-H2” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 99.99 ซึ่งพร้อมในการนำไปใช้ประโยชน์

ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ถูกแยกสัดส่วนโดย “H2-SPLIT” โดยจำลองโดยใช้อุปกรณ์ชื่อว่า “FSplit” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยข้อมูลที่สำคัญสำหรับการดำเนินการของอุปกรณ์ชิ้นนี้คือ การระบุอัตราส่วนที่ต้องการแยก เมื่อพิจารณากระบวนการที่ศึกษามีความต้องการใช้ก๊าซไฮโดรเจนเพียงกระบวนการเดียวนั้นคือกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process) ดังนั้นผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนส่วนที่เหลือจะถูกนำออกจากกระบวนการเพื่อนำไปจำหน่ายต่อไป

สาย “H2-FD1” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 99.99 ซึ่งถูกนำออกจากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันเข้าสู่กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน เพื่อปรับปรุงน้ำมันชีวภาพให้มีคุณสมบัติที่ดีขึ้น

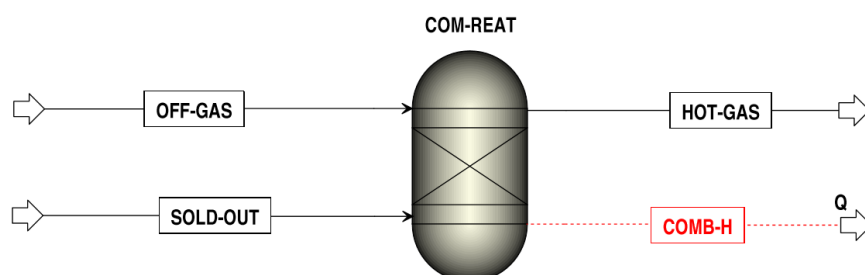
สาย “H2-PROD” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงถึงร้อยละ 99.99 ซึ่งเป็นส่วนที่เหลือจากการนำไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน จะถูกดึงออกจากกระบวนการเพื่อนำไปขายต่อไป

4.3.6 แบบจำลองกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)

ก๊าซสังเคราะห์ในสายดำเนินการ “OFF-GAS” ถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการเผาไหม้ร่วมกับสายดำเนินการ “SOLD-OUT” ซึ่งเป็นถ่านชาร์ที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยถึงปฏิกรณ์ในแบบจำลองกระบวนการใช้ชื่อว่า “COM-REAT” เลือกใช้ถึงปฏิกรณ์ประเภท “RGibbs” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ในการศึกษากระบวนการเผาไหม้ระหว่างก๊าซสังเคราะห์และถ่านชาร์ ข้อมูลสำคัญที่ต้องระบุในถึงปฏิกรณ์ประเภทนี้คือการทำนายผลิตภัณฑ์โดยใช้หลักของสมดุลเฟสและสารเคมี (Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium) โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้แบ่งออกเป็น 2 สายดำเนินการได้แก่

สาย “HOT-GAS” แสดงถึงก๊าซสังเคราะห์ที่มีอุณหภูมิเท่ากับอุณหภูมิการดำเนินการในถึงปฏิกรณ์ โดยก๊าซสังเคราะห์ร้อนนี้ จะนำไปใช้ประโยชน์ต่อไปในการเป็นแหล่งพลังงานความร้อนในกระบวนการ สำหรับการศึกษาจะนำก๊าซสังเคราะห์ร้อนที่ได้จากการเผาไหม้ไปใช้แลกเปลี่ยนความร้อนให้กับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการ

สาย “COMB-H” แสดงถึงความร้อนที่ได้จากกระบวนการเผาไหม้ โดยในแบบจำลองกระบวนการในโปรแกรมแอสเพน พลัส สามารถที่จะแสดงกระแสความร้อนที่ได้จากกระบวนการได้ สำหรับแบบจำลองของกระบวนการเผาไหม้ที่ถูกศึกษานั้นสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 4.17



รูปที่ 4.17 แบบจำลองกระบวนการเผาไหม้ด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

4.3.7 แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process)

สารตั้งต้นของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนมาจาก 2 กระบวนการคือ สายดำเนินการ “OIL-FD1” แสดงถึงน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส และสาย “H₂-FD1” แสดงถึงก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ร้อยละ 99.99 จากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน โดยแบบจำลองของกระบวนการในส่วนนี้แสดงดังรูป 4.18

ปั๊ม “HT-PUMP” เป็นอุปกรณ์ที่ถูกนำมาใช้เพิ่มความดันให้กับของเหลวภายในกระบวนการ “OIL-FD1” โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Pump” ของหมวด “Pressure Changer” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ซึ่งต้องระบุความดันที่ด้านขาออกของปั๊ม (Discharge pressure) ลงไปในอุปกรณ์ สำหรับในการศึกษานี้จะเพิ่มความดันจาก 15 บาร์ไปเป็น 170 บาร์ซึ่งเท่ากับความดันในการดำเนินการของถังปฏิกรณ์ใบแรก “HT-REAT1”

สาย “OIL-FD2” แสดงถึงน้ำมันชีวภาพที่ผ่านการเพิ่มความดันโดยปั๊ม โดยสายดำเนินการจะถูกนำไปเพิ่มอุณหภูมิต่อไปในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-3”

“HEATER-3” แสดงถึงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีหน้าที่ในการเพิ่มอุณหภูมิของสายกระบวนการน้ำมันชีวภาพจากอุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียสไปเป็น 270 องศาเซลเซียสซึ่งเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “HT-REAT1” โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

สาย “OIL-FD3” แสดงถึงน้ำมันชีวภาพที่มีสถานะของสายกระบวนการพร้อมป้อนเข้าทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจน นั่นคือ 240 องศาเซลเซียสและ 170 บาร์

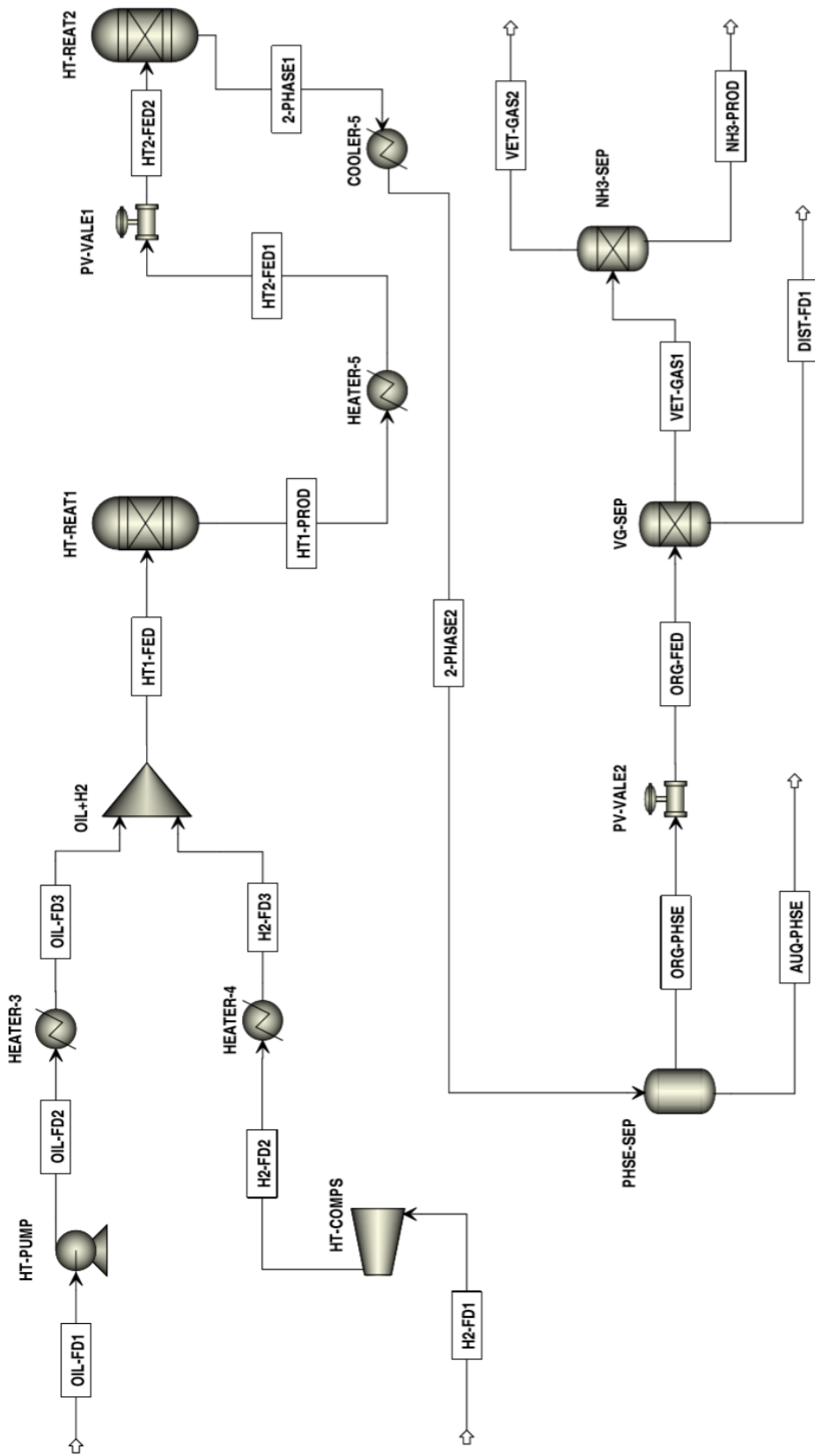
คอมเพรสเซอร์ “HT-COMPS” เป็นอุปกรณ์ที่ถูกนำมาใช้เพิ่มความดันให้กับของก๊าซไฮโดรเจนภายในสายกระบวนกร “H2-FD1” เลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Compr” ของหมวด “Pressure Changer” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยเลือกประเภทของคอมเพรสเซอร์เป็นแบบไม่มีการเปลี่ยนแปลงของเอนโทรปี (Isentropic) และต้องระบุความดันที่ด้านขาออก (Discharge pressure) ลงไปในอุปกรณ์ สำหรับในการศึกษานี้จะเพิ่มความดันจาก 48 บาร์ไปเป็น 170 บาร์ซึ่งเท่ากับความดันในการดำเนินการของถังปฏิกรณ์ใบแรก “HT-REAT1”

สาย “H2-FD2” แสดงถึงก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่ผ่านการเพิ่มความดันโดยคอมเพรสเซอร์ “HT-COMPS” จากความสัมพันธ์ของก๊าซอุดมคติ (Ideal gas) แสดงดังสมการ (4.2) เมื่อเพิ่มความดัน (กรณีปริมาตรคงที่) ส่งผลให้สายดำเนินการนี้มีอุณหภูมิที่สูงขึ้นแต่ยังไม่เพียงพอกับการดำเนินการในถังปฏิกรณ์ “HT-REAT1” ดังนั้นสายดำเนินการนี้จะถูกนำไปเพิ่มอุณหภูมิต่อไปในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชื่อว่า “HEATER-3”

$$PV = nRT \quad (4.2)$$

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-3” ถูกนำมาใช้เพื่อเพิ่มอุณหภูมิของสายกระบวนกรก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ “H2-FD2” โดยจะทำการเพิ่มอุณหภูมิไปยัง 270 องศาเซลเซียสซึ่งเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “HT-REAT1”

สาย “H2-FD3” แสดงถึงก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่มีสภาวะของสายกระบวนกรพร้อมป้อนเข้าทำปฏิกิริยากับไฮโดรเจน นั่นคือ 240 องศาเซลเซียสและ 170 บาร์



รูปที่ 4.18 แบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนด้วยโปรแกรมแอสเพน พลัส

น้ำมันชีวภาพและก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์จะถูกผสมรวมกันก่อนป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์โดยใช้ อุปกรณ์ชื่อว่า “OIL+H₂” โดยใช้ เครื่องมือ “Mixer” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

สาย “HT1-FED” แสดงถึงของผสมระหว่างน้ำมันชีวภาพและก๊าซไฮโดรเจน โดยจะป้อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์ “HT-REAT1” เพื่อทำปฏิกิริยาต่อไป

ถังปฏิกรณ์สำหรับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพด้วยไฮโดรเจนมีจำนวน 2 ถังคือ “HT-REAT1” เป็นถังปฏิกรณ์ที่มีสถานะในดำเนินการที่ 270 องศาเซลเซียสและ 170 บาร์ และถังใบที่ 2 มีชื่อว่า “HT-REAT2” สภาวะในการดำเนินงานที่ 350 องศาเซลเซียสและความดัน 150 บาร์ ถังปฏิกรณ์ทั้ง 2 แบบจำลองกระบวนการโดยใช้ถังปฏิกรณ์ประเภท “RYield” เพราะปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจริงในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพมีความซับซ้อนและยังขาดข้อมูลที่เพียงพอในการศึกษาแบบการเกิดปฏิกิริยา ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงอ้างอิงสัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน ซึ่งเสนอโดย Peters และคณะ [62] ที่อธิบายแบบจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์แบบ “RYield” จำนวน 2 เครื่องเพื่ออธิบายว่าถังปฏิกรณ์ใบแรกทำหน้าที่ในการปรับความเสถียรของน้ำมันชีวภาพ และถังที่สองทำหน้าที่ในการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรดีออกซิเจนชัน (Hydrodeoxygenation)

สาย “HT1-PROD” แสดงถึงน้ำมันชีวภาพที่ผ่านการทำให้เสถียรในเครื่องปฏิกรณ์ “HT-REAT1” โดยจะถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-5” ต่อไป

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “HEATER-5” ทำหน้าที่ในการเพิ่มอุณหภูมิของน้ำมันชีวภาพ โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยทำการระบุอุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการลงไปให้อุปกรณ์ซึ่งมีค่าเท่ากับ 350 องศาเซลเซียส

สาย “HT2-FED1” แสดงถึงสายกระบวนการน้ำมันชีวภาพที่ผ่านการเพิ่มอุณหภูมิให้มีค่าเท่ากับ 350 องศาเซลเซียสโดยเท่ากับอุณหภูมิดำเนินการของถังปฏิกรณ์ใบที่ 2 “HT-REAT2”

สาย “HT2-FED2” แสดงถึงสายกระบวนการน้ำมันชีวภาพที่ถูกลดความดันโดยวาล์วลดความดัน “PV-VALE1” โดยใช้ อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Valve” ในหมวด Pressure Changer ของโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับหมวดในการคำนวณวาล์วคือ “Adiabatic flash for specified outlet pressure (pressure changer)” พร้อมกับระบุความดันด้านขาออกวาล์ว (Outlet pressure) มีค่าเท่ากับ 150 บาร์ซึ่งเท่ากับความดันในการดำเนินการของถังปฏิกรณ์ “HT-REAT2”

สาย “2-PHASE1” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการทำปฏิกิริยาไฮโดรดีออกซิจีเนชัน (Hydrodeoxygenation reaction) ซึ่งประกอบด้วยเฟสของน้ำและเฟสของสารอินทรีย์ (น้ำมันชีวภาพ)

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน “COOLER-5” ทำหน้าที่ในการลดอุณหภูมิของผลิตภัณฑ์ 2 เฟสในสายดำเนินการ “2-PHASE1” เพื่อให้ผลิตภัณฑ์ไอของน้ำและไฮโดรคาร์บอนที่ออกจากถังปฏิกรณ์ซึ่งผสมกันอยู่ในสถานะก๊าซเกิดการแยกตัวกันโดยไอน้ำควบแน่นกลายเป็นน้ำ โดยทำการลดอุณหภูมิจาก 300 องศาเซลเซียสไปเป็น 20 องศาเซลเซียส ซึ่งเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส

สาย “2-PHASE2” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ที่มีองค์ประกอบ 2 เฟส ประกอบด้วยสารอินทรีย์จะอยู่ในสถานะก๊าซและน้ำบางส่วนถูกควบแน่นจากการลดอุณหภูมิ สายดำเนินการนี้จะถูกส่งต่อไปยังถังแยกเฟส “PHSE-SEP” เพื่อแยกของเหลวที่ออกจากก๊าซของสารอินทรีย์

ถังแยกเฟสความดันสูง “PHSE-SEP” ถูกนำมาใช้เพื่อศึกษาการแยกเฟสของสารอินทรีย์และน้ำให้แยกออกจากกัน โดยดำเนินการที่อุณหภูมิ 20 องศาเซลเซียสและความดัน 48 บาร์ สาเหตุที่ต้องดำเนินการที่ความดันสูงนั้นเนื่องจากการให้น้ำควบแน่นตัวลงมาอยู่ในสถานะของเหลวทั้งหมด โดยใช้อุปกรณ์ชื่อ “Flash2” ในการศึกษาผลของการแยกด้วยสมดุลของของก๊าซและของเหลว (Vapor-Liquid equilibrium) ซึ่งเป็นผลของอุณหภูมิและความดัน โดยผลิตภัณฑ์ที่แยกได้ในขั้นตอนนี้จะแยกออกเป็น 2 สายตามเฟสได้แก่ “ORG-PHSE” เป็นเฟสของเหลวและ “AUQ-PHSE” เป็นเฟสก๊าซตามลำดับ

สาย “AUQ-PHSE” คือสายกระบวนการของเฟสน้ำที่แยกตัวออกจากเฟสก๊าซของน้ำมันชีวภาพ (สารอินทรีย์) เนื่องจากอุณหภูมิของสายดำเนินการมีค่า 20 องศาเซลเซียส ดังนั้นสาย “AUQ-PHSE” จะถูกนำไปใช้ประโยชน์ต่อในการแลกเปลี่ยนความร้อน จากนั้นก็จะถูกนำออกจากกระบวนการเพื่อนำไปทำการบำบัดต่อเพราะในเฟสน้ำยังมีสารอินทรีย์ละลายติดมาด้วยปริมาณน้อย

สาย “ORG-PHSE” คือน้ำมันชีวภาพที่ถูกดึงองค์ประกอบของออกซิเจนแล้ว ซึ่งตอนนี้มีคุณภาพที่เหมาะสมกับการนำไปใช้งาน และถูกส่งต่อไปยังอุปกรณ์ถัดไปเพื่อทำการแยกผลิตภัณฑ์

ผลของการแยกเฟสในถังแยกความดันสูง ทำให้สายดำเนินการมีความดันสูงซึ่งไม่เหมาะสมกับการดำเนินการของอุปกรณ์ถัดไป ดังนั้นสาย “ORG-FED” จะถูกลดความดันโดยวาล์วลดความดัน “PV-VALE2” โดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Valve” ในหมวด Pressure Changer ของโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับหมวดในการคำนวณวาล์วคือ “Adiabatic flash for specified outlet

pressure (pressure changer)” พร้อมกับระบุความดันด้านขาออกวาล์ว (Outlet pressure) มีค่าเท่ากับ 31 บาร์ซึ่งเท่ากับความดันในการดำเนินการของหอกลับบรรยากาศในกระบวนการถัดไป

“VG-SEP” แสดงถึงถังแยกก๊าซกับของเหลวถูกนำมาใช้รองรับกับสายดำเนินการ “ORG-FED” เนื่องจากการลดความดัน ทำให้สารอินทรีย์บางส่วนควบแน่นกลายเป็นของเหลว โดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Sep” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับการจำลองการแยกจำเป็นต้องระบุสารที่ต้องการแยกออก ในการศึกษาจะระบุก๊าซที่เกิดขึ้นสำหรับแยกออกโดยแสดงในสายดำเนินการชื่อว่า “VET-GAS” ส่วนของเหลวที่ได้แยกได้จะแสดงดังสายดำเนินการชื่อว่า “DIST-FD1”

สาย “DIST-FD1” แสดงถึงสารอินทรีย์ (น้ำมันชีวภาพ) ที่ถูกแยกก๊าซ (Vent gas) ออกแล้ว โดยจะถูกส่งออกจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนไปสู่การแยกผลิตภัณฑ์ในกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลับแยกความดันบรรยากาศ

สาย “VET-GAS1” แสดงถึงก๊าซ (Vent gas) ที่ผสมอยู่ในสารอินทรีย์ซึ่งถูกแยกออก โดยองค์ประกอบของก๊าซที่ได้จะมีก๊าซแอมโมเนีย (Ammonia) อยู่ด้วย ดังนั้นสายดำเนินการ “VET-GAS” จะถูกต่อไปยังอุปกรณ์ถัดไปเพื่อแยกผลิตภัณฑ์ก๊าซแอมโมเนีย

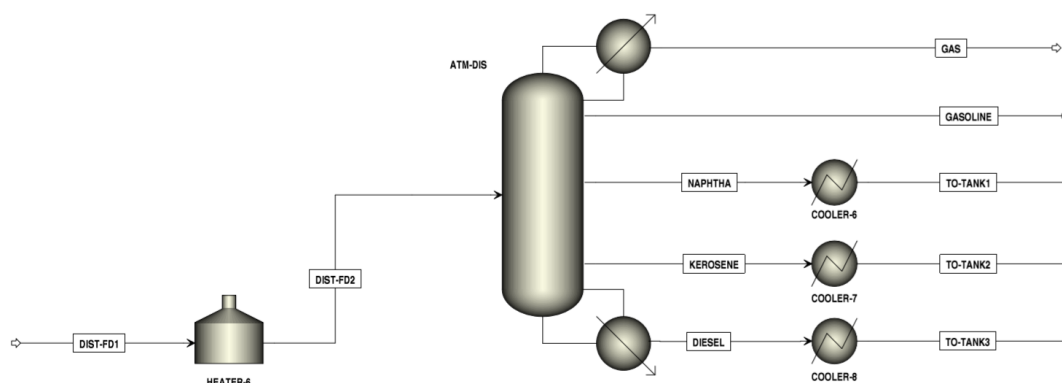
ถังแยกผลิตภัณฑ์ก๊าซแอมโมเนีย “NH3-SEP” แสดงถึงถังที่ใช้แยกก๊าซแอมโมเนียออกจากก๊าซผสมตัวอื่นโดยใช้อุปกรณ์ที่มีชื่อว่า “Sep” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับการจำลองการแยกจะระบุสารที่ต้องการแยกออกไปซึ่งก็คือก๊าซแอมโมเนียโดยแสดงดังสายดำเนินการ “NH3-PROD”

สาย “NH3-PROD” แสดงถึงผลิตภัณฑ์ก๊าซแอมโมเนียที่ได้จากกระบวนการโดยจะถูกออกจากกระบวนการ

สาย “VET-GAS2” แสดงถึงก๊าซผสมที่ถูกแยกก๊าซแอมโมเนียออกไปแล้ว โดยภายในองค์ประกอบของก๊าซจะมีไฮโดรเจนที่เหลือจากการทำปฏิกิริยาในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ ดังนั้นสายดำเนินการนี้จะถูกส่งกลับไป (Recycle line) ในกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟต์เพื่อให้ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ทำปฏิกิริยากับไอน้ำและเปลี่ยนไปเป็นผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจน

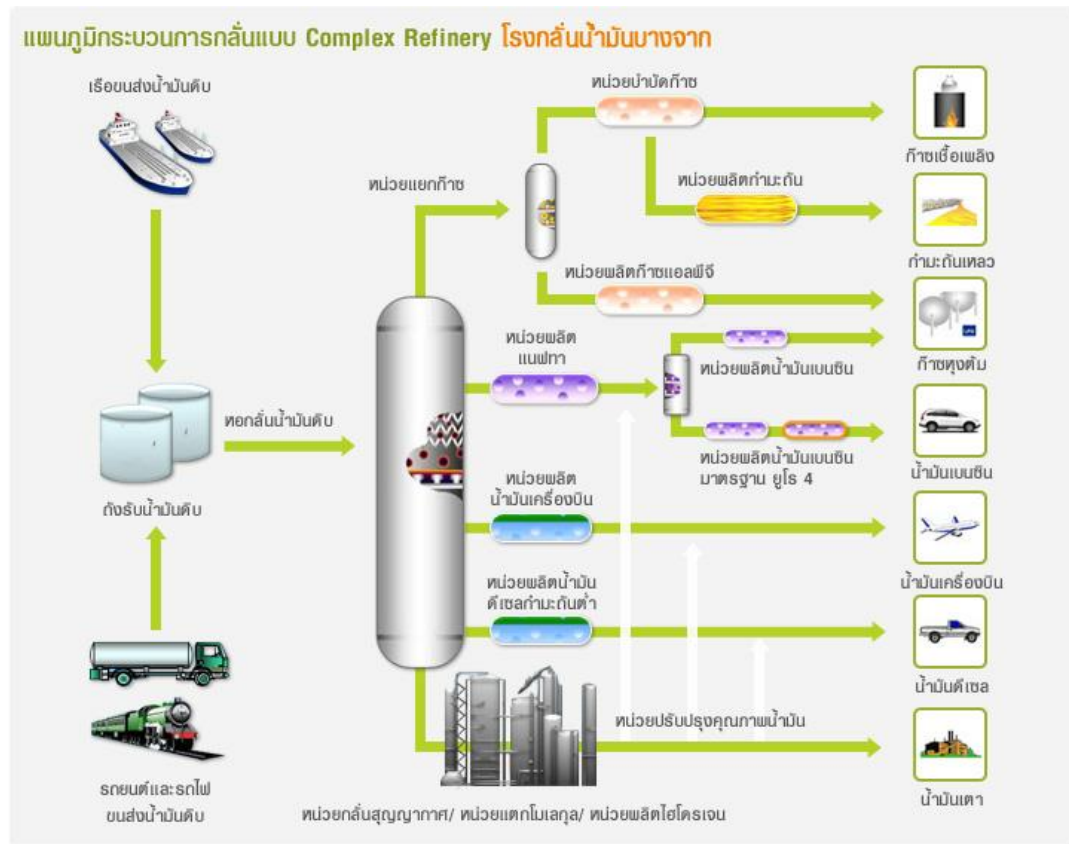
4.3.8 แบบจำลองกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process)

สำหรับน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพในสายดำเนินการ “DIST-1” นั้นมีคุณสมบัติพร้อมใช้เพื่อเป็นพลังงานในการเผาไหม้สำหรับเครื่องจักรหนัก แต่เนื่องจากงานวิจัยนี้ต้องการศึกษาผลิตภัณฑ์ที่สามารถเพิ่มมูลค่าให้กับน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพจากกระบวนการไพโรไลซิส ดังนั้นจึงศึกษากระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยใช้หอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process) ดังรูปที่ 4.19 เพื่อพิจารณาว่าผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพจากทะเลสาบปาล์มสามารถเทียบเคียงได้กับผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการกลั่นแยกน้ำมันดิบ (Crude oil) ประเภทไหนบ้าง สำหรับรูปแบบในการแยกผลิตภัณฑ์จะอ้างอิงจากกระบวนการกลั่นแบบ Complex refinery ของโรงกลั่นน้ำมันบางจาก [75] แสดงดังรูป 4.20



รูปที่ 4.19 แบบจำลองกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ ด้วยโปรแกรมแอสเพน

พลีส



รูปที่ 4.20 แสดงโมเดลสำหรับการศึกษากการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพของโรงกลั่นน้ำมันบางจาก [75] สำหรับแบบจำลองของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ

อุปกรณ์ “HEATER-7” คืออุปกรณ์ที่เพิ่มความร้อนเบื้องต้น (Pre-heat) ของหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ATM-DIST) โดยเลือกใช้อุปกรณ์ที่ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส โดยทำการกำหนดอุณหภูมิของสายดำเนินการลงไป

สาย “DIST-FD2” แสดงถึงสารอินทรีย์ที่ถูกเพิ่มอุณหภูมิเพื่อเตรียมแยกผลิตภัณฑ์ในหอกลั่นแบบบรรยากาศ “ATM-DIS”

หอกลั่นแยกผลิตภัณฑ์แบบบรรยากาศชื่อ “ATM-DIS” ถูกจำลองการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพโดยใช้ผลต่างของจุดเดือด (Boiling point) ของสาร โดยผลิตภัณฑ์ที่สนใจแยกนั้นจะยึดตามหอกลั่นน้ำมันดิบแบบบรรยากาศแสดงดังตารางที่ 4.6 สำหรับแบบจำลองหอกลั่นบรรยากาศจะเลือกใช้อุปกรณ์ชื่อว่า “RadFrac” ในหมวดหมู่ Columns ของโปรแกรมแอสเพน พลัส โดย “RadFrac” เป็นอุปกรณ์ที่ไม่มีการใช้สมมุติฐานในการดำเนินการ เหมาะกับกระบวนการกลั่นแบบ

ทั่วไปและสามารถป้อนค่าสายวัตถุดิบหรือสายผลิตภัณฑ์ที่มากกว่า 1 สายซึ่งตรงกับความต้องการในการแยกน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ต้องการศึกษา

ตารางที่ 4.6 ผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากการแยกโดยใช้หอกลั่นบรรยากาศ

รายการที่	จำนวนคาร์บอน	ช่วงจุดเดือด	ผลิตภัณฑ์	ชื่อสายดำเนินการ
1	C ₁ -C ₄	0-30 °C	ก๊าซ	GAS
2	C ₅ -C ₆	30-85 °C	ก๊าซโซลีน	GASOLINE
3	C ₆ -C ₁₀	85-180 °C	แนฟทา	NAPHTHA
4	C ₁₀ -C ₁₆	180-260 °C	เคโรซีน	KEROSENE
5	C ₁₆ -C ₂₀	260-350 °C	ดีเซล	DIESEL

เนื่องจากสายดำเนินการ NAPHTHA KEROSENE และ DIESEL ออกจากหอกลั่นแยกผลิตภัณฑ์แบบบรรยากาศมีอุณหภูมิสูง ซึ่งไม่เหมาะสมกับสถานะในเก็บ (Storage) ดังนั้นจำเป็นต้องผ่านการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้ COOLER-6 COOLER-7 และ COOLER-8 ตามลำดับ โดยใช้อุปกรณ์ชื่อว่า “Heater” ในโปรแกรมแอสเพน พลัส ในการศึกษาครั้งนี้จะกำหนดให้อุณหภูมิในการเก็บมีค่าเท่ากับ 40 องศาเซลเซียส

4.4 การศึกษากระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพ

4.4.1 การศึกษาผลิตภัณฑ์ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส

เนื่องจากปฏิกิริยาของกระบวนการไพโรไลซิสขึ้นกับอุณหภูมิตั้งสมการที่แสดงในตารางที่ 4.4 ดังนั้นวิธีการศึกษาหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการผลิตน้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และ ก๊าซไม่กลั่นตัวของกระบวนการไพโรไลซิส จะดำเนินการโดยศึกษาผลของอุณหภูมิการดำเนินการของถังปฏิกรณ์ ในช่วง 400 ถึง 650 องศาเซลเซียสซึ่งเป็นอุณหภูมิที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการไพโรไลซิสแบบเร็ว (Fast pyrolysis) [26] โดยทำการศึกษาที่ความดันคงที่คือ 1 บาร์

ค่าคอนเวอร์ชัน (Conversion) ของสารตั้งต้นได้แก่ ของแข็งเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และ ลิกนินจะถูกศึกษาเพื่อพิจารณาความสมบูรณ์ของการเกิดปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นของกระบวนการไพโรไลซิส โดยสำหรับกระบวนการที่ศึกษาถูกพิจารณาโดยใช้ถังปฏิกรณ์ประเภทต่อเนื่อง (Continuous reactor) ซึ่งถูกจำลองโดยใช้อุปกรณ์ชื่อว่า “RCSTR” ดังนั้นค่าคอนเวอร์ชันสามารถหาได้จากสมการที่ (4.3)

$$X_A = \frac{F_{A0} - F_A}{F_{A0}} \quad (4.3)$$

โดยที่ X_A คือ ค่าคอนเวอร์ชัน

F_{A0} คือ อัตราการป้อนของสารตั้งต้นที่ป้อนเข้าระบบ (kg/h)

F_A คือ อัตราการป้อนของสารตั้งต้นที่เหลือออกจากระบบ (kg/h)

ผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพจะถูกวิเคราะห์หมู่ฟังก์ชัน (Functional group) เพื่อประเมินคุณภาพและค่าความร้อน (Heating Value) ที่ได้รับก่อนทำการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน พร้อมทั้งเปรียบเทียบคุณสมบัติเบื้องต้นของน้ำมันชีวภาพโดยอ้างอิงจาก “ASTM burner fuel standard⁽⁷⁶⁾” และข้อตกลงสำหรับคุณสมบัติพื้นฐานในการนำน้ำมันชีวภาพไปใช้ในอุปกรณ์ประเภทหม้อไอน้ำ (Boiler) เครื่องยนต์ดีเซล (Diesel engine) และกังหันไอน้ำ (Steam turbine) ของสหภาพยุโรป

ร้อยละสัดส่วนของก๊าซไม่กลั่นตัวที่ได้รับจากกระบวนการจะถูกวิเคราะห์เพื่อศึกษาหาปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับก่อนที่จะส่งต่อไปเพิ่มปริมาณยังกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ อีกทั้งยังศึกษาค่าความร้อน (Heating Value) ที่ได้จากกระบวนการ

ถ่านชาร์ที่ได้จากกระบวนการจะถูกศึกษาองค์ประกอบของสารตั้งต้นที่หลีกเลี่ยงการทำปฏิกิริยาและเนื่องจากถ่านชาร์เป็นสารตั้งต้นสำหรับกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันเพื่อผลิตก๊าซสังเคราะห์ซึ่งมีก๊าซไฮโดรเจนที่ต้องการเป็นองค์ประกอบ ดังนั้นในการศึกษาจะทำการนำเสนอสมการความสัมพันธ์ระหว่างถ่านชาร์และก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้เพื่ออัตราส่วนที่เหมาะสมสำหรับการแยกผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ออกจากกระบวนการเพื่อนำไปจำหน่าย

4.4.2 การศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

ปริมาณก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันจะถูกพิจารณาโดยการศึกษาจาก 2 ปัจจัยที่สำคัญของกระบวนการคือ

อุณหภูมิในการดำเนินการของถึงปฏิกิริยา เนื่องจากสมการจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics reaction) ที่นำมาศึกษาเพื่อทำนายผลของผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์นั้นเป็นฟังก์ชันของอุณหภูมิดังสมการในตารางที่ 4.7 โดยอุณหภูมิของการดำเนินงานจะถูกศึกษาในช่วง 500 องศาเซลเซียสถึง 900 องศาเซลเซียส

ปริมาณไอน้ำซึ่งเป็นตัวทำปฏิกิริยาของกระบวนการ เนื่องจากปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นนั้นเกิดจากการนำไอน้ำมาปฏิกิริยาร่วมกับถ่านชาร์ หากใช้ไอน้ำที่มากเกินไปเกินความต้องการ (Excess steam) ก็จะช่วยให้ถ่านชาร์เกิดปฏิกิริยาได้ดีขึ้น แต่หากการใช้ปริมาณไอน้ำที่มากเกินไปก็จะส่งผลให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ผลิตได้มีปริมาณของไอน้ำมากทำให้คุณภาพของก๊าซสังเคราะห์ในด้านค่าความร้อน (Heating value) ต่ำลงอีกทั้งยังเพิ่มภาระ (Load) ให้กับอุปกรณ์ถัดไป ดังนั้นปริมาณไอน้ำที่มีความเหมาะสมเพื่อให้ผลิตก๊าซไฮโดรเจนซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการจึงถูกนำมาพิจารณา โดยจะทำการศึกษาที่อัตราส่วนของไอน้ำต่อถ่านชาร์ (S/C ratio) ในช่วง 1 ถึง 2.7

4.4.3 การศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

ปัจจัยสำคัญในการศึกษาสำหรับการเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจนในก๊าซสังเคราะห์สำหรับกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันคือ

ผลของอัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อก๊าซสังเคราะห์ (S/C ratio) ที่มีผลต่อการเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจนจะถูกนำมาพิจารณาตั้งแต่ค่า 1 ถึง 10 เพื่อศึกษาสภาวะที่เหมาะสม จากปัจจัยข้างต้นเมื่อได้รับสภาวะที่ผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับมากที่สุดแล้วจะดำเนินการเปรียบเทียบสัดส่วนของก๊าซไฮโดรเจนในสายดำเนินการที่ป้อนเข้าและออกจากกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

ผลของอุณหภูมิที่มีผลต่อการเพิ่มปริมาณก๊าซไฮโดรเจน เนื่องจากถึงปฏิกรณ์สำหรับกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ใช้หลักการของสมดุลเฟสและสารเคมี (Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium) การศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่เกิดขึ้นจะทำการศึกษาอุณหภูมิดำเนินการตั้ง 200 องศาเซลเซียสถึง 500 องศาเซลเซียส เพื่อหาอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเพิ่มผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนให้ได้มากที่สุด ทั้งนี้จะดำเนินการศึกษาที่ความดันคงที่คือ 48 บาร์ นอกจากนี้ค่าคอนเวอร์ชัน (Conversion) ของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ซึ่งเป็นสารตั้งต้นของปฏิกิริยาจะถูกพิจารณาร่วมกับการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิที่ทำการศึกษา

4.4.4 การศึกษาค่าความร้อนที่ได้จากก๊าซสังเคราะห์จากกระบวนการเผาไหม้

การใช้ประโยชน์จากก๊าซสังเคราะห์ที่เกิดขึ้นภายในกระบวนการหลังจากแยกผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนออกแล้ว สำหรับงานวิจัยนี้สนใจนำไปใช้เพื่อเป็นแหล่งพลังงานความร้อน โดยศึกษาค่าความร้อน (Heating value) ที่ได้จากการเผาไหม้ก๊าซสังเคราะห์ร่วมกับถ่านชาร์ซึ่งทำการปรับอุณหภูมิที่ศึกษาตั้งแต่ 500 องศาเซลเซียสถึง 1100 องศาโดยการทำนายก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากการเผาและค่าความร้อนนั้นจะใช้วิธีสมดุลเฟสและสารเคมี (Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium) สำหรับค่าความร้อนที่ได้รับจากสถานะที่เหมาะสมจะถูกนำไปใช้ต่อในการแลกเปลี่ยนอุณหภูมิของระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ทำการศึกษาต่อไป

4.4.5 การศึกษาผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วย

ไฮโดรเจน

องค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพที่เปลี่ยนแปลงไปจากการทำปฏิกิริยาโดยการดั่งสารประกอบของธาตุออกซิเจนออกมาในรูปของเฟสน้ำจะถูกพิจารณาเพื่อเปรียบเทียบคุณภาพของน้ำมันชีวภาพก่อนและหลังปรับปรุงคุณภาพพร้อมค่าทั้งพิจารณาค่าความร้อนที่เปลี่ยนไป นอกจากนี้ปริมาณของเฟสสารอินทรีย์ เฟสของสารอินทรีย์ และก๊าซแอมโมเนียที่ได้จะศึกษาร่วมด้วย

4.4.6 การศึกษาการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพจากกระบวนการกลั่นแบบบรรยากาศ

การแยกผลิตภัณฑ์ของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพโดยวิธีการกลั่นแบบบรรยากาศจะทำการศึกษาปัจจัยดังนี้

ผลของ Reflux ratio ที่เหมาะสมต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้บนยอดหอ (Distillate product) จะถูกพิจารณาร่วมกับการใช้พลังงาน (Duty) ของคอนเดนเซอร์ (Condenser) และหม้อ

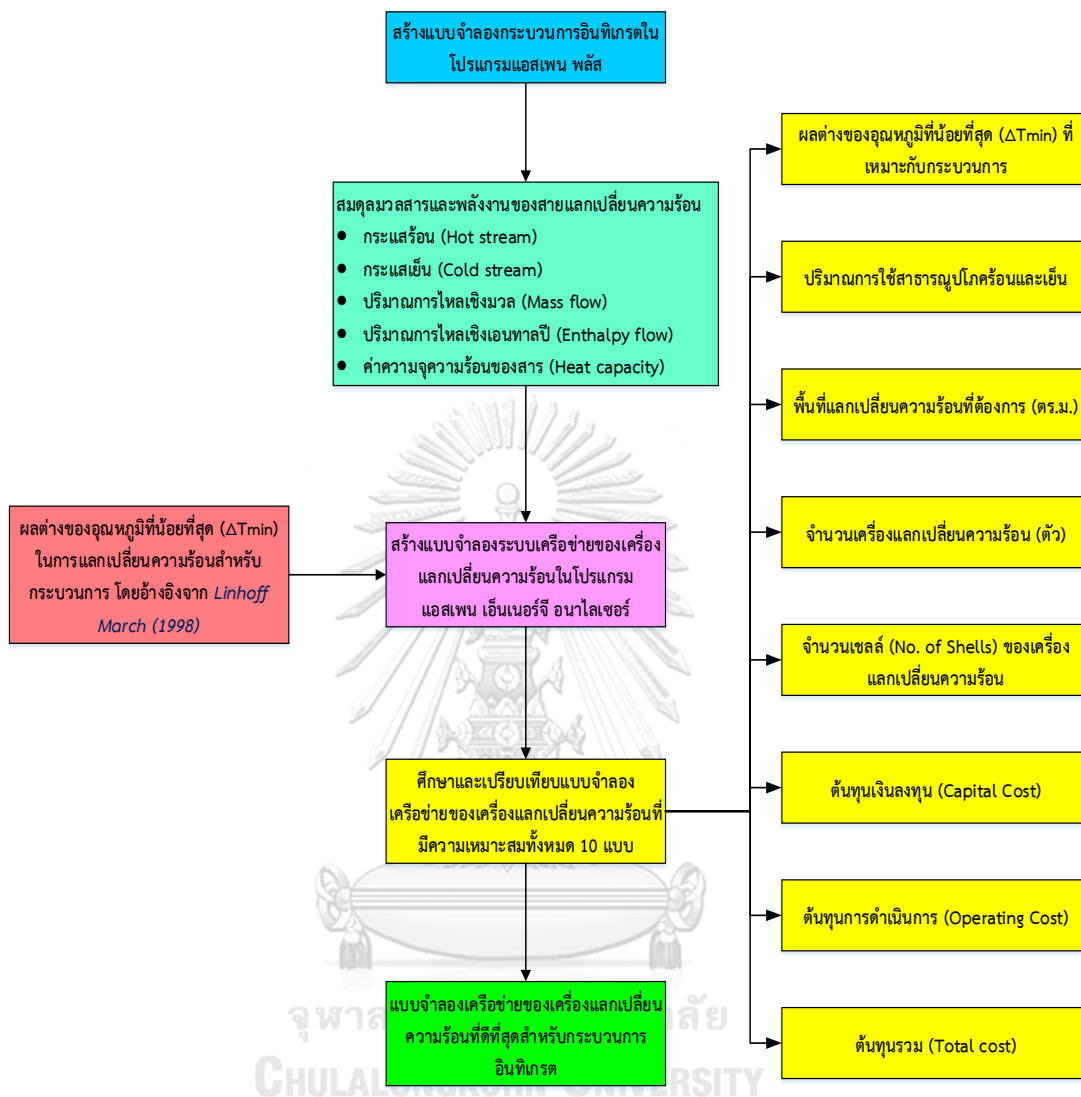
ไอน้ำ (Reboiler) ที่เป็นผลจากการปรับ Reflux ratio เพื่อหาอัตราส่วนที่เหมาะสมของการดำเนินการ

ศึกษาปริมาณสารแต่ละชั้น (Stage) ภายในหอกลั่นบรรยากาศเพื่อหาชั้นที่เหมาะสมในการดึงผลิตภัณฑ์ที่ออกจากข้างหอ (Side stream product) พร้อมทั้งศึกษาองค์ประกอบและความบริสุทธิ์ของช่วงผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ

4.5 วิธีการสร้างแบบจำลองเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

เมื่อพิจารณาแบบจำลองกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพจะเห็นได้ว่าภายในกระบวนการมีความต้องการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนสำหรับการเพิ่มและลดอุณหภูมิเพื่อให้การดำเนินการเป็นไปอย่างเหมาะสม จากการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพในโปรแกรมแอสเพน พลัส จะเห็นได้ว่ากระบวนการมีทั้งสายความร้อนและความเย็นที่ทิ้งออกจากกระบวนการที่ศึกษา ดังนั้นหากสามารถนำความร้อนและความเย็นของสายดำเนินการเหล่านั้นกลับมาใช้ประโยชน์ (Heat recovery) ก็จะช่วยให้กระบวนการที่สนใจศึกษาลดการใช้พลังงานจากกระแสธารณูปโภคได้ (Utility stream)

ผู้วิจัยสนใจศึกษาการสร้างเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนลง (Heat Exchanger Network) ในโปรแกรมแอสเพน เอ็นเนอร์จี อนาไลเซอร์ (Aspen Energy Analyzer) โดยใช้หลักการของการวิเคราะห์พินช์ (Pinch analysis) สำหรับการออกแบบและแลกเปลี่ยนพลังงานของกระแสร้อนและกระแสน้ำภายในในกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพ ซึ่งมีขั้นตอนในการศึกษาดังรูปที่ 4.21

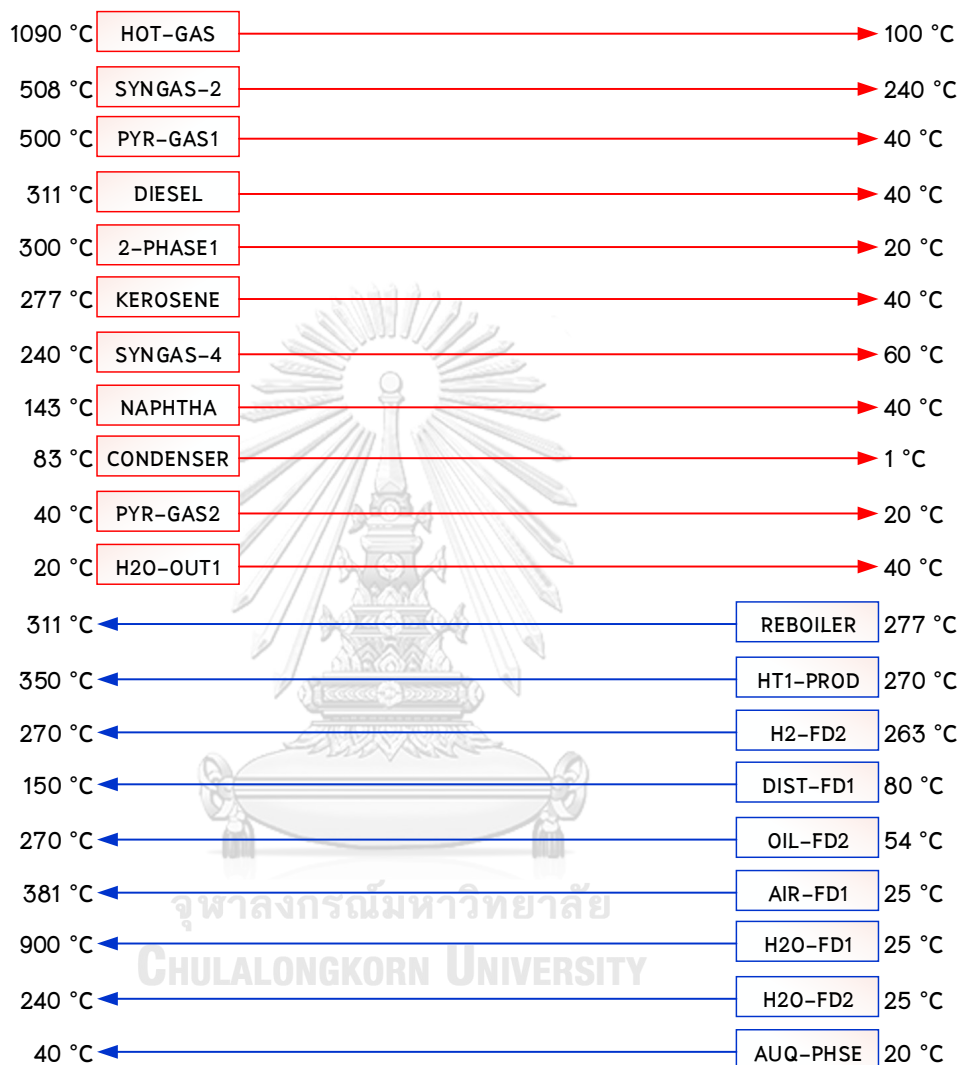


รูปที่ 4.21 ขั้นตอนการออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network) สำหรับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่สนใจศึกษา

4.5.1. การระบุกระแสของสายแลกเปลี่ยนความร้อนจากกระบวนการผลิตพลังงานทดแทน

ขั้นตอนแรกสำหรับการวิเคราะห์การสร้างระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคือการระบุกระแสร้อนและกระแสน้ำเย็นจากกระบวนการ โดยรูปที่ 4.22 แสดงกระแสของสายร้อนและเย็น

พร้อมทั้งอุณหภูมิเริ่มต้นและอุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการของสายดำเนินการในกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพ



รูปที่ 4.22 กระแสของสายร้อนและเย็นพร้อมทั้งอุณหภูมิเริ่มต้นและอุณหภูมิเป้าหมายที่ต้องการ

กระแสร้อน คือ กระแสภายในกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่ต้องการลดอุณหภูมิหรือทำให้เย็น ได้แก่

สาย “HOT-GAS” เป็นสายของก๊าซสังเคราะห์ที่ถูกนำไปเผาในกระบวนการเผาไหม้ร่วมกับถ่านชาร์ เพื่อที่จะนำค่าความร้อนที่ได้จากก๊าซสังเคราะห์มาใช้เป็นแหล่งพลังงานความร้อนใน

กระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพ โดยหลังจากนำไปแลกเปลี่ยนความร้อนแล้ว สาย “HOT-GAS” จะมีอุณหภูมิลดลง

สาย “SYN-GAS2” เป็นสายของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน โดยอุณหภูมิของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากทั้ง 3 กระบวนการถูกผสมทำให้มีอุณหภูมิสูงกว่าที่กระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันดำเนินการ ดังนั้นจำเป็นต้องลดอุณหภูมิของกระแสลง

สาย “PYR-GAS1 และ PYR-GAS2” เป็นสายผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส หลังจากแยกถ่านชาร์ออกแล้ว จำเป็นที่ต้องลดอุณหภูมิของสายกระบวนการให้เย็นลง เพื่อที่จะทำการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพและก๊าซไม่กลั่นตัวออกจากกัน

สาย “DISEL” เป็นผลิตภัณฑ์ในช่วงน้ำมันดีเซลหรือน้ำมันก๊าดที่ได้จากกระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ของกระบวนการกลั่นแบบสุญญากาศดังนั้นก่อนนำไปบรรจุที่ถังเก็บ (Storage tank) จำเป็นที่ต้องลดอุณหภูมิลง

สาย “2-PHASE1” เป็นสายของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนซึ่งดำเนินการที่อุณหภูมิสูงที่ 300 องศาเซลเซียส ดังนั้นจำเป็นต้องลดอุณหภูมิของสายผลิตภัณฑ์ซึ่งประกอบด้วยเฟสของสารอินทรีย์และเฟสของน้ำลง เพื่อที่จะทำการแยกเฟสในถังแยก (FLSH-SEP) ถัดไป

สาย “KEROSENE” เป็นผลิตภัณฑ์ในช่วงของเคโรซีนหรือน้ำมันก๊าดที่ได้จากกระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ของกระบวนการกลั่นแบบสุญญากาศดังนั้นก่อนนำไปบรรจุที่ถังเก็บ (Storage tank) จำเป็นที่ต้องลดอุณหภูมิลง

สาย “SYN-GAS4” เป็นสายของก๊าซสังเคราะห์ที่ถูกเพิ่มความเข้มข้นของก๊าซไฮโดรเจนโดยกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน หลังจากนั้นจะถูกส่งไปที่กระบวนการดูดซับ

สาย “NAPHTHA” เป็นผลิตภัณฑ์ในช่วงเนฟทาที่ได้จากกระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ของกระบวนการกลั่นแบบสุญญากาศดังนั้นก่อนนำไปบรรจุที่ถังเก็บ (Storage tank) จำเป็นที่ต้องลดอุณหภูมิลง

สาย “CONDENSER” คือ สายของผลิตภัณฑ์ยกหอท่ถูกป้อนกลับเข้าหอดด้วยค่า Reflux ratio

สาย “H2O-OUT1” คือน้ำที่เป็นผลิตภัณฑ์รอง (By-product) ที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน โดยมีอุณหภูมิที่ 240 องศาเซลเซียส ซึ่งสามารถที่จะใช้เป็นกระแสร้อนแลกเปลี่ยนให้กับ

กระแสเย็นในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนได้ โดยหลังจากนำสายกระบวนการนี้ไปแลกเปลี่ยนความร้อนแล้ว สาย “H2O-OUT1” จะมีอุณหภูมิลดลง

กระแสเย็น คือ กระแสภายในกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพที่ต้องการเพิ่มอุณหภูมิหรือทำให้ร้อน ได้แก่

สาย “REBOILER” เป็นสายดำเนินการภายในก้นหอยของหอกลั่นบรรยากาศซึ่งจะถูกให้ความร้อนจากหม้อต้มไอน้ำ (Reboiler) ทำให้บางส่วนกลายเป็นไอกลับเข้าไปในหอ

สาย “HT1-PROD” เป็นสายผลิตภัณฑ์ที่ได้จากถังปฏิกรณ์แรกของน้ำกระบวนการปรับปรุงคุณภาพด้วยไฮโดรเจน โดยจะถูกเพิ่มอุณหภูมิให้สูงขึ้นที่ 350 องศาเซลเซียส เพื่อทำปฏิกิริยาต่อไปในถังปฏิกรณ์ถัดไป

สาย “H2-FD2” เป็นสายของผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่ได้จากกระบวนการดูดซับแบบซับความดัน เนื่องจากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันดำเนินการที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส แต่กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนนั้นดำเนินการที่ 270 องศาเซลเซียส ทำให้จำต้องทำการเพิ่มอุณหภูมิให้กับสายดำเนินการนี้

สาย “DIST-FD1” เป็นสายผลิตภัณฑ์ของสารอินทรีย์ที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนที่ถูกแยกผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ออกแล้ว โดยจะถูกเพิ่มอุณหภูมิขึ้น (Pre-heat) ก่อนเข้าสู่หอกลั่นแยกแบบบรรยากาศ (ATM-DIS)

สาย “OIL-FD2” เป็นสายของผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสที่ผ่านการลดอุณหภูมิลงเพื่อแยกก๊าซไม่กลั่นตัวออก โดยถูกนำมาให้ความร้อนเพื่อให้มีอุณหภูมิสูงขึ้น 270 องศาเซลเซียส ก่อนจะป้อนเข้าสู่กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน

สาย “AIR-FD1” เป็นสายของอากาศที่อุณหภูมิบรรยากาศที่ถูกนำมาให้ความร้อนที่อุณหภูมิ 381 องศาเซลเซียส เพื่อไล่ความชื้นของทะเลาะปาล์มปริมาณ 145 ตันต่อชั่วโมง ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบ

สาย “H2O-FD1” เป็นสายของน้ำที่ถูกนำมาให้ความร้อนเพื่อให้กลายเป็นไอน้ำสำหรับใช้เป็นตัวทำปฏิกิริยากับถ่านซารินในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

สาย “H2O-FD2” เป็นสายของน้ำที่ถูกนำมาให้ความร้อนเพื่อให้กลายเป็นไอน้ำสำหรับใช้เป็นตัวทำปฏิกิริยากับกับก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ในก๊าซสังเคราะห์เพื่อเพิ่มปริมาณของผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนในกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

สาย “AUQ-PHSE” เป็นสายของเฟสน้ำที่ถูกแยกออกจากเฟสสารอินทรีย์ของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮดรเจน โดยมีอุณหภูมิค่าที่ 20 องศาเซลเซียสสามารถที่นำไปแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการได้ โดยหลังจากจากแลกเปลี่ยนความร้อนแล้ว กำหนดให้มีอุณหภูมิเป้าหมายที่ 40 องศาเซลเซียส ก่อนส่งไประบบบำบัดน้ำต่อไป

4.6 การศึกษาแบบจำลองของระบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดสำหรับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ

4.6.1 การศึกษาผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{\min}) ที่เหมาะสมกับกระบวนการ

ΔT_{\min} สำหรับการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนจะถูกศึกษาตั้งแต่ 3 องศาเซลเซียสถึง 25 องศาเซลเซียสซึ่งสอดคล้องกับค่าที่เหมาะสมตามประสบการณ์ของ Linnhoff [40] โดยจะเปรียบเทียบความเหมาะสมของ ΔT_{\min} ร่วมกับค่าใช้จ่ายรวมและค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ และนำเสนอค่า ΔT_{\min} ที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอนถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน

4.6.2 การศึกษาเส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) และเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิท (Grand Composite Curve)

ข้อมูลสมดุลมวลสารและพลังงานของกระแสร้อนและเย็นสำหรับการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการที่ศึกษาแสดงดังตาราง ข-1 ของภาคผนวก ข จะถูกนำมาสร้างเป็นเส้นโค้งคอมโพสิท และเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิทได้ เพื่อศึกษาอุณหภูมิจุดพินช์ ปริมาณความต้องการของกระแสสารอุณหภูมิต่ำที่น้อยที่สุด ($Q_{H,\min}$) และปริมาณความต้องการของกระแสสารอุณหภูมิต่ำที่น้อยที่สุด ($Q_{C,\min}$) ของกระบวนการที่ศึกษา นอกจากนี้ยังศึกษาประเภทของกระแสสารอุณหภูมิต่ำที่เหมาะสม

4.6.3 ปัจจัยในการพิจารณาเลือกการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด

สำหรับการออกแบบระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ผู้วิจัยจะดำเนินการใช้โปรแกรมแอสเพน เอ็นเนอร์จี อนาไลเซอร์ ออกแบบระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้จำนวน 10 แบบ เพื่อศึกษาการออกแบบที่ดีที่สุดโดยมีปัจจัยในการศึกษาดังนี้

- 1) ปริมาณของกระแสสารอุณหภูมิต่ำและเย็นที่ต้องใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อน
- 2) ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost)
- 3) ต้นทุนเงินลงทุน (Capital Cost)

- 4) เงินทุนรวม (Total cost)
- 5) จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Number of Units)
- 6) จำนวนเชลล์ (Number of Shells)
- 7) พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (m^2)

จากการพิจารณาปัจจัยข้างต้นจะช่วยให้ผู้วิจัยสามารถนำเสนอเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดสำหรับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพได้ ทั้งนี้การศึกษาจะพิจารณาเฉพาะสายกระบวนการที่นำมาแลกเปลี่ยนอุณหภูมิผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเท่านั้น จะไม่พิจารณาถึงการแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องปฏิกรณ์



4.7 การศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ (Economics) ของกระบวนการผลิตพลังงาน

ทดแทนชีวภาพ

4.7.1 ราคาขายผลิตภัณฑ์

ผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการที่ศึกษาและราคาขายของผลิตภัณฑ์แสดงดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 ราคาขายต่อหน่วยของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการที่ศึกษา

รายการ	ผลิตภัณฑ์	ราคาต่อหน่วย (บาท)
1	ก๊าซไฮโดรเจน (H ₂)	61.91 (บาท/kg) [77]
2	ก๊าซสังเคราะห์ (C ₁ -C ₄)	855.22 (บาท/m ³) [68]
3	ก๊าซโซลีน (C ₅ -C ₆)	3126.42 (บาท/bbl) [68]
4	แนฟทา (C ₆ -C ₁₀)	3126.42 (บาท/bbl) [68]
5	เคโรซีน (C ₁₀ -C ₁₆)	2996.53 (บาท/bbl) [68]
6	ดีเซล (C ₁₆ -C ₁₈)	2924.04 (บาท/bbl) [68]

4.7.2 ต้นทุนค่าใช้จ่ายในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

ต้นทุนและค่าใช้จ่ายสำหรับการวิเคราะห์ในการจัดทำโครงการสามารถพิจารณาได้จาก 2 ปัจจัยหลักได้แก่

4.7.2.1. ค่าการจัดซื้ออุปกรณ์ทั้งหมด (Total Purchased Equipment Cost, TPEC)

ราคาอุปกรณ์สำหรับกระบวนการที่ศึกษาจะทำการอ้างอิงจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องโดยใช้สมการความสัมพันธ์ระหว่างกำลังการผลิตและราคาอุปกรณ์มาใช้ (สมการที่ 2.20) เพื่อให้ได้ราคาอุปกรณ์ที่มีความเหมาะสมกับกำลังการผลิตของกระบวนการที่ศึกษา จากนั้นจะใช้ Cost index แสดงดังสมการ (2.21) ในการปรับราคาอุปกรณ์ในปีที่ทำการศึกษามาเป็นปีปัจจุบัน (2562) โดยราคาอุปกรณ์จากการอ้างอิงงานวิจัยที่เกี่ยวข้องสรุปได้ดังตารางที่ 4.8

ตารางที่ 4.8 แสดงราคาอุปกรณ์สำหรับกระบวนการผลิตเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพ

รายการ	รายละเอียด	ราคาปีที่อ้างอิงจากงานวิจัย (บาท)
1	กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบ	641,662
2	กระบวนการไพโรไลซิส	155,478,288
3	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	245,177,300
4	กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์	197,337,827
5	กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน	504,517,602
6	กระบวนการเผาไหม้	310,327,109
7	กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน	251,786,701
8	กระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์แบบบรรยากาศ	209,297,695
ราคาอุปกรณ์รวม		1,874,564,184

ราคาอุปกรณ์สำหรับกระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment) จะวิเคราะห์ราคาจากการทำงานวิจัยที่นำเสนอโดย Shemfe และคณะ [78]

ในส่วนราคาอุปกรณ์ของกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process), กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process), กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift process), กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption process), กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process), กระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process) และกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process) จะอ้างอิงจากการเทียบราคาอุปกรณ์ที่นำเสนอโดย Rezaei และ Mehrpoya [11]

4.7.2.2 ค่าการลงทุนของการดำเนินการโครงการทั้งหมด (Total Project Investment Costs, TPIC)

ในงานวิจัยจะนำอัตราส่วนการคำนวณที่นำเสนอโดย Jones และคณะ [43] มาพิจารณาปัจจัยดังต่อไปนี้

- 7) ค่าดำเนินการจัดซื้ออุปกรณ์และค่าติดตั้งอุปกรณ์ (Purchased Equipment Installation) คิดที่ 39 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 8) ค่าอุปกรณ์ควบคุมและระบบควบคุม (Instrumentation and Controls) คิดที่ 26 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 9) ระบบท่อ (Piping system) คิดที่ 31 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 10) ระบบไฟฟ้า (Electrical Systems) คิดที่ 10 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 11) ค่าก่อสร้างโรงงานและอุปกรณ์อำนวยความสะดวก (Building including services) คิดที่ 29 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 12) ค่าปรับปรุงพื้นที่ (Yard Improvements) คิดที่ 12 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC

ค่าใช้จ่ายทางอ้อม (Indirect Costs) คือค่าใช้จ่ายในส่วนของการออกแบบและการก่อสร้างทางวิศวกรรม โดยจะอ้างอิงสัดส่วนของการคำนวณจาก Jones และคณะ [43] ซึ่งมีรายการในการวิเคราะห์ดังนี้

- 1) ค่าการออกแบบทางวิศวกรรม (Engineering design) คิดที่ 32 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 2) ค่าการก่อสร้าง (Construction) คิดที่ 34 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 3) ค่าธรรมเนียมทางกฎหมายและค่าจ้างผู้รับเหมา (Legal and Constructor Fees) คิดที่ 23 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC
- 4) ค่าความไม่แน่นอนของโครงการ (Project Contingency) คิดที่ 37 เปอร์เซ็นต์ของ TPEC

4.7.3 ค่าใช้จ่ายระหว่างการดำเนินการ (Operating cost)

ค่าใช้จ่ายระหว่างการดำเนินการ คือ รายจ่ายที่เกิดขึ้นในการนำทะเลาะปาล์มซึ่งเป็นวัสดุเหลือทิ้งชีวมวลมาผ่านกระบวนการที่ศึกษาเพื่อผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน โดยมีปัจจัยในการพิจารณาดังนี้

- 1) ค่าวัตถุดิบของกระบวนการ (Raw materials Cost) ได้แก่ ทะเลาะปาล์ม ก๊าซไนโตรเจน สำหรับกระบวนการไพโรไลซิส น้ำในการทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน เป็นต้น

- 2) ค่าสาธารณูปโภค (Utility Costs) ได้แก่ ค่าไฟโดยอ้างอิงจากความต้องการใช้งานจากผลการศึกษาการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพในแต่ละอุปกรณ์ และค่ากระแสสาธารณูปโภคที่ใช้ในระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยราคาจะอ้างอิงผลจากการสร้างแบบจำลองเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนในโปรแกรม Aspen Energy Analyzer ซึ่งราคาในส่วนนี้ประกอบด้วย ค่า Refrigerant 1, HP Steam, Fired Heat (1000) และ Cooling Water
- 3) ค่าแรง (Labor Costs) ประกอบด้วยค่าแรงของผู้ปฏิบัติการ (Operator) หัวหน้างานและช่างซ่อมบำรุงรักษา โดยอ้างอิงการคำนวณค่าที่เสนอโดย Jones และคณะ [43] โดยมีรายละเอียดการคิดดังนี้
 - ค่าแรงของผู้ปฏิบัติการ (Operator) คิดที่ 37.66 ดอลลาร์/ชั่วโมง
 - หัวหน้างาน คิดที่ 1.1 เปอร์เซ็นต์ของค่าแรงผู้ปฏิบัติการ
 - ช่างซ่อมบำรุงรักษา คิดที่ 98 เปอร์เซ็นต์ของค่าแรงผู้ปฏิบัติรวมกับหัวหน้างาน
- 4) ค่าอุปกรณ์ซ่อมแซม (Maintenance Materials) คิดที่ 2 เปอร์เซ็นต์ของ TPIC
- 5) ค่าภาษีท้องถิ่นและการประกันภัย (Local taxes & Insurance) คิดที่ 2 เปอร์เซ็นต์ของ TPIC

4.7.4 การศึกษาผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

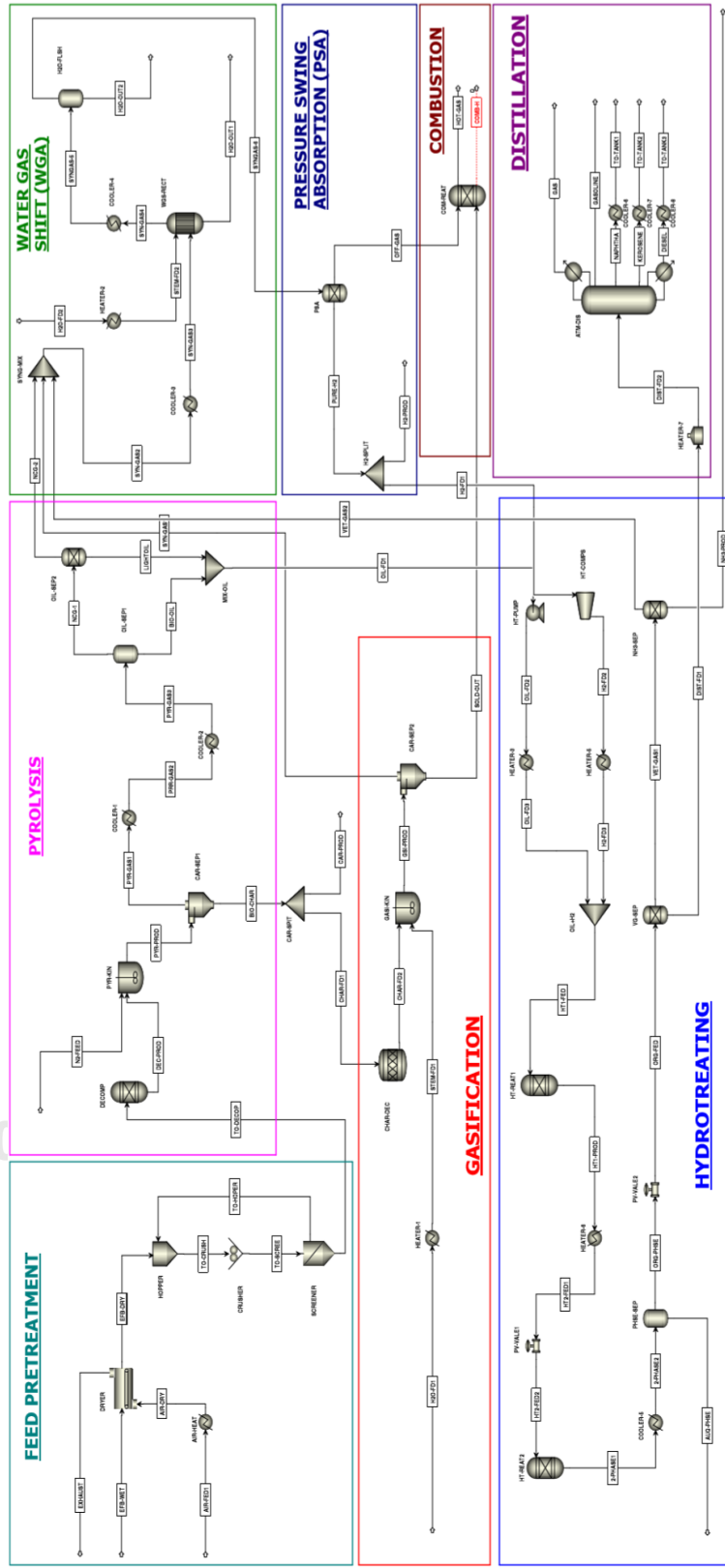
สำหรับแบบจำลองกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จะวิเคราะห์จากระยะเวลาคืนทุน มูลค่าปัจจุบันสุทธิ และอัตราผลตอบแทนภายใน โดยมีจะพิจารณาภาษีนิติบุคคลที่อัตราร้อยละ 20 ของกำไรสุทธิเพื่อสรุปว่ากระบวนการที่นำเสนอมีความคุ้มค่าในการลงทุนหรือไม่ ทั้งนี้จะไม่มีการพิจารณาค่าเสื่อมราคาของอุปกรณ์

บทที่ 5

ผลการศึกษาระบบจำลองกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ

แบบจำลองของกระบวนการผลิตน้ำมันชีวภาพ ผ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนจากการใช้สัดชีวมวลทะเลสาบปาล์มไบโพรแกรมแอสเพนพลัส แสดงดังรูปที่

5.1



รูปที่ 5.1 แบบจำลองของกระบวนการผลิตน้ำมันชีวภาพ ผ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน ในไบโพรแกรมแอสเพน พลัส

จากรูปที่ 5.1 จะเห็นได้ว่ากระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพที่ทำการศึกษา ประกอบด้วย 8 กระบวนการย่อย โดยในแต่ละกระบวนการถูกวิเคราะห์หาสภาวะที่ทำให้ได้รับเชื้อเพลิงทดแทนชีวภาพในปริมาณมากที่สุด

5.1 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส

กระบวนการไพโรไลซิสนับว่าเป็นกระบวนการที่สำคัญที่สุดของกระบวนการที่ทำการศึกษา เพื่อผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพจากทะเลสาบปาล์ม เนื่องจากเป็นกระบวนการแรกที่มีการการเปลี่ยนแปลงทะเลสาบปาล์มโดยเริ่มต้นอยู่ในรูปของแข็งชีวมวลไปเป็นน้ำมันชีวภาพ ถ่านชาร์ และ ก๊าซไม่กลั่นตัวอีกทั้งปฏิกิริยาของกระบวนการไพโรไลซิสที่ทำการศึกษามีทั้งหมด 19 สมการแสดงดังตารางที่ 4.4 ดังนั้นก่อนการนำกระบวนการอื่น ๆ มาอินทิเกรตเข้ากับกระบวนการไพโรไลซิสจำเป็นต้องมีการตรวจสอบความถูกต้อง (Validation) ของแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสก่อน โดยผู้วิจัยได้ทำการสร้างแบบจำลองและตรวจสอบความถูกต้องของแบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยมีขั้นตอนดังนี้

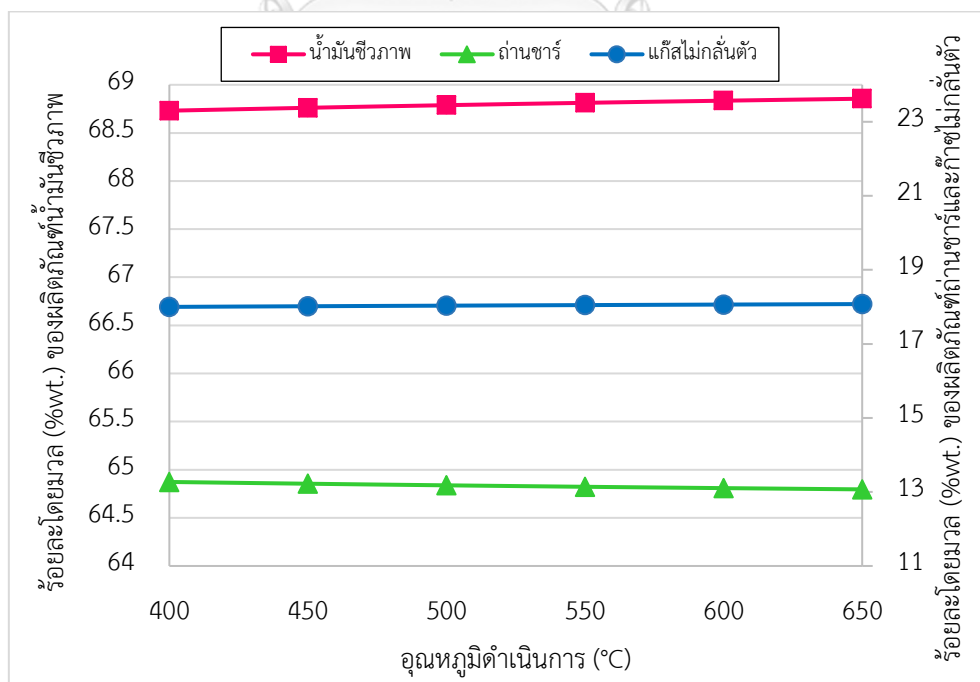
1. สร้างแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสที่นำเสนอโดย Angelo [74] ซึ่งศึกษาแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสของไม้สน (pine wood) ในโปรแกรมแอสเพนพลัส ดำเนินการที่สภาวะ 500 องศาเซลเซียสและ 1.1 บาร์ จากการศึกษาการสร้างแบบจำลองตามงานวิจัยดังกล่าวพบว่าปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับแสดงมีค่าความคลาดเคลื่อนแสดงดังตารางที่ 5.1 ตารางที่ 5.1 การเปรียบเทียบผลิตภัณฑ์ที่ได้การสร้างแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสไม้สน เทียบกับงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง

ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์ (%wt)	ผลจากการสร้างแบบจำลอง กระบวนการไพโรไลซิสไม้สน	ผลจากงานวิจัย ที่ใช้อ้างอิง	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
น้ำมันชีวภาพ	55.7	55.6	0.1
ถ่านชาร์	24.3	21.1	13.0
แก๊สไม่กลั่นตัว	20.1	23.3	16.0

ผลการตรวจสอบค่าความคลาดเคลื่อนแสดงให้เห็นว่าสำหรับผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้มีค่าใกล้เคียงกับงานวิจัย ส่วนถ่านชาร์และก๊าซไม่กลั่นตัวนั้นมีค่าความคลาดเคลื่อนที่มากขึ้นเนื่องจากถ่านชาร์ที่ได้จากแบบจำลองของกระบวนการมีองค์ประกอบของก๊าซซึ่งเป็นสารจำลอง (pseudo component) ในกลไกการเกิดปฏิกิริยา โดยภายหลังจะมีการสลายตัวเป็นก๊าซสังเคราะห์เมื่อ

อุณหภูมิสูงขึ้น (เป็นเงื่อนไขของปฏิกิริยาที่นำเสนอโดย Ranzi และคณะ [49] ที่นำมาใช้ในแบบจำลองกระบวนการ เพื่อให้มีความสอดคล้องกับความเป็นจริงในห้องปฏิบัติการ กล่าวคือเมื่ออุณหภูมิไพโรไลซิสเพิ่มขึ้น จะได้รับผลิตภัณฑ์ก๊าซไม่กลั่นตัวเพิ่มขึ้น) มากกว่างานวิจัยซึ่งที่ใช้อ้างอิงเป็นเหตุให้สัดส่วนระหว่างถ่านชาร์และก๊าซไม่กลั่นตัวที่ได้รับแตกต่างจากของงานวิจัย โดยแบบจำลองของกระบวนการที่ได้ทำการตรวจสอบค่าความคลาดเคลื่อนแล้วสามารถนำมาใช้ศึกษาต่อในกระบวนการอินทิเกรตที่สนใจได้ แม้ว่าจะมีความคลาดเคลื่อนในส่วนของปริมาณถ่านชาร์และก๊าซสังเคราะห์ เนื่องจากในกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่ศึกษามีกระบวนการสลายองค์ประกอบของสาร (Decomposition process) ในส่วนของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันดังนั้นก๊าซที่อยู่ในสถานะของแข็งก็จะสลายตัวไปอยู่ในสถานะก๊าซจึงทำให้ปริมาณของถ่านชาร์และก๊าซสังเคราะห์ที่ได้มีค่าใกล้เคียงกับของงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง

2. นำโมเดลที่ได้ทำการตรวจสอบความคลาดเคลื่อนแล้วมาศึกษาต่อโดยเปลี่ยนจากองค์ประกอบของไม้สนเป็นทะเลายปาล์ม ผลของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสทะเลายปาล์มมาทำการตรวจสอบ โดยจะทำการตรวจสอบกับค่าผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากงานวิจัยที่ศึกษากระบวนการไพโรไลซิสในห้องปฏิบัติการ [50] และงานวิจัยที่ได้มีการศึกษาการสร้างแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสทะเลายปาล์มในโปรแกรมแอสเพน พลัส [79]



รูปที่ 5.2 ร้อยละผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส

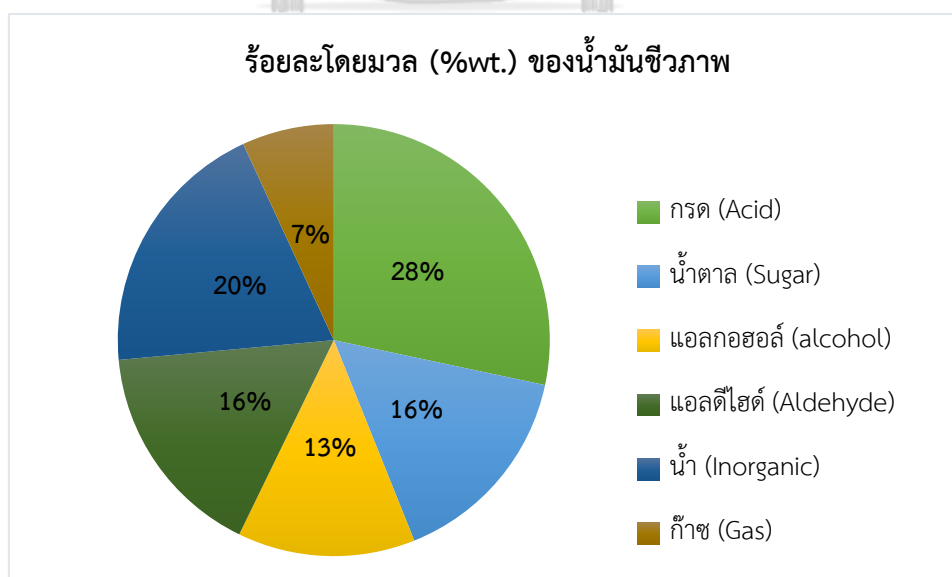
จากการศึกษาผลของอุณหภูมิของกระบวนการไพโรไลซิสในช่วง 400 องศาเซลเซียสถึง 650 องศาเซลเซียส โดยกำหนดให้ระบบดำเนินการแบบอุณหภูมิคงที่ (Isothermal system) และไม่พิจารณาในส่วนของการความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา (Heat of reaction) พบว่าถ่านชีวภาพและก๊าซสังเคราะห์เพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิการดำเนินการที่เพิ่มขึ้นส่วนของถ่านชาร์ที่มีองค์ประกอบของธาตุคาร์บอนจะมีปริมาณลดลงตามอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นเนื่องจากเกิดปฏิกิริยาการสลายตัวของแก๊สโมเลกุลใหญ่ไปเป็นน้ำมันชีวภาพและก๊าซสังเคราะห์ที่มีโมเลกุลเล็กลง โดยผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่และก๊าซไม่กลั่นตัวที่มีปริมาณมากที่สุดที่ได้รับที่ระบบการดำเนินการที่อุณหภูมิ 650 องศาเซลเซียส โดยได้รับที่ร้อยละ 68.9 และ 18.1 ตามลำดับ และถ่านชาร์ได้รับปริมาณมากที่สุดที่อุณหภูมิ 450 องศาเซลเซียส ซึ่งเป็นช่วงอุณหภูมิต่ำสุดของการศึกษาได้รับที่ปริมาณร้อยละ 13.3 โดยผลการศึกษแสดงดังรูปที่ 5.2

จากรูปที่ 5.2 เมื่อทำการเปรียบเทียบผล (Validation) ที่ได้จากแบบจำลองของกระบวนการกับงานวิจัย พบว่าผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้รับจากกระบวนการที่ศึกษา (ดำเนินการที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียส) มีค่าความคลาดเคลื่อนจากการทดลองในห้องปฏิบัติการและจากงานวิจัยที่สร้างแบบจำลองในโปรแกรมเอสเพนพลัสอยู่ที่ร้อยละ 5.8 และ 2.3 ตามลำดับ ส่วนถ่านชาร์และก๊าซสังเคราะห์มีความคลาดเคลื่อนในปริมาณมาก โดยรายละเอียดผลการเปรียบเทียบแสดงดังตารางที่ 5.2 เนื่องจากผลการศึกษสามารถตรวจสอบความถูกต้อง (Validation) ได้ที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียสดังนั้นงานวิจัยนี้จะสนใจผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากการดำเนินการในสภาวะ 500 องศาเซลเซียสและความดันที่ 1 บาร์

ตารางที่ 5.2 แสดงการเปรียบเทียบผล (Validation) สัดส่วนของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสที่ได้รับจากแบบจำลองกระบวนการกับงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง

ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์ (%wt)	ผลจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิส	ผลจากงานวิจัยที่ใช้อ้างอิง	ค่าความคลาดเคลื่อน (%)
เปรียบเทียบผลจากแบบจำลองกับผลจากงานวิจัยที่ทำการทดลองกระบวนการไพโรไลซิสกะลาปาล์มในห้องปฏิบัติการ ⁽⁴³⁾			
น้ำมันชีวภาพ	68.8	65.0	5.8
ถ่านชาร์	13.2	23.0	74.2
แก๊สไม่กลั่นตัว	18.0	11.0	38.9
เปรียบเทียบผลจากแบบจำลองกับผลจากงานวิจัยที่ทำการสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสกะลาปาล์มในแอสเพน พลัส ⁽⁶⁶⁾			
น้ำมันชีวภาพ	68.8	67.3	2.3
ถ่านชาร์	13.2	11.4	13.8
แก๊สไม่กลั่นตัว	18.0	21.4	18.7

สัดส่วนของผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้รับจากการดำเนินการที่ 500 องศาเซลเซียสและความดันที่ 1 บาร์ แสดงดังตารางที่ 5.3 โดยนำมาวิเคราะห์องค์ประกอบภายในจากการแบ่งตามหมู่ฟังก์ชัน (Functional group) ของสารเคมีภายในน้ำมันชีวภาพ ผลการศึกษาองค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพแสดงดังรูปที่ 5.3



รูปที่ 5.3 องค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพจากกระบวนการไพโรไลซิส

ตารางที่ 5.3 ร้อยละโดยมวล (%wt.) ของน้ำมันชีวภาพที่ได้รับจากกระบวนการไพโรไลซิส

ชื่อสาร	ร้อยละโดยมวล (%wt.)	หมู่ฟังก์ชัน
Nitrogen	5.5E-02	ก๊าซ (Gas)
Water	2.0E+01	น้ำ (Inorganic)
Carbon monoxide	5.1E-01	ก๊าซ (Gas)
Carbon dioxide	3.1E+00	ก๊าซ (Gas)
Hydrogen	1.0E-03	ก๊าซ (Gas)
Methane	3.0E-01	ก๊าซ (Gas)
Ethylene	2.9E+00	ก๊าซ (Gas)
Phenol	2.9E-01	แอลกอฮอล์ (Alcohol)
Methanol	3.7E+00	แอลกอฮอล์ (Alcohol)
Ethanol	1.3E+00	แอลกอฮอล์ (Alcohol)
Hydroxyacetaldehyde	2.8E+01	กรด (Acid)
Glyoxal	7.2E+00	แอลดีไฮด์ (Aldehyde)
Propanal	7.4E+00	แอลกอฮอล์ (Alcohol)
Propanedial	1.4E-01	กรด (Acid)
5-hydroxymethyl-furfural	1.6E+01	น้ำตาล (Sugar)
Levogluconan	2.5E-04	น้ำตาล (Sugar)
Xylose monomer	9.2E-06	น้ำตาล (Sugar)
Paracoumaryl alcohol	6.1E-01	แอลกอฮอล์ (Alcohol)
Sinapaldehyde	4.5E-05	กรด (Acid)
Formaldehyde	4.4E+00	แอลดีไฮด์ (Aldehyde)
Acetaldehyde	4.7E+00	แอลดีไฮด์ (Aldehyde)

น้ำมันชีวภาพประกอบด้วยหมู่ฟังก์ชันของกรด น้ำมาก และแอลดีไฮด์กับน้ำตาลมากที่สุด ร้อยละ 28 20 และ 16 ตามลำดับ โดยองค์ประกอบโดยรวมพบว่าน้ำมันชีวภาพที่ได้รับ 73.5 เปอร์เซ็นต์สารประกอบอินทรีย์ที่มีธาตุออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ (Oxygenated compound) ทำให้น้ำมันชีวภาพที่ได้ยังไม่เหมาะในการนำไปใช้งานเพราะออกซิเจนจะทำให้น้ำมันชีวภาพเกิดความไม่เสถียรสามารถเกิดปฏิกิริยาออกซิเดชันกับอากาศทำให้น้ำมันเสื่อมสภาพได้ง่าย มีฤทธิ์เป็นกรดทำให้เกิดการกัดกร่อนในระบบยากในการเก็บรักษาและการขนส่ง เมื่อนำไปเผาไหม้ในเครื่องยนต์จะทำให้พลังงานที่น้อยกว่าการเผาไหม้จากน้ำมันเชื้อเพลิงจากปิโตรเลียม และมีความว่องไวต่อการเกิดปฏิกิริยามาก จึงมีโอกาสน้ำมันชีวภาพที่เกิดสันดาปไม่หมด และส่งผลให้เกิดการทำปฏิกิริยาต่อตัวกันเอง (Self-polymerization) ก่อตัวเป็นยางเหนียวซึ่งมีโอกาสทำอันตรายกับเครื่องยนต์ได้ ซึ่งจะตรงข้ามกับกระบวนการกระบวนการผลิตน้ำมันเบนซินของโรงกลั่นน้ำมัน ที่มีการเพิ่มค่าออกเทน (octane number) เพื่อป้องกันการน็อก (Antiknock Quality) ของเครื่องยนต์เบนซิน โดยการเติมสารประกอบไฮโดรคาร์บอนที่มีออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการเผาไหม้ โดยน้ำมันเบนซินที่ได้เริ่มต้นนั้นมีโครงสร้างเป็นวงแหวนเบนซินที่มีองค์ประกอบระหว่างคาร์บอนกับไฮโดรเจนเท่านั้น และการเติมสารประกอบออกซิเจน (Oxygenate) ลงไปนั้นจะกระทำก่อนการจำหน่ายเท่านั้นหากมีการเติมออกซิเจนไว้ล่วงหน้าเป็นเวลานานจะทำให้เกิดปัญหาเช่นเดียวกับกับน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิส

น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสหลายปาล์มถูกนำมาเปรียบเทียบกับคุณสมบัติพื้นฐานเบื้องต้นก่อนนำไปใช้งานทั้งที่ยังไม่มีการปรับปรุงคุณภาพโดยอ้างอิงจากมาตรฐาน “ASTM burner fuel standard [76]” แสดงดังตารางที่ 5.4

ตารางที่ 5.4 การเปรียบเทียบคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพที่ได้กับ “ASTM burner fuel standard”

คุณสมบัติ	วิธีการทดสอบ	ค่ามาตรฐาน	หน่วย	ผลจากงานวิจัย
Gross Heat of combustion	D240	15 min.	MJ/kg	16
Water content	E203	30 max.	mass %	20
Pyrolysis solid content	Annex A1	2.5 max.	mass %	0
Sulfur content	D4294	0.05 max.	mass %	0
Ash content	D482	0.25 max.	-	0

จากตารางที่ 5.4 พบว่าผลการเปรียบเทียบคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพที่ได้จากแบบจำลองของกระบวนการไพโรไลซิสมือถือประกอบของ Gross Heat of combustion และ water content และไม่เกินตามมาตรฐานกำหนด โดยค่า Pyrolysis solid content, Sulfur content และ Ash content จากผลการวิจัยมีค่าเท่ากับ 0 เนื่องจากประสิทธิภาพของอุปกรณ์ในการแยกของแข็งออกจากน้ำมันชีวภาพเป็น 100 เปอร์เซ็นต์ทำให้ไม่สามารถนำมาพิจารณาได้ ทั้งนี้คุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพที่ต้องพิจารณาตาม “ASTM burner fuel standard” ยังมีที่ต้องพิจารณาอีกได้แก่ ค่าความเป็นกรด-ด่าง (pH) จุดวาบไฟ (Flash point) และ จุดไหลเทที่อุณหภูมิที่ต่ำที่สุดที่น้ำมันยังคงเป็นของเหลวได้ (Pour point) แต่เนื่องจากผลการศึกษาจากแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสไม่สามารถวิเคราะห์ผลและนำมาเปรียบเทียบกับค่ามาตรฐานได้ ดังนั้นตารางที่ 5.4 จะแสดงเฉพาะผลของงานวิจัยที่สามารถหาค่าได้เท่านั้น

จากการวิเคราะห์คุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพเบื้องต้นของน้ำมันชีวภาพตาม “ASTM burner fuel standard” แล้วผู้ทำการวิจัยสนใจที่จะศึกษาการนำน้ำมันชีวภาพที่ได้จากแบบจำลองโดยยังไม่ผ่านกระบวนการปรับปรุงคุณภาพไปใช้กับอุปกรณ์ โดยพิจารณากับข้อกำหนดเบื้องต้นในการผลิตน้ำมันชีวภาพในการใช้งานกับหม้อไอน้ำ (Boiler) เครื่องยนต์ดีเซล (Diesel engine) และกังหันไอน้ำ (Steam turbine) ของสหภาพยุโรป [80] โดยมีการพิจารณาคุณสมบัติพื้นฐาน 5 ประการได้แก่ ความสม่ำเสมอ (Homogeneity), ปริมาณน้ำ (Water content), ปริมาณของแข็ง (Solids content),

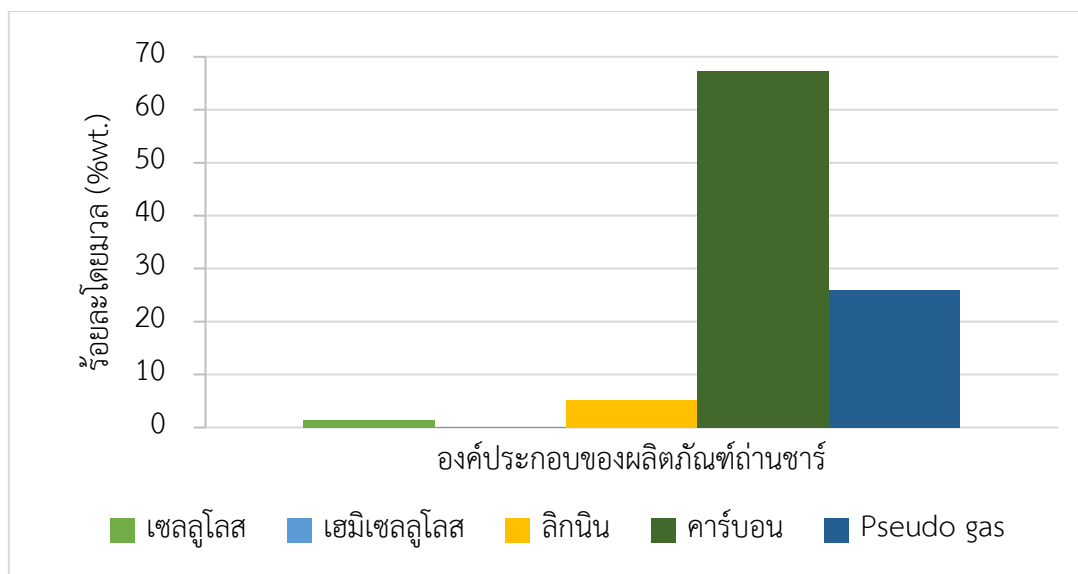
ความเสถียร (stability) และจุดวาบไฟ (flash point) ทั้งนี้ผู้วิจัยได้ทำการเปรียบเทียบคุณสมบัติเฉพาะค่าที่ได้รับจากการสร้างแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสเท่านั้น รายละเอียดแสดงดังตารางที่ 5.5

ตารางที่ 5.5 การเปรียบเทียบความเหมาะสมของน้ำมันชีวภาพที่ได้ก่อนนำไปใช้งาน

คุณสมบัติ	หม้อไอน้ำ (Boiler)	เครื่องยนต์ดีเซล (Diesel Engine)	กังหันไอน้ำ (Steam turbine)	ผลจาก งานวิจัย
Water Content	max. 27%	max. 27%	max. 25%	20
Total solid	0.05 wt%	0	0.05 wt%	0
Ash content	0.03 wt%	0	max. 0.05 wt%	0
Low heating value (LHV)	min. 15 MJ/kg			16

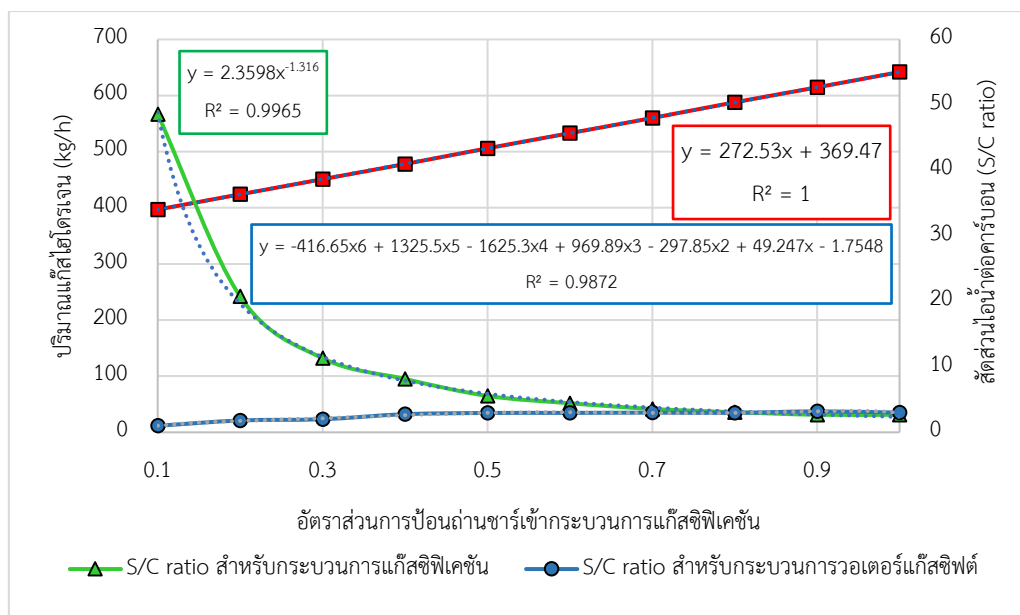
จากการเปรียบเทียบคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพดังตารางที่ 5.5 แสดงให้เห็นว่าน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสหลายปาล์มจากแบบจำลองกระบวนการมีค่าที่อยู่ในเกณฑ์ข้อตกลงระหว่างระหว่างผู้ผลิตน้ำมันชีวภาพกับผู้จำหน่ายอุปกรณ์หม้อไอน้ำ เครื่องยนต์ดีเซล และกังหันไอน้ำ แต่ทั้งนี้ยังต้องพิจารณาในส่วนของความเป็นกรด-ด่าง และค่าอื่นๆ ประกอบกันอีกครั้ง เนื่องจากรูปที่ 5.3 ชี้ให้เห็นว่าน้ำมันชีวภาพมีองค์ประกอบของน้ำและกรดที่ค่อนข้างสูง ดังนั้นหากนำไปใช้ในอุปกรณ์โดยยังไม่การปรับปรุงคุณภาพก่อนอาจทำให้อุปกรณ์ได้รับความเสียหาย

ผลการศึกษาค่าองค์ประกอบของถ่านชาร์แสดงดังรูปที่ 5.4 พบว่ามีองค์ประกอบของคาร์บอนมากที่สุดที่ร้อยละ 67.3 รองลงมาคือองค์ประกอบของ pseudo gas ร้อยละ 26 จะเห็นได้ว่า pseudo gas ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสนั้นยังสลายตัวไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ไม่หมดเนื่องจากอุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียสที่ทำการศึกษายังไม่สูงเพียงพอ จึงเป็นสาเหตุที่ทำให้ผลผลิตของถ่านชาร์และก๊าซไม่กลั่นตัวที่ได้จากแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสมีค่าความคลาดเคลื่อนที่สูงเมื่อเปรียบเทียบกับงานวิจัย นอกจากนี้จากการวิเคราะห์องค์ประกอบของของแข็งในสารตั้งต้นที่หลีกเลี่ยงการทำปฏิกิริยาที่ผสมอยู่ในผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ซึ่งได้แก่ เฮมิเซลลูโลส เซลลูโลส และลิกนิน พบว่ามีค่าคอนเวอร์ชัน (Conversion) ของการเกิดปฏิกิริยาอยู่ที่ร้อยละ 99.9, 99.7 และ 95.9 ซึ่งสองคล้อยกับอุณหภูมิการสลายตัวของสารโดยทั้งเฮมิเซลลูโลส เซลลูโลส และลิกนินอุณหภูมิของการสลายตัวในช่วง 200 – 300, 300 – 400 และ 400 – 500 องศาเซลเซียสตามลำดับ



รูปที่ 5.4 องค์ประกอบของถ่านชาร์จากกระบวนการไพโรไลซิส

เนื่องจากปัจจุบันถ่านชาร์ที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสสามารถนำไปใช้ประโยชน์หลากหลายด้าน เช่น ใช้เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา ปรับปรุงดิน เป็นตัวดูดซับสำหรับการลดสารปนเปื้อนในดินและน้ำ เป็นตัวดูดซับก๊าซ ใช้ในระบบเซลล์เชื้อเพลิง ใช้ในตัวเก็บประจุยิ่งยวด (Supercapacitor) และเป็นวัตถุดิบในการทำถ่านกัมมันต์ เป็นต้น แต่สำหรับงานวิจัยนี้สนใจการนำถ่านชาร์ไปผลิตเป็นก๊าซไฮโดรเจนผ่านกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน สำหรับใช้ปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ และส่งไฮโดรเจนที่เหลือจากการใช้ไปจำหน่ายเนื่องจากเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีราคาสูงกว่าถ่านชาร์ เพื่อให้การออกแบบระบบมีความยืดหยุ่นจึงมีการศึกษาอัตราส่วนที่แบ่งถ่านชาร์ออกไปนอกกระบวนการเพื่อจำหน่ายหรือใช้ประโยชน์ต่อกับอีกส่วนป้อนเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน โดยการศึกษาในช่วงอัตราส่วน 0.1 -1 ผลการศึกษาแสดงดังรูป 5.5



รูปที่ 5.5 อัตราส่วนการป้อนถ่านชาร์เข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับ

จากรูปที่ 5.5 เป็นผลการศึกษาอัตราส่วนของถ่านชาร์ที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (ดำเนินการที่สภาวะ 900 องศาเซลเซียสและที่ความดัน 1 บาร์) เพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจนพบว่าปริมาณก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและถูกทำให้บริสุทธิ์ด้วยกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (ดำเนินการที่ 240 องศาเซลเซียสและที่ความดัน 48 บาร์) นั้นมีความสัมพันธ์เป็นเส้นตรง (Linear) ดังสมการที่ (5.1)

$$y = 272.23x + 369.47 \quad (5.1)$$

โดยที่ y คือ ผลผลิตก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่ผลิตได้ (kg/h)

x คือ สัดส่วนของถ่านชาร์ที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

เนื่องจากสมการที่ (5.1) ถูกพิจารณาการผลิตก๊าซไฮโดรเจนที่สภาวะการดำเนินการของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันคงที่ ดังนั้นปัจจัยที่ควรพิจารณาร่วมกับอัตราส่วนของการแบ่งถ่านชาร์เพื่อป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันด้วยไอน้ำ (Steam) เพราะปฏิกิริยาหลักที่เกิดขึ้นของกระบวนการใช้ไอน้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยาดังสมการการเกิดปฏิกิริยาในตารางที่ 4.5 โดยก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้มากที่สุดเกิดที่สภาวะอัตราส่วนการป้อนถ่านชาร์เท่ากับ 1 ร่วมกับอัตราส่วนของไอน้ำต่อคาร์บอน (S/C ratio) เท่ากับ 3 ซึ่งเป็น S/C ที่น้อยสุด แต่เมื่อทำการลดสัดส่วนของถ่านชาร์ที่เข้าทำปฏิกิริยาพบว่าต้องใช้ S/C มากขึ้นตามลำดับ ดังนั้นหากกำหนดให้อัตราการป้อนไอน้ำเข้าระบบคงที่ในขณะที่ปริมาณถ่านชาร์ที่ป้อนเข้าระบบน้อยลงก็จะทำให้ได้ก๊าซไฮโดรเจนน้อยกว่าการดำเนินการที่สภาวะ

S/C ที่เหมาะสม จากการศึกษาพบว่า S/C ที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการที่ศึกษาเมื่อเปลี่ยนอัตราส่วนถ่านซาร์ที่ป้อนเข้าสู่ระบบและสถานะการดำเนินการคงที่แสดงดังสมการที่ (5.2) โดยเป็นความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณไอน้ำและปริมาณถ่านซาร์แบบยกกำลัง (Power)

สำหรับปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้ากระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟต์จะตรงข้ามกับกระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นกล่าวคือที่อัตราส่วนการป้อนซาร์น้อยปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้าระบบเพื่อเปลี่ยนก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ไปเป็นก๊าซไฮโดรเจนยิ่งน้อยแปรผันตามกัน เพราะที่อัตราส่วนการป้อนถ่านซาร์เข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นป้อนน้อยนั้นต้องป้อนไอน้ำเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นมากดังสมการที่รูปที่ 5.5 ส่งผลให้ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้มีองค์ประกอบของไอน้ำผสมในปริมาณมาก ดังนั้นกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟต์จึงมีความต้องการน้ำปริมาณน้อยในการทำปฏิกิริยาเพราะมีไอน้ำส่วนหนึ่งจากก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นแล้ว สำหรับปริมาณไอน้ำที่เหมาะสมสำหรับป้อนเข้าสู่กระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟต์เมื่ออัตราส่วนของถ่านซาร์ที่เปลี่ยนไปพบว่ามีความสัมพันธ์กันแบบสมการโพลิโนเมียล (Polynomials) แสดงดังสมการที่ (5.3)

$$y = 2.3598x^{-1.316} \quad (5.2)$$

$$y = -4.16.65x^6 + 1325.5x^5 - 1625.3x^4 + 969.89x^3 - 297.85x^2 + 49.247x - 1.7548 \quad (5.3)$$

โดยที่ y คือ ปริมาณไอน้ำที่ต้องป้อนเข้าสู่กระบวนการเพื่อทำปฏิกิริยา (kg/h)

X คือ สัดส่วนของถ่านซาร์ที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟเคชั่น

ดังนั้นสำหรับการใช้ทะเลายปาล์มในการผลิตถ่านชีวภาพ ถ่านซาร์ และ ก๊าซไม่กลั่นตัวที่มีสัดส่วนร้อยละของผลิตภัณฑ์เท่ากับ 68.8, 13.2 และ 18 ตามลำดับ สามารถใช้สมการที่ (5.1) ในการทำนายผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ต้องการจากอัตราส่วนการแบ่งถ่านซาร์เข้ากระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นได้ แต่เนื่องจากกระบวนการที่ศึกษาสนใจใช้ไฮโดรเจนเพื่อปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ ดังนั้นสมการที่ (5.1) มีเงื่อนไขคือต้องแบ่งถ่านซาร์ป้อนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟเคชั่นไม่น้อยกว่า 0.5 หากดำเนินการที่สัดส่วนน้อยกว่าจะทำให้ได้รับก๊าซไฮโดรเจนไม่เพียงพอกับความต้องการในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating process) ที่ประมาณ 502 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

สำหรับสัดส่วนที่เหมาะสมสำหรับการเลือกผลิตก๊าซไฮโดรเจนอยู่ที่สัดส่วนการแบ่งคาร์บอนเข้าสู่กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่ 1 หรือไม่แบ่งออกเพื่อเป็นผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์เนื่องจากปริมาณความต้องการใช้น้ำที่ป้อนเข้าสู่แก๊สซิฟิเคชันมีค่าต่ำสุด และปริมาณไอน้ำที่ป้อนเข้าสู่กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่ระดับปานกลาง ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงสนใจกระบวนการนำถ่านชาร์ไปผลิตก๊าซสังเคราะห์ก๊าซไฮโดรเจนในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน 100 เปอร์เซ็นต์เนื่องจากผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนมีราคาที่สูงกว่าผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์

5.2 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

5.2.1 อัตราส่วน S/C ที่มีผลต่อการผลิตก๊าซสังเคราะห์

ปริมาณไอน้ำ (Steam) ที่ป้อนเข้าสู่เตาแก๊สซิฟิเออร์ส่งผลต่อการผลิตก๊าซสังเคราะห์ที่เกิดขึ้นในกระบวนการเนื่องจากในงานวิจัยนี้สนใจใช้น้ำเป็นตัวทำปฏิกิริยา ผลของอัตราส่วนระหว่างไอน้ำต่อถ่านชาร์ (Steam/Carbon: S/C) ภายใต้สภาวะการดำเนินการที่อุณหภูมิ 900 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บาร์ แสดงดังรูป 5.6 พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วน S/C ปริมาณก๊าซสังเคราะห์ที่ได้รับมีปริมาณเพิ่มตามลำดับ เนื่องจากผลของปฏิกิริยาสตีมรีฟอร์มมิงของคาร์บอน (Steam reforming of carbon reaction) และวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water-gas shift reaction) ดังสมการที่ (5.4) และ (5.5) ในการเปลี่ยนถ่านชาร์ไปเป็นก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) ก๊าซไฮโดรเจน (H₂) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ที่ขึ้นกับความเข้มข้นของไอน้ำที่ป้อนเข้าทำปฏิกิริยา

ปฏิกิริยาสตีมรีฟอร์มมิงของคาร์บอน (Steam reforming of carbon reaction)



ปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water-gas shift reaction)



ปฏิกิริยาการเกิดก๊าซมีเทน (Methanation reaction)



ปฏิกิริยาการรีฟอร์มมีเทน (Methane reforming reaction)



ปฏิกิริยาบายูดูยาร์ด (Boudouard reaction)



สำหรับก๊าซมีเทน (CH_4) ที่ผลิตได้จากกระบวนการพบว่ามีความเข้มข้นเล็กน้อยเมื่อเพิ่ม S/C เนื่องจากก๊าซมีเทนที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาการเกิดก๊าซมีเทน (Methanation reaction) ดังสมการที่ (5.6) ถูกใช้ไปในปฏิกิริยาการรีฟอร์มมีเทนด้วยไอน้ำ (Methane steam reforming reaction) ดังสมการที่ (5.7) ซึ่งเป็นผลจากไอน้ำในกระบวนการที่เพิ่มขึ้นทำให้ปฏิกิริยาการรีฟอร์มมีเทนเกิดได้ดีกว่าการใช้ก๊าซไฮโดรเจนในการเกิดปฏิกิริยาการเกิดก๊าซมีเทนเพราะปริมาณไอน้ำมีความเข้มข้นกว่าก๊าซไฮโดรเจนมาก ๆ

จากผลการศึกษาพบว่าที่อัตราส่วนของ S/C เท่ากับ 2.7 เป็นสภาวะที่ถ่านชาร์เกิดปฏิกิริยาโดยสมบูรณ์ (Maximize carbon conversion) โดยได้รับปริมาณก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุดที่ 5.2 ลูกบาศก์เมตร/ชั่วโมง ทั้งนี้หากทำการเพิ่มไอน้ำเข้ากระบวนการแก๊สซิฟิเคชันต่อส่งผลให้สัดส่วนของของไอน้ำในก๊าซสังเคราะห์เพิ่มขึ้นเนื่องจากไม่ถูกใช้ในการทำปฏิกิริยาสตีร์ฟอร์มมิงของคาร์บอน

5.2.2 อุณหภูมิของเตาแก๊สซิฟิเคชันที่มีผลต่อการเกิดก๊าซสังเคราะห์

จากการวิเคราะห์อัตราส่วนของ S/C ที่เหมาะสมสำหรับการเกิดปฏิกิริยาระหว่างไอน้ำกับถ่านชาร์ในเตาแก๊สซิฟิเคชัน ผู้วิจัยได้ทำการศึกษาช่วงของอุณหภูมิในการดำเนินการของเตาแก๊สซิฟิเคชันตั้งแต่ 500 ถึง 900 องศาเซลเซียส โดยกำหนดให้ระบบดำเนินการแบบอุณหภูมิคงที่ (Isothermal system) และไม่พิจารณาในส่วนของความร้อนที่เกิดจากปฏิกิริยา (Heat of reaction) เพื่อศึกษาองค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้รับ ผลการศึกษาแสดงดังรูปที่ 5.6 พบว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นส่งผลให้สัดส่วนของก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เพิ่มขึ้นตามลำดับ

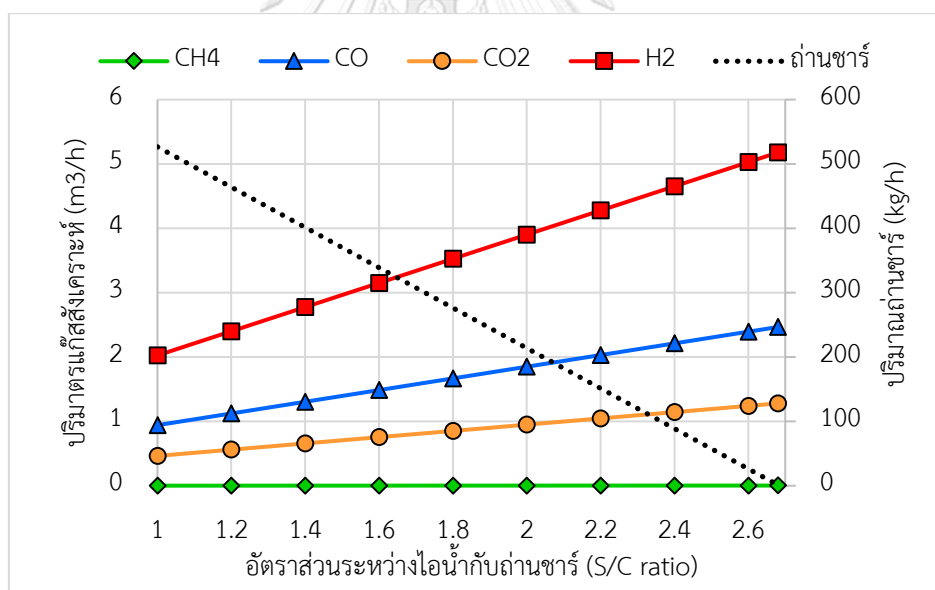
ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับมากขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิเป็นผลจากปฏิกิริยาสตีร์ฟอร์มมิงของคาร์บอน (Steam reforming of carbon reaction) ดังสมการที่ (5.4) และปฏิกิริยาอวตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (Water-Gas shift Reaction) ดังสมการ (5.5) เพราะมีค่าอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Rate of reaction) ที่สูงเมื่อเทียบกับปฏิกิริยาอื่น ๆ ที่เกิดขึ้น

ในขณะที่ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์มีปริมาณเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มอุณหภูมิดำเนินการเนื่องจากปฏิกิริยาสตีร์ฟอร์มมิงของคาร์บอน (Steam reforming of carbon reaction) และปฏิกิริยาบูดูยาร์ด (Boudouard Reaction) เป็นหลัก แม้ว่าก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) จะเกิดขึ้นในปริมาณที่ใกล้เคียงกับก๊าซไฮโดรเจน (H_2) เพราะมี อัตราการเกิดปฏิกิริยา (Rate of Reaction) และความ

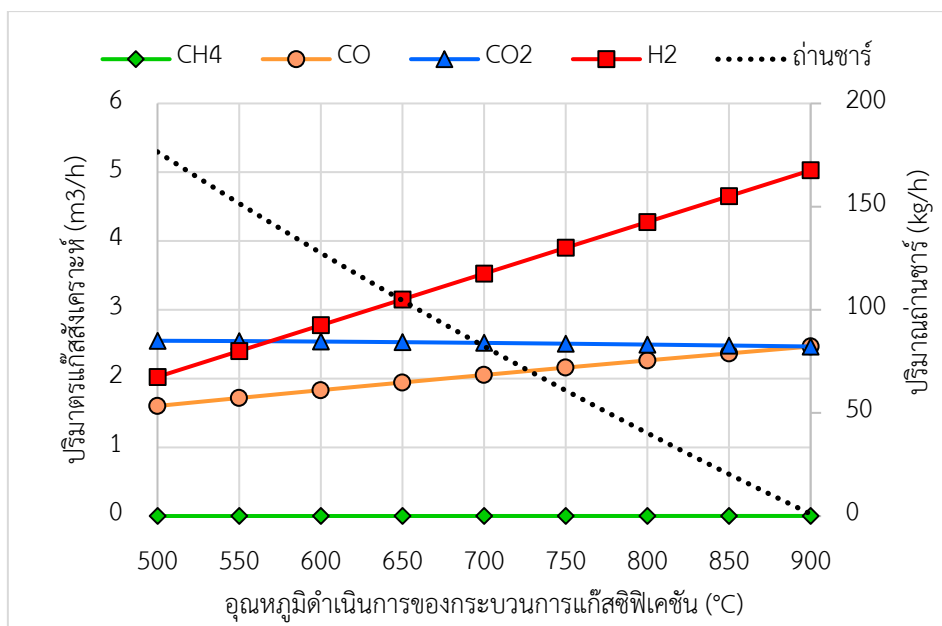
ว่องไวต่ออุณหภูมิใกล้เคียงกัน แต่ก๊าซคาร์บอนมอนนอกไซด์ (CO) ถูกใช้เป็นสารตั้งต้นสำหรับเกิดก๊าซไฮโดรเจน (H_2) ในปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water-Gas shift Reaction)

ปริมาณของก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) มีปริมาณลดลงเล็กน้อยเนื่องจากเกิดจากปฏิกิริยาบายูคัวร์ต (Boudouard Reaction) เพราะเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นถ่านชาร์ซึ่งเป็นสารตั้งต้นในการผลิตก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง นอกจากนี้การเพิ่มอุณหภูมิไม่มีผลต่อการเกิดของก๊าซมีเทน (CH_4) เนื่องจากเมื่อพิจารณาปฏิกิริยาเกิดก๊าซมีเทน (Methanation reaction) ดังสมการที่ (5.6) และปฏิกิริยาการรีฟอร์มมีเทน (Methane reforming reaction) ดังสมการที่ (5.7) มีอัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงกว่าปฏิกิริยาผันกลับอีกทั้งค่าพลังงานก่อกัมมันต์ (Activation energy) ของปฏิกิริยาผันกลับสำหรับการเกิดก๊าซมีเทน (Methanation) มีค่าสูงกว่า

ดังนั้นสำหรับอุณหภูมิที่สามารถเปลี่ยนถ่านชาร์ไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ได้หมด (Maximize carbon conversion) คือที่อุณหภูมิการดำเนินการ 900 องศาเซลเซียส



รูปที่ 5.6 อัตราส่วนของไอน้ำและถ่านชาร์ที่ส่งผลต่อผลิตภัณฑ์ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้รับ



รูปที่ 5.7 ผลของอุณหภูมิดำเนินการของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันที่ส่งผลต่อผลิตภัณฑ์ก๊าซ
สังเคราะห์ที่ได้รับ

5.3 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

จากการศึกษาพบว่าก๊าซผสมจากกระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและ
กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนมีองค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ดังตารางที่ 5.6

ตารางที่ 5.6 แสดงร้อยละโดยมวล (%wt) ของก๊าซสังเคราะห์ที่ได้รับจากกระบวนการต่าง ๆ

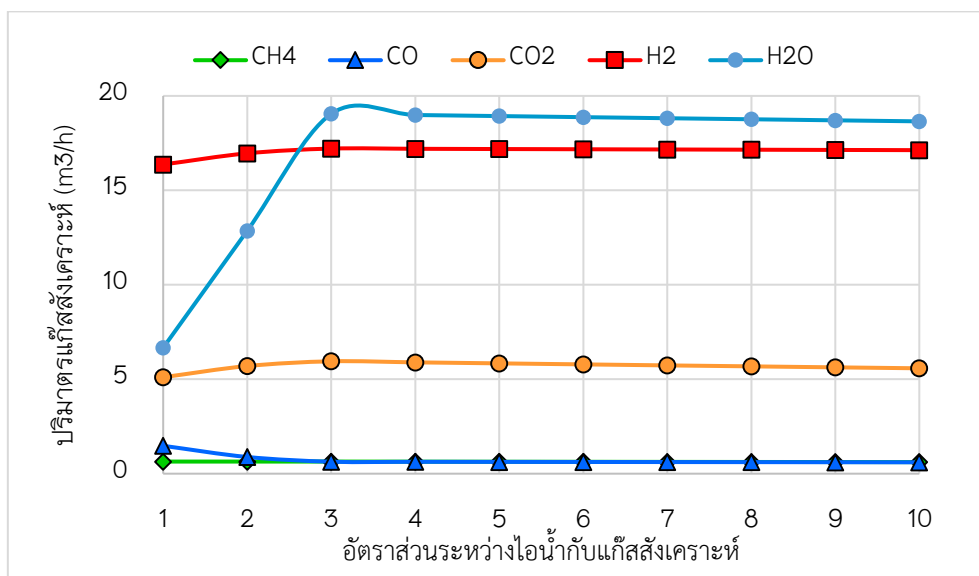
ก๊าซ สังเคราะห์	กระบวนการ ไพโรไลซิส	กระบวนการ แก๊สซิฟิเคชัน	กระบวนการปรับปรุงคุณภาพ น้ำมันด้วยไฮโดรเจน
H ₂	1.8	5.0	29.9
CO	56.1	32.8	4.4
CO ₂	22.3	26.8	65.7
CH ₄	13.1	0.0	0
H ₂ O	0	29.8	0
N ₂	6.6	0	0
O ₂	0	5.6	0

เมื่อพิจารณาองค์ประกอบของก๊าซผสมที่มาจากกระบวนการต่าง ๆ พบว่าก๊าซคาร์บอนมอนออกไซด์ (CO) ซึ่งเป็นสารตั้งต้นที่สำคัญของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันได้รับมากที่สุดจากกระบวนการไพโรไลซิส กระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนตามลำดับ ดังนั้นก๊าซผสมของทั้งสามกระบวนการมีประสิทธิภาพเพียงพอในการผลิตก๊าซไฮโดรเจนจากกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

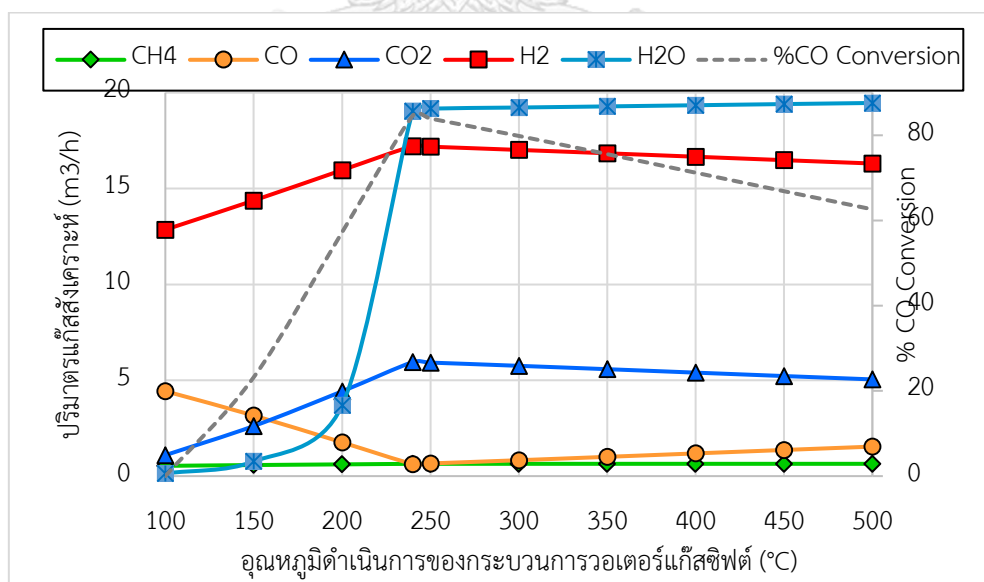
5.3.1 ผลการศึกษาอัตราส่วนของไอน้ำต่อก๊าซสังเคราะห์ที่ส่งผลต่อการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

ผลการศึกษาอัตราส่วนของไอน้ำ (Steam) ต่อก๊าซสังเคราะห์ (Syngas) ที่มีองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนมอนออกไซด์ในช่วงอัตราส่วน 1 ถึง 10 โดยดำเนินการที่สภาวะอุณหภูมิ 350 องศาเซลเซียสและความดัน 48 บาร์ พบว่าก๊าซไฮโดรเจนและก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (Water-gas shift) ดังสมการที่ (5.9) มีปริมาณเพิ่มมากขึ้นในช่วงอัตราส่วน 1 ถึง 3 ในขณะที่ก๊าซคาร์บอนมอนออกไซด์มีการลดปริมาณลงอย่างเห็นได้ชัดเนื่องจากการเกิดปฏิกิริยากับไอน้ำที่ป้อนเข้าระบบดังนั้นช่วงนี้จะใช้ไอน้ำปริมาณมากในการเกิดปฏิกิริยาส่วนก๊าซมีเทนมีปริมาณลดลงเล็กน้อย

เมื่อเพิ่มอัตราส่วนของของไอน้ำต่อก๊าซสังเคราะห์ที่มากกว่า 3 พบว่าปริมาณของก๊าซไฮโดรเจน (H_2) กับก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) มีปริมาณลดลงเนื่องจากก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) เกิดปฏิกิริยาไปไกล้จะสมบูรณ์และสถานะเต็มไปด้วยไอน้ำ



รูปที่ 5.8 อัตราส่วนของไอน้ำและก๊าซสังเคราะห์ที่ส่งผลต่อผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ได้รับ

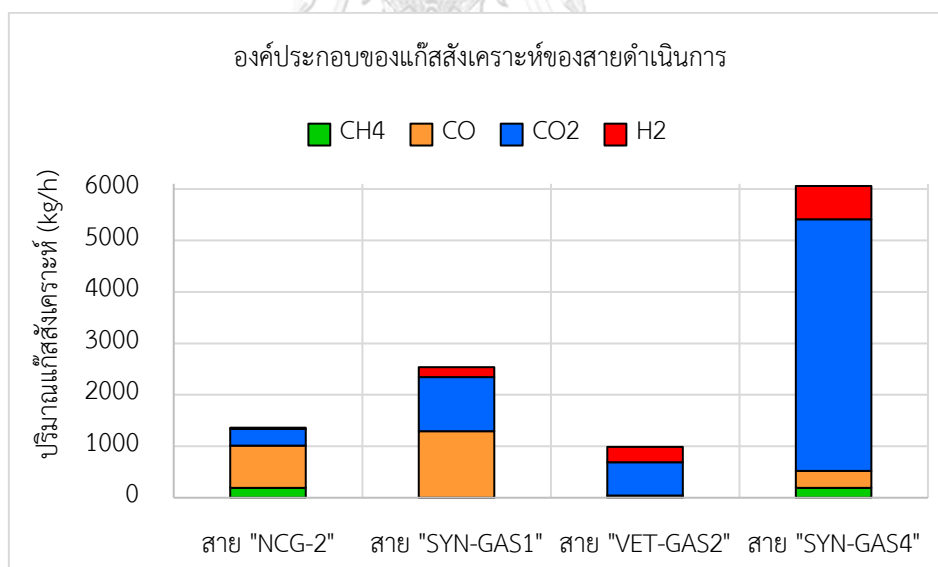


รูปที่ 5.9 ผลของอุณหภูมิดำเนินการต่อปริมาณก๊าซสังเคราะห์ที่ได้รับและค่า %CO conversion

5.3.2 ผลการศึกษาอุณหภูมิดำเนินการของกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ที่ส่งผลต่อการผลิตก๊าซไฮโดรเจน

จากการศึกษาอัตราส่วนของไอน้ำต่อก๊าซสังเคราะห์พบว่าที่อัตราส่วนเท่ากับ 3 ทำให้ได้รับก๊าซไฮโดรเจนมากที่สุด จากนั้นผู้วิจัยจึงทำการศึกษาผลของอุณหภูมิในช่วง 100 องศาเซลเซียสถึง 500 องศาเซลเซียส พบว่าในช่วงอุณหภูมิ 100 ถึง 240 องศาเซลเซียสปริมาณก๊าซไฮโดรเจน (H_2) และก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) มีปริมาณเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดในขณะที่ก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO) และไอน้ำถูกใช้ในการเกิดปฏิกิริยาเช่นกัน หลังจากอุณหภูมิ 240 องศาเซลเซียสเป็นต้นไปก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO_2) มีปริมาณลดลงเนื่องจากเกิดปฏิกิริยากับก๊าซไฮโดรเจน (H_2) ซึ่งแสดงถึงปฏิกิริยาย้อนกลับปฏิกิริยวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water-gas shift)

สำหรับสภาวะดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับแบบจำลองกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์คือที่อุณหภูมิ 240 องศาเซลเซียส ความดัน 1 บาร์และอัตราส่วนไอน้ำต่อก๊าซสังเคราะห์มีค่าเท่ากับ 3.3 โดยก๊าซไฮโดรเจนได้รับมากที่สุดที่ 17.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมงจากการที่ก๊าซคาร์บอนออกไซด์มีค่าคอนเวอร์ชันเท่ากับ 85 เปอร์เซ็นต์



รูปที่ 5.10 การเปรียบเทียบองค์ประกอบของก๊าซสังเคราะห์ก่อนและหลังเข้ากระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์

ผลการศึกษาสัดส่วนของก๊าซสังเคราะห์หลังจากที่ผ่านกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์แล้วพบว่าก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์มีปริมาณเพิ่มขึ้นที่มากที่สุดร้อยละ 59 ก๊าซไฮโดรเจนสามารถเพิ่มปริมาณขึ้นได้ร้อยละ 20 และก๊าซมีเทนมีการเพิ่มขึ้นเล็กน้อยที่ร้อยละ 0.01 โดยเกิดจากที่ค่าคอนเวอร์ชันของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์เท่ากับ 85 เปอร์เซ็นต์

5.4 ผลการศึกษาปริมาณของก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์จากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน

ก๊าซสังเคราะห์ที่ได้จากกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ปริมาณ 25,387 กิโลกรัมต่อชั่วโมงถูกป้อนแยกน้ำก่อนเข้ากระบวนการดูดซับแบบสลับความดันได้ 21,985 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ดังนั้นก๊าซสังเคราะห์แห้งที่มีน้ำเป็นองค์ประกอบร้อยละ 0.74 จะถูกแยกก๊าซไฮโดรเจนออกที่ความบริสุทธิ์ร้อยละ 99.99 โดยปริมาณก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่ได้รับจากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันมีปริมาณเท่ากับ 642 กิโลกรัมต่อชั่วโมงซึ่งเพียงพอกับความต้องการนำไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating unit) ที่ปริมาณความต้องการเท่ากับ 502 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ดังนั้นปริมาณก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่เหลือจากความต้องการใช้ภายในกระบวนการสามารถนำไปเก็บและจำหน่ายต่อได้โดยมีปริมาณเท่ากับ 140 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

5.5 ผลการศึกษาค่าความร้อนที่ได้จากก๊าซสังเคราะห์จากกระบวนการเผาไหม้

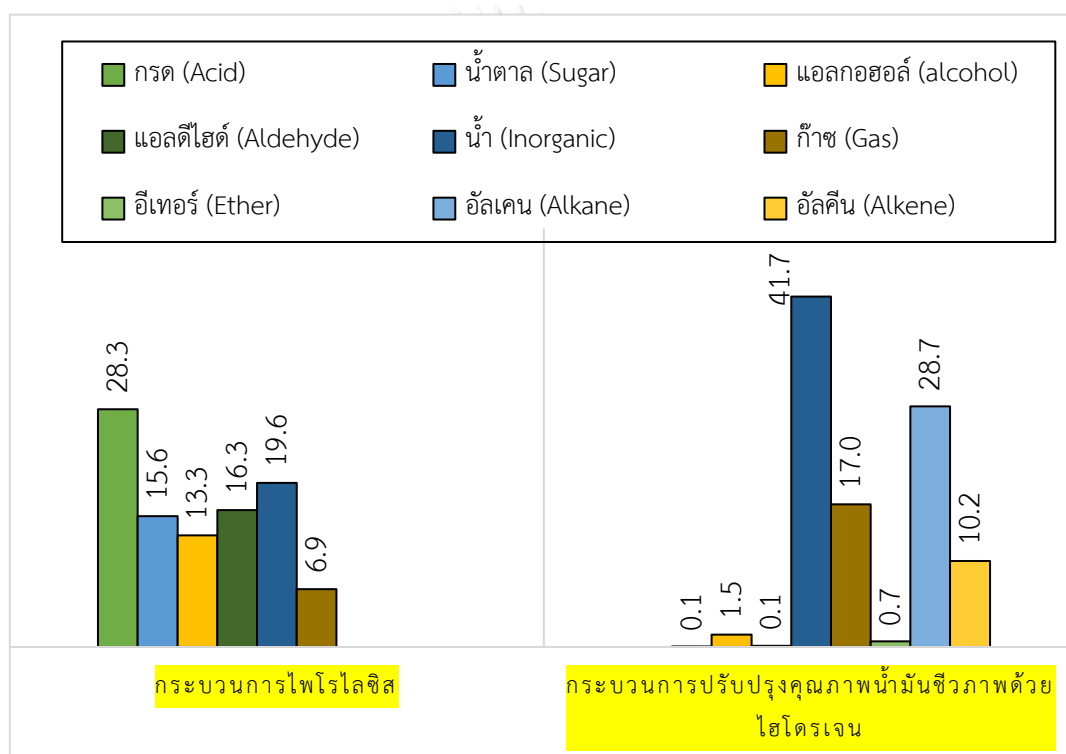
ก๊าซสังเคราะห์ที่ถูกแยกก๊าซไฮโดรเจนออกแล้วจะถูกเรียกว่า “Off-Gas” โดยมีปริมาณเท่ากับ 3,219 กิโลกรัมต่อชั่วโมงถูกนำไปใช้ประโยชน์ต่อโดยการนำไปเผาพร้อมกับชาร์ที่เหลือจากกระบวนการแก๊สชิฟต์เคชันที่ 1 กิโลกรัมต่อชั่วโมง เพื่อนำความร้อนมาใช้แลกเปลี่ยนสำหรับระบบเครื่องช่วยเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยสภาวะในการดำเนินการคือ 1090 องศาเซลเซียสและความดัน 2 บาร์โดยหากดำเนินการที่อุณหภูมิสูงกว่านี้จะทำให้วัสดุที่ใช้ทำถังปฏิกรณ์เริ่มจะทนไม่ได้

ผลการศึกษาพบว่าค่าความร้อนที่ได้รับจากการเผาก๊าซสังเคราะห์ได้รับที่ 3.19 เมกะจูล/ชั่วโมง โดยกระบวนการเผาไหม้ต้องการพลังงานสูงที่ 3834 เมกะจูล/ชั่วโมง

5.6 ผลการศึกษาผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน

กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนเป็นกระบวนการในการเปลี่ยนน้ำมันชีวภาพ (Bio-oil) ไปเป็นน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ (Bio-Fuels) ที่มีมูลค่าสูงขึ้นจากการเกิดปฏิกิริยาไฮโดรดีออกซิจีเนชัน (Hydrodeoxygenation) ซึ่งประกอบด้วยปฏิกิริยาย่อยคือ ปฏิกิริยาไฮโดรจีเนชัน (Hydrogenation reaction) และปฏิกิริยาการแตกตัวด้วยไฮโดรเจน (Hydrocracking

reaction) โดยการป้อนน้ำมันชีวภาพและก๊าซไฮโดรเจนถูกป้อนเข้าสู่กระบวนการที่สภาวะ 270 องศาเซลเซียสและความดัน 170 บาร์สำหรับถังปฏิกรณ์ใบแรก และสภาวะดำเนินการที่อุณหภูมิ 300 องศาเซลเซียสและความดันที่ 350 บาร์สำหรับถังปฏิกรณ์ใบที่ 2 ผลการศึกษาพบว่าผลิตภัณฑ์ที่ออกจากถังปฏิกรณ์สามารถแยกออกได้เป็น 2 เฟสได้แก่เฟสสารอนินทรีย์ (Inorganic phase) เฟสสารอินทรีย์ (Organic phase) ที่สัดส่วน 43 และ 57 เปอร์เซ็นต์ โดยมีองค์ประกอบโดยรวมแสดงดังรูปที่ 5.11



รูปที่ 5.11 เปรียบเทียบร้อยละโดยมวล (%wt) ของน้ำมันชีวภาพหลังจากผ่านการปรับปรุงคุณภาพด้วยไฮโดรเจน

จากรูปที่ 5.11 แสดงให้เห็นว่าน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้รับมีองค์ประกอบเปลี่ยนไปจากน้ำมันชีวภาพหลังจากผ่านขั้นตอนการปรับปรุงคุณภาพโดยพบว่าปริมาณน้ำที่ได้รับจากการตั้งองค์ประกอบของธาตุออกซิเจน (O) ออกจากสารประกอบอินทรีย์ที่มีธาตุออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ (Oxygenated Compound) ได้แก่ กรด แอลดีไฮด์ และน้ำตาล ที่ 42 เปอร์เซ็นต์ซึ่งเป็นสัดส่วนมากที่สุดของน้ำมันเชื้อเพลิงคุณภาพที่ได้ ผลที่ได้รับคือน้ำมันชีวภาพมีองค์ประกอบของสารอินทรีย์ที่เป็นโครงสร้างระหว่างคาร์บอน (C) กับไฮโดรเจน (H) ได้แก่ อัลเคนและอัลคีนมากขึ้น

องค์ประกอบของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพมีปริมาณของสารประกอบอัลเคน (Alkane) มากที่สุดรองลงมาก็คือก๊าซ(Element) และสารประกอบอัลคีน (Alkene) ตามลำดับ ผลการเปรียบเทียบคุณสมบัติของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจนกับน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการไพโรไลซิสแสดงดังตารางที่ 5.7 และตารางที่ 5.8 ผลของการปรับปรุงคุณภาพของน้ำมันชีวภาพทำให้น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพมีค่าความร้อนสุทธิจากการเผาไหม้ (Gross Heat of Combustion) และค่าความร้อนต่ำ (Low heating value, LHV) ที่สูงขึ้นเหมาะกับการใช้เป็นเชื้อเพลิงในเครื่องยนต์ สำหรับองค์ประกอบของก๊าซที่ได้รับภายหลังถูกแยกออกจากเฟสสารอินทรีย์ (Organic phase) พบว่ามีองค์ประกอบของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO), ก๊าซไฮโดรเจน (H₂), ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์ (CO₂) และก๊าซแอมโมเนีย (NH₃) ที่สัดส่วน 65.6, 29.8, 4.4 และ 0.2% ตามลำดับ

ตารางที่ 5.7 เปรียบเทียบคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพและน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพตาม “ASTM burner fuel standard”

คุณสมบัติ	วิธีการทดสอบ	ค่ามาตรฐาน	หน่วย	น้ำมันชีวภาพ	น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพ
Gross Heat of combustion	D240	15 min.	MJ/kg	16	42
Water content	E203	30 max.	mass %	20	0.09
Pyrolysis solid content	Annex A1	2.5 max.	mass %	0	0
Sulfur content	D4294	0.05 max.	mass %	0	0
Ash content	D482	0.25 max.	-	0	0

ตารางที่ 5.8 เปรียบเทียบความเหมาะสมของน้ำมันชีวภาพและน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้ก่อนนำไปใช้งาน

คุณสมบัติ	หม้อไอน้ำ (Boiler)	เครื่องยนต์ดีเซล (Diesel Engine)	กังหันไอน้ำ (Steam turbine)	น้ำมัน ชีวภาพ	น้ำมัน เชื้อเพลิง ชีวภาพ
Water Content	max. 27%	max. 27%	max. 25%	20	0.1
Total solid	0.05 wt%	0	0.05 wt%	0	0
Ash content	0.03 wt%	0	max. 0.05 wt%	0	0
Low heating value (LHV)	min. 15 MJ/kg			16	42

เฟสสารอนินทรีย์ (Inorganic phase) ที่ได้รับจากการแยกเฟสในถังแยก (Flash Drum) ดำเนินการที่สภาวะ 20 องศาเซลเซียสและความดัน 48 บาร์ มีองค์ประกอบของน้ำเป็นหลักที่ร้อยละ 97.5 เปอร์เซนต์ สัดส่วนของเฟสน้ำที่ได้รับจากกระบวนการมีหลายงานวิจัยที่สนใจศึกษาการใช้ประโยชน์จากเฟสน้ำโดยการให้ความร้อนจนเป็นไอน้ำและเข้าทำปฏิกิริยาการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำ (Steam reforming process) แสดงดังสมการที่ (5.7) เพื่อผลิตก๊าซไฮโดรเจนสำหรับใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพ

จากสมการที่ (5.7) แสดงให้เห็นว่าต้องใช้ก๊าซมีเทน (CH_4) ทำปฏิกิริยากับไอน้ำที่ได้จากเฟสน้ำของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน ซึ่งเป็นวิธีผลิตก๊าซไฮโดรเจนของอุตสาหกรรมปิโตรเคมีในปัจจุบัน (convectonal steam reforming process) โดยใช้ก๊าซธรรมชาติ (Natural Gas) ที่ก๊าซมีเทน (CH_4) ผสมอยู่ในการทำปฏิกิริยา ดังนั้นการผลิตก๊าซไฮโดรเจน (H_2) เพื่อใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน จากแบบจำลองของกระบวนการที่ศึกษาสนใจผลิตก๊าซสังเคราะห์จากกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันของถ่านชาร์กับไอน้ำและเพิ่มปริมาณความเข้มข้นของก๊าซไฮโดรเจนด้วยกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์มีข้อดีกว่ากระบวนการผลิตก๊าซไฮโดรเจนแบบทั่วไปในด้านค่าใช้จ่ายดังนี้

สารตั้งต้นก๊าซมีเทน (CH_4) ที่ผสมอยู่ในก๊าซธรรมชาติที่ใช้ในการเกิดปฏิกิริยาเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำ (Steam reforming reaction) มีราคาที่สูงกว่าทะลายปาล์มซึ่งเป็นวัสดุชีวมวลเหลือทิ้งจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์ม

สภาวะการดำเนินของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำดำเนินการที่อุณหภูมิสูงใกล้เคียงกันแต่ดำเนินการที่ความดันต่างกัน กล่าวคือกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันโดยทั่วไปจะดำเนินการที่ 1 บาร์ ส่วนกระบวนการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างโมเลกุลด้วยไอน้ำจะดำเนินการที่ความดันสูงประมาณ 3 ถึง 25 บาร์ นอกจากนี้ยังต้องใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาร่วมด้วย ผลของการดำเนินการที่ความดันสูงจะส่งผลต่อราคาอุปกรณ์ที่สูงขึ้นเนื่องจากต้องใช้วัสดุที่ทนแรงดันได้สูง

5.7 ผลการศึกษาการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพจากกระบวนการกลั่นแบบบรรยากาศ

จากการแยกเฟสสารอนินทรีย์ (Inorganic phase) และก๊าซสังเคราะห์ (Vent gas) ออกจากเฟสของสารอินทรีย์ (Organic phase) หรือน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพเรียบร้อยแล้วทำให้ทราบองค์ประกอบของสารอินทรีย์ที่ป้อนเข้าสู่หอกลั่นบรรยากาศแสดงดังตารางที่ 5.9



ตารางที่ 5.9 องค์ประกอบและสัดส่วนของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ป้อนเข้าหอกลั่นบรรยากาศ

ชื่อสาร	สูตรโมเลกุล	จุดเดือด (°C)	ร้อยละโดยมวล (%wt.)
Methane	CH ₄	-161.5	5.61E-02
ETHYLENE	C ₂ H ₄	-103.7	4.84E-03
ETHANE	C ₂ H ₆	-89	9.28E-03
PROPENE	C ₃ H ₆	-47.6	4.84E-03
PROPANE	C ₃ H ₈	-42	9.28E-03
BUTANE	C ₄ H ₁₀	-1	1.33E-02
Pentane	C ₅ H ₁₂	36.1	1.69E-02
Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	49	2.62E-02
Methanol	CH ₃ OH	64.7	5.45E-05
Hexane	C ₆ H ₁₄	68	2.58E-02
Ethanol	C ₂ H ₅ OH	78.37	1.25E-03
Benzene	C ₆ H ₆	80.1	2.26E-02
Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	81	6.13E-02
methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	81	4.40E-02
Cyclohexene	C ₆ H ₁₀	82.98	4.52E-02
methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	93.6	4.40E-02
1-Propanol	C ₃ H ₈ O	97.2	1.56E-03
Heptane	C ₇ H ₁₆	98.42	2.34E-02
Water	H ₂ O	100	9.84E-04
Toluene	C ₇ H ₈	110.6	4.84E-03
Butanol	C ₄ H ₁₀ O	117.7	1.61E-03
Octane	C ₈ H ₁₈	125.1	2.42E-02

ตารางที่ 5.9 องค์ประกอบและสัดส่วนของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ป้อนเข้าหอกลั่นบรรยากาศ (ต่อ)

ชื่อสาร	สูตร โมเลกุล	จุด เดือด (°C)	ร้อยละโดยมวล (% wt.)
Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	136	4.84E-03
1-Pentanol	C ₅ H ₁₂ O	138	1.61E-03
m-Xylene	C ₈ H ₁₀	139	4.84E-03
propylcyclohexane	C ₉ H ₁₈	147	6.13E-02
Nonane	C ₉ H ₂₀	151	2.82E-02
Propylbenzene	C ₉ H ₁₂	152.4	1.86E-02
1-Hexanol	C ₆ H ₁₄ O	157	1.61E-03
Furfural	C ₅ H ₄ O ₂	161.7	3.28E-04
Cyclohexanol	C ₆ H ₁₂ O	161.8	3.63E-03
Ethylphenol	C ₈ H ₁₀ O	168	1.19E-03
Furfuryl alcohol	C ₅ H ₆ O ₂	170	5.73E-05
2,5-Dimethylfuran	C ₆ H ₈ O	170	1.61E-02
Decane	C ₁₀ H ₂₂	173.8	2.42E-02
Hydroxymethylfurfural	C ₆ H ₆ O ₃	181.3	8.84E-06
Phenol	C ₆ H ₆ O	182	4.02E-04
Undecane	C ₁₁ H ₂₄	196	2.42E-02
Para-tert-butyl cyclohexanone	C ₁₀ H ₁₈ O	201	3.63E-03
Cresol	C ₇ H ₈ O	202	1.11E-03
Xylitol	C ₅ H ₁₂ O ₅	216	9.79E-13
Dodecane	C ₁₂ H ₂₆	216.2	2.82E-02
Propenyl phenol	C ₉ H ₁₀ O	218	3.23E-03
Naphthalene	C ₁₀ H ₈	218	9.68E-03

ตารางที่ 5.9 องค์ประกอบและสัดส่วนของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ป้อนเข้าหอกลั่นบรรยากาศ (ต่อ)

ชื่อสาร	สูตรโมเลกุล	จุดเดือด (°C)	ร้อยละโดยมวล (%wt.)
Tridecane	C ₁₃ H ₂₈	234	2.62E-02
Bicyclohexyl	C ₁₂ H ₂₂	238	3.55E-02
Bicyclopropyl	C ₉ H ₁₈	238	3.55E-02
Tetradecane	C ₁₄ H ₃₀	253.6	2.62E-02
Pentadecane	C ₁₅ H ₃₂	271	2.82E-02
Furan	C ₄ H ₄ O	31.3	1.17E-02
Octadecane	C ₁₈ H ₃₈	317	2.82E-02

น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพถูกให้ความร้อน (Preheat) ที่อุณหภูมิ 150 องศาเซลเซียสก่อนป้อนเข้าสู่หอกลั่นเพื่อแบ่งเบาภาระ (Load) ของรีบอยเลอร์ จากการเพิ่มอุณหภูมิทำให้น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพกลายเป็นของผสมสองเฟสโดยมีสัดส่วนของสารอินทรีย์ที่ระเหยกลายเป็นไอ (Vapor fraction) ที่ 13 เปอร์เซ็นต์

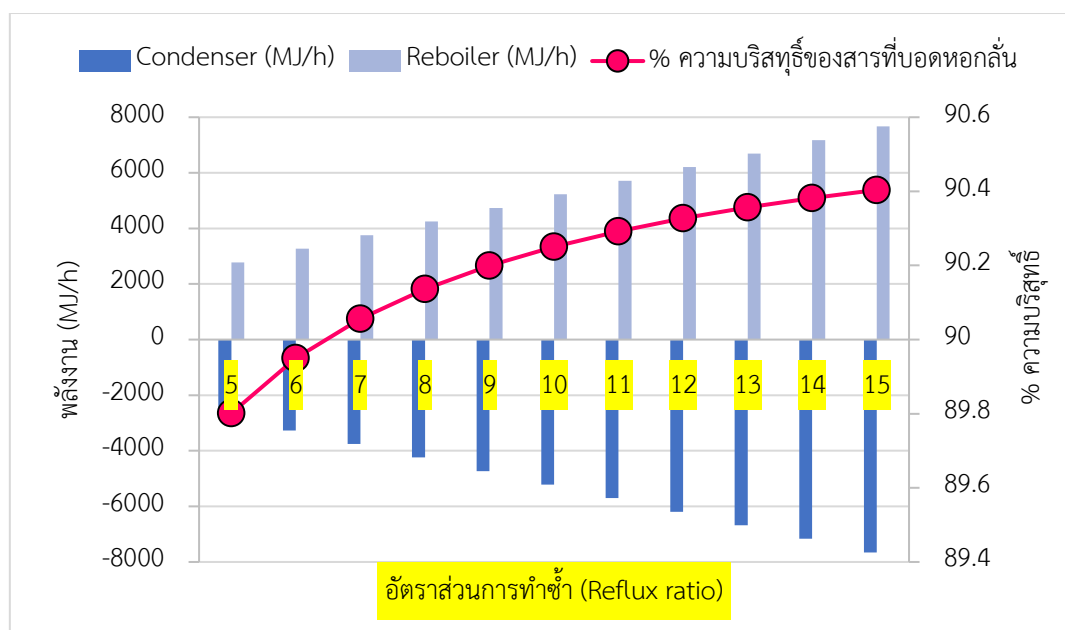
5.7.1 อัตราส่วนการทำซ้ำ (Reflux Ratio) ต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ยอดหอกลั่น

สำหรับกระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์ยิ่งค่า Reflux ratio มากจะทำให้ได้รับความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์มากขึ้น แต่หากหอกลั่นดำเนินการที่สภาวะ Reflux ratio ที่มีค่ามากเกินไปจะส่งผลให้เกิดน้ำท่วมภายในหอ (Flooding) ส่งผลให้การสัมผัสระหว่างไอและของเหลว (Vapor-liquid) ภายในหอแย่งและผลิตภัณฑ์ที่ได้รับมีความบริสุทธิ์น้อยลงตามลำดับ ค่า Reflux ratio ที่เหมาะสมจะถูกพิจารณาจากภาระ (Duty) ของคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์ของกระบวนการกลั่นเพื่อศึกษาความต้องการพลังงานที่ใช้สำหรับหอกลั่น ซึ่งค่าภาระ (Duty) ที่ศึกษาได้แสดงถึงค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ

ผลการศึกษา Reflux ratio ในช่วง 5 ถึง 15 พบว่าความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับบนยอดหอ (ซึ่งในการวิจัยสนใจผลิตภัณฑ์ที่เป็นองค์ประกอบ C₁ – C₆) มีความบริสุทธิ์มากขึ้น โดยค่า Reflux ratio ที่เริ่มต้นเท่ากับผลิตภัณฑ์มีความบริสุทธิ์เท่ากับ 89.8 เปอร์เซ็นต์ โดยที่ Reflux ratio มีค่าเท่ากับ 15 ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับมีค่าสูงถึง 90.4 เปอร์เซ็นต์ แสดงดังรูปที่ 5.12 เมื่อพิจารณาค่าพลังงานที่ใช้สำหรับคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์พบว่าเมื่อค่า Reflux ratio สูงค่าพลังงานในการใช้สำหรับควบแน่นไบบนยอดหอของเครื่องคอนเดนเซอร์มีความต้องการมากขึ้นเช่นเดียวกับความ

ต้องการพลังงานของเครื่องรีบอยเลอร์สำหรับให้ความร้อนกับสารเพื่อให้ระเหยเป็นไอมากขึ้นมีค่ามากขึ้นเมื่อ Reflux ratio เพิ่มขึ้น

โดยในการศึกษาการแยกผลิตภัณฑ์น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพจะศึกษา Reflux ratio ที่ค่าเท่ากับ 6.5 เพราะเป็นจุดที่เหมาะสม เนื่องจากได้รับความบริสุทธิ์ของสารถึง 90 เปอร์เซ็นต์อีกทั้งค่าพลังงานที่ใช้สำหรับเครื่องคอนเดนเซอร์กับรีบอยเลอร์มีความต้องการในปริมาณน้อย



รูปที่ 5.10 ผลของ Reflux ratio ต่อความบริสุทธิ์ของสารที่บอดหอกและพลังงานที่ใช้ของคอนเดนเซอร์และรีบอยเลอร์

5.7.2 จำนวนชั้น (Stage) ของทอกลั่นต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์

จำนวน Stage ภายในทอกลั่นถูกศึกษาเพื่อหาจำนวนชั้นที่เหมาะสมเพื่อให้ได้รับผลิตภัณฑ์ที่ต้องการทั้ง 5 ประเภทซึ่งได้แก่ ก๊าซ (Gas), เบนซีน (Gasoline), แนฟทา (Naphtha), เคโรซีน (Kerosene) และดีเซล (Diesel) ให้มีความบริสุทธิ์มากที่สุด อีกทั้งยังวิเคราะห์ลำดับของ Stage ในการดึงผลิตภัณฑ์ออกด้านข้าง (Side stream product) ผลการศึกษาแสดงดังตารางที่ 5.10

ตารางที่ 5.10 จำนวน Stage ต่อความบริสุทธิ์ของช่วงผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ

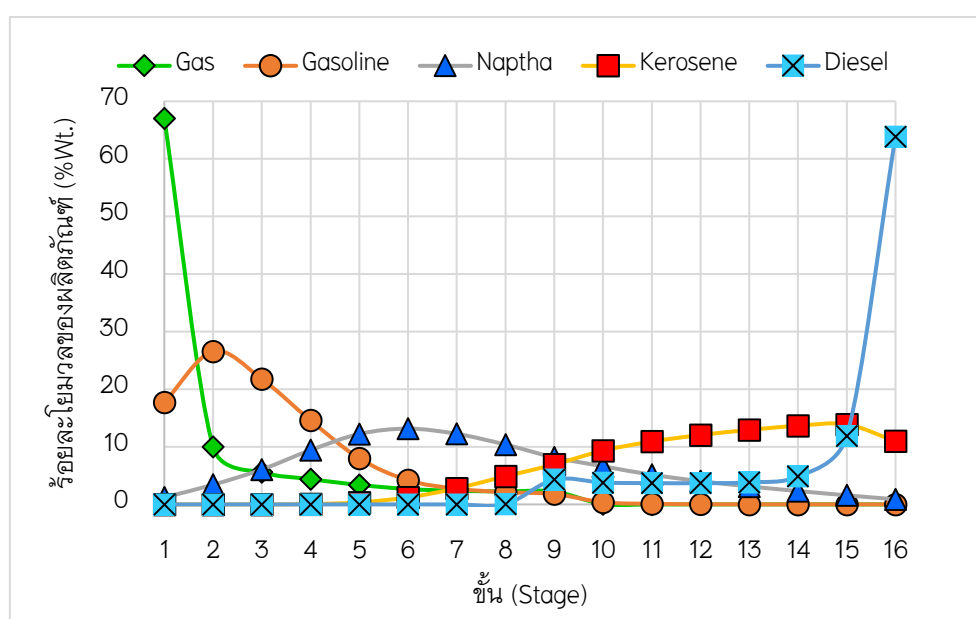
ผลิตภัณฑ์	จำนวน Stage ของหอกลับ			
	10	12	14	16
ก๊าซ (Gas)	44.10	44.10	44.10	44.10
ก๊าซโซลีน (Gasoline)	72.65	72.71	72.80	72.87
แนฟทา (Naphtha)	81.12	74.66	78.81	79.32
เคโรซีน (Kerosene)	54.69	79.03	83.87	83.87
ดีเซล (Diesel)	24.40	27.11	27.20	27.23

เมื่อเพิ่มจำนวน Stage พบว่าความบริสุทธิ์ของช่วงผลิตภัณฑ์ที่ได้รับมีค่าความบริสุทธิ์มากขึ้น แสดงดังตารางที่ 5.10 โดยการเพิ่มจาก 10 ไปเป็น 12 stage พบว่าความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์มีความบริสุทธิ์เปลี่ยนแปลงอย่างเห็นได้ชัด โดยผลิตภัณฑ์ก๊าซที่แยกได้มีค่าคงที่ที่ความบริสุทธิ์ 44.10 ดังนั้นการเพิ่มจำนวน Stage สำหรับผลิตภัณฑ์ก๊าซจึงไม่มีผลเนื่องจากจุดเดือดของก๊าซมีค่าที่ต่ำ ผลิตภัณฑ์ก๊าซโซลีน แนฟทา และดีเซลสามารถแยกได้บริสุทธิ์ถึง 72.87, 79.32 และ 27.23 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับโดยได้รับเมื่อหอกลับดำเนินการที่ 16 stage สำหรับผลิตภัณฑ์ในช่วงเคโรซีนมีค่าความบริสุทธิ์คงที่ที่ 83.87 เปอร์เซ็นต์ที่การดำเนินการ 14 และ 16 stage

การดำเนินการที่ 16 Stage ถูกนำมาศึกษาต่อเพื่อหาลำดับ Stage ที่เหมาะสมของช่วงผลิตภัณฑ์ที่ต้องการแสดงดังรูปที่ 5.13 โดยสามารถสรุปได้ดังนี้

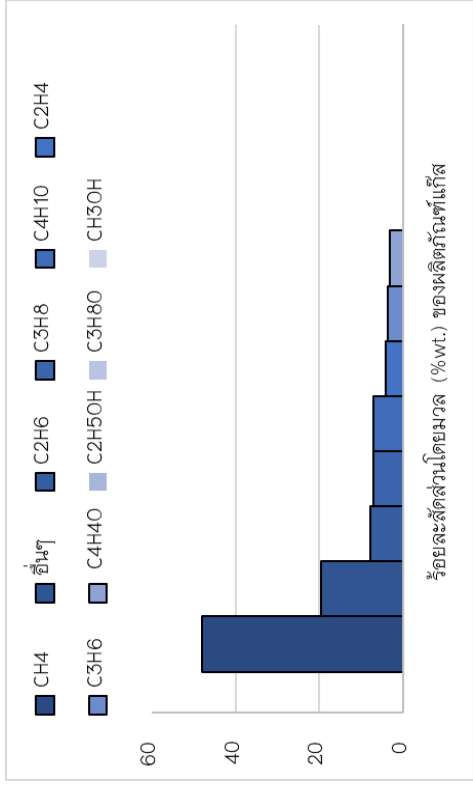
1. ผลิตภัณฑ์ก๊าซ (Gas) ซึ่งเป็นองค์ประกอบของ C_1-C_4 แยกออกอบริเวณบนยอดหอกลับ โดยมีความบริสุทธิ์เท่ากับ 44.1 เปอร์เซ็นต์และองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แสดงดังรูปที่ 5.14
2. ผลิตภัณฑ์ก๊าซโซลีน (Gasoline) ซึ่งเป็นองค์ประกอบของ C_5-C_6 ได้รับจากการดึงผลิตภัณฑ์ออกจาก Stage ที่ 2 ของหอกลับ โดยความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 72.87 เปอร์เซ็นต์และองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แสดงดังรูปที่ 5.15
3. ผลิตภัณฑ์แนฟทา (Naphtha) ซึ่งเป็นองค์ประกอบของ C_6-C_{10} ได้รับจากการดึงผลิตภัณฑ์ออกจาก Stage ที่ 6 ของหอกลับ โดยความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 79.32 เปอร์เซ็นต์และองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แสดงดังรูปที่ 5.16

4. ผลิตภัณฑ์เคโรซีน (Kerosene) ซึ่งเป็นองค์ประกอบของ C_{10} - C_{16} ได้รับความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 79.32 เปอร์เซ็นต์ และมีองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แสดงดังรูปที่ 5.17
5. ผลิตภัณฑ์ดีเซล (Diesel) ซึ่งเป็นองค์ประกอบของ C_{16} - C_{18} ได้รับความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 27.3 เปอร์เซ็นต์ และมีองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์แสดงดังรูปที่ 5.18

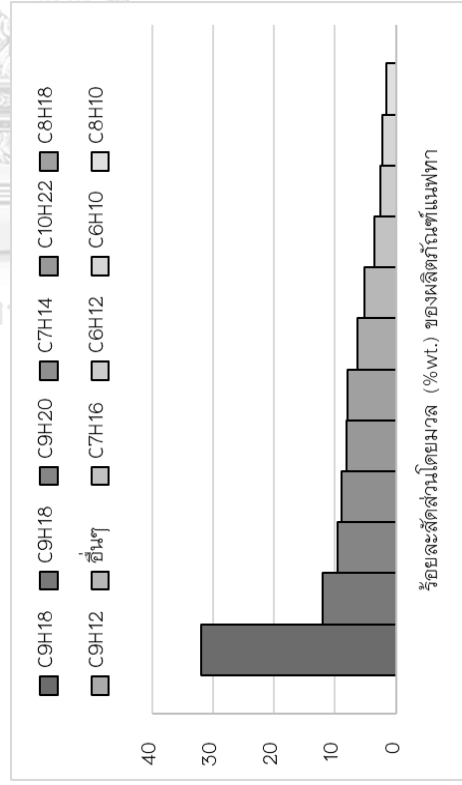


รูปที่ 5.13 ร้อยละโดยมวล (%wt) ของช่วงผลิตภัณฑ์ในแต่ละชั้น (Stage) ของหอกลั่น

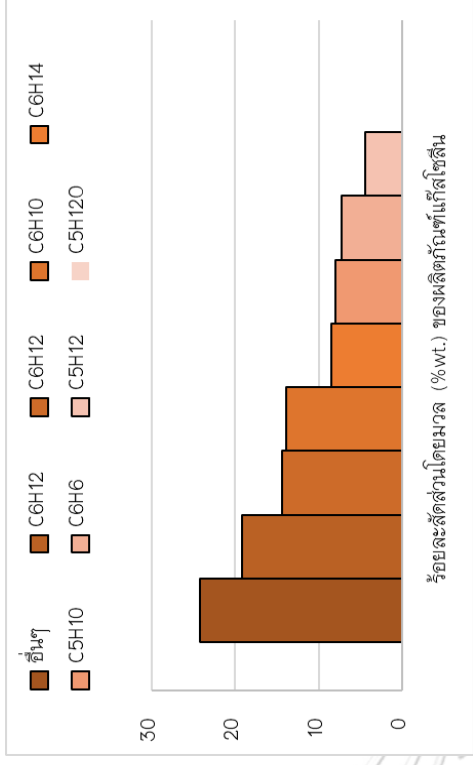
ผลการศึกษาแสดงให้เห็นว่าการดำเนินการของแบบจำลองหอกลั่นบรรยากาศสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมที่ Reflux ratio เท่ากับ 6 และมีจำนวน Stage เท่ากับ 16 สำหรับอุณหภูมิและความดันในแต่ละ Stage ภายในหอกลั่นแสดงดังรูปที่ 5.19 โดยอุณหภูมิและความดันของผลการศึกษาสอดคล้องกับหอกลั่นบรรยากาศจริงของหอกลั่นน้ำมันดิบ (Crude Distillation Column) คือดำเนินการในช่วง 0 - 350 องศาเซลเซียสและความดันยอดหอที่ 1 บาร์



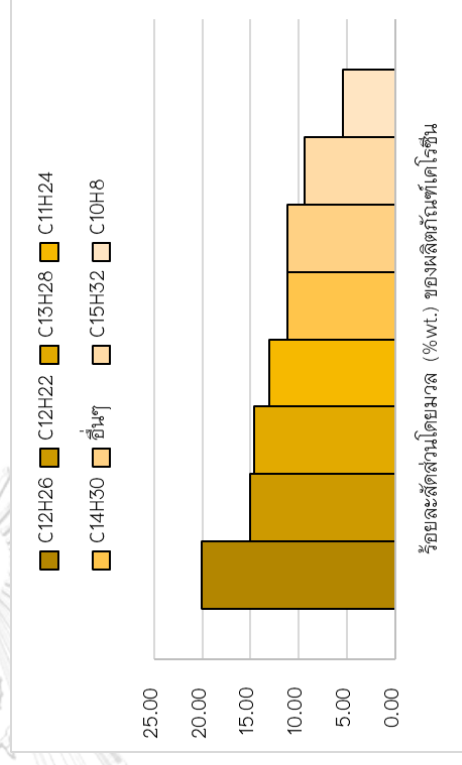
รูปที่ 5.14 ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์ก๊าซ (Gas)



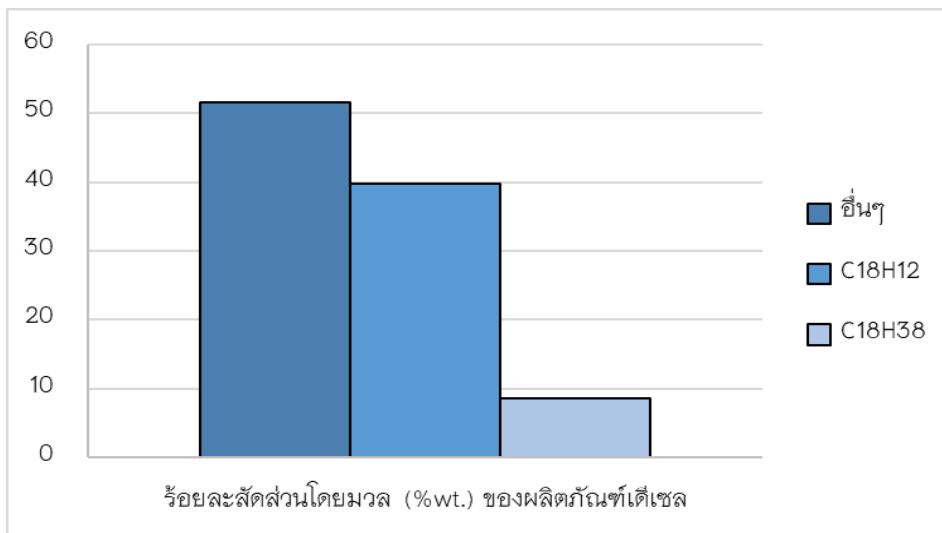
รูปที่ 5.16 ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์แนฟทา (Naphtha)



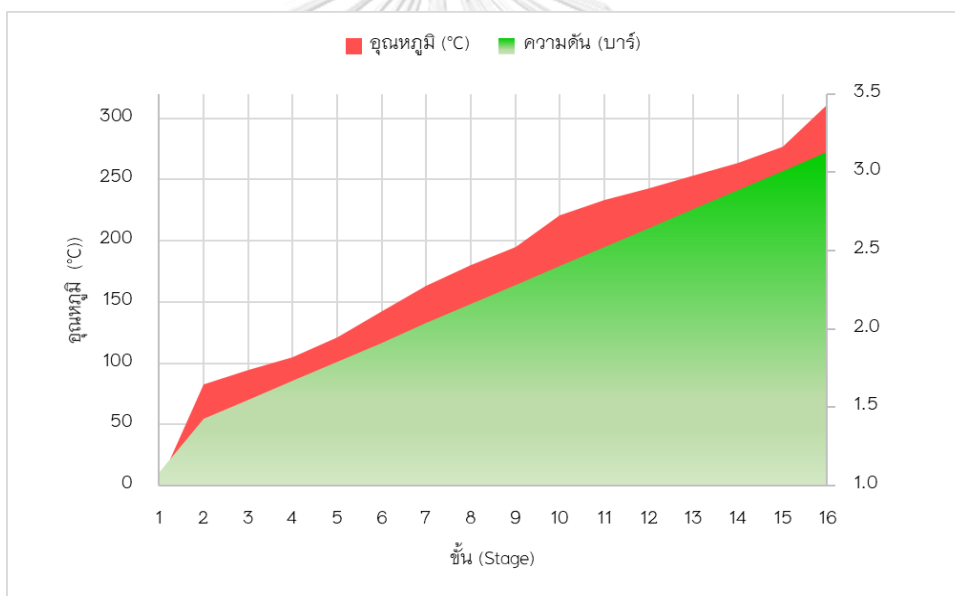
รูปที่ 5.15 ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์กาโซลีน (Gasoline)



รูปที่ 5.17 ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์เคโรซีน (Kerosene)



รูปที่ 5.18 ร้อยละโดยมวลของผลิตภัณฑ์เคโรซีน (Kerosene)



รูปที่ 5.19 อุณหภูมิและความดันในแต่ละ Stage ของแบบจำลองทอกลับบรรยากาศ

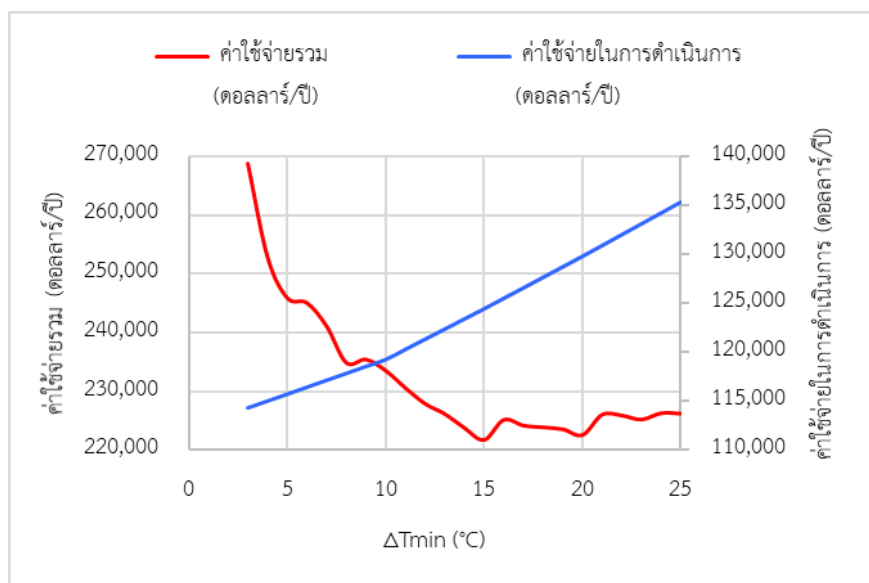
บทที่ 6

ผลการศึกษาการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

6.1 ผลการศึกษาผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด (ΔT_{\min}) ที่เหมาะสมกับกระบวนการ

จากการศึกษา ΔT_{\min} ในช่วง 3 ถึง 25 องศาเซลเซียสสำหรับการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแสดงดังรูปที่ 6.1 เปรียบเทียบกับค่าใช้จ่ายค่าใช้จ่ยรวมในการลงทุนกับค่าใช้จ่ายในการดำเนินการของกระแสร้อนและเย็นที่ค่า ΔT_{\min} น้อยที่สุดเท่ากับ 3 องศาเซลเซียส ค่าใช้จ่ยในการลงทุนรวมสูงเนื่องจากต้องการพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนปริมาณมากเพื่อให้ได้ผลต่างของอุณหภูมิของกระแสร้อนและเย็นได้ตามความต้องการ โดยพื้นที่ในการถ่ายเทความร้อนที่มากก็ส่งผลให้ต้องลงทุนซื้อเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมากขึ้น ในขณะที่ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานของกระแสร้อนและเย็นมีค่าน้อยสุดเนื่องจากพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีมากในทางตรงกันข้ามที่ ΔT_{\min} มากที่สุดของการศึกษามีเท่ากับ 25 องศาเซลเซียสนั้นผลปรากฏว่ามีค่าใช้จ่ายในการลงทุนค่อนข้างต่ำเนื่องจากผลต่างของอุณหภูมิที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อนมีค่าที่กว้างแต่ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูงสุด

ผู้วิจัยได้เลือก ΔT_{\min} ที่มีค่าเท่ากับ 15 องศาเซลเซียสสำหรับการออกแบบกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพเนื่องจากกระบวนการที่ศึกษาจัดอยู่ในประเภทอุตสาหกรรมปิโตรเคมี โดยโดยผลการศึกษาพบว่าที่ ΔT_{\min} เท่ากับ 15 องศาเซลเซียส ให้ค่าใช้จ่ายรวมในการลงทุนที่น้อยที่สุด อีกทั้งยังมีความต้องการใช้กระแสร้อนและเย็นในระดับปานกลาง ซึ่งมีความสอดคล้องกับค่า ΔT_{\min} ที่นำเสนอโดย Linnhoff [40] ที่ว่าสำหรับอุตสาหกรรมปิโตรเคมีจะมีค่า ΔT_{\min} ในช่วง 10 ถึง 20 องศาเซลเซียส

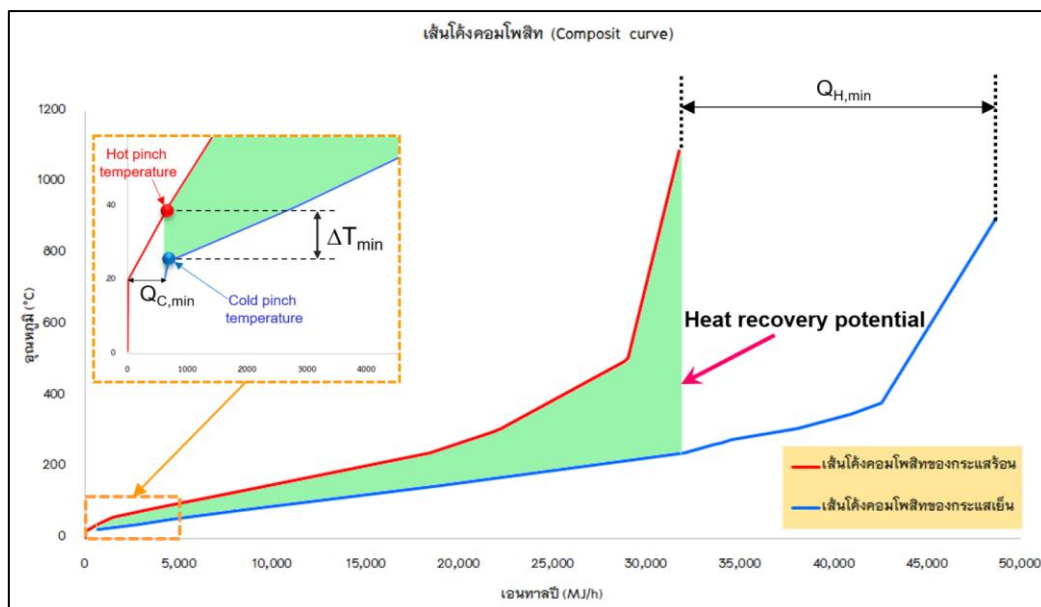


รูปที่ 6.1 ค่า ΔT_{min} ต่อค่าใช้จ่ยรวมและค่าใช้จ่ยในการดำเนินการ

6.2 ผลการศึกษาเส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) และเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิท (Grand Composite Curve)

จากการนำข้อมูลกระแสร้อนและกระแสน้ำเย็นภายในกระบวนการผลิตพลังงานเชื้อเพลิงชีวภาพที่ศึกษามาทำการวิเคราะห์สำหรับนำความร้อนที่เหลือทิ้งภายในกระบวนการกลับมาใช้ประโยชน์ (Heat recovery) พบว่าค่าความร้อนในการแลกเปลี่ยนของกระแสภายในกระบวนการยังไม่เพียงพอสำหรับการแลกเปลี่ยนอุณหภูมิให้ได้ตามอุณหภูมิที่ต้องการ โดยปริมาณความต้องการของกระแสน้ำร้อน (Hot Utility) และเย็น (Cold Utility) ที่ต้องการเพิ่มสามารถศึกษาได้จากเส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ดังรูปที่ 6.2

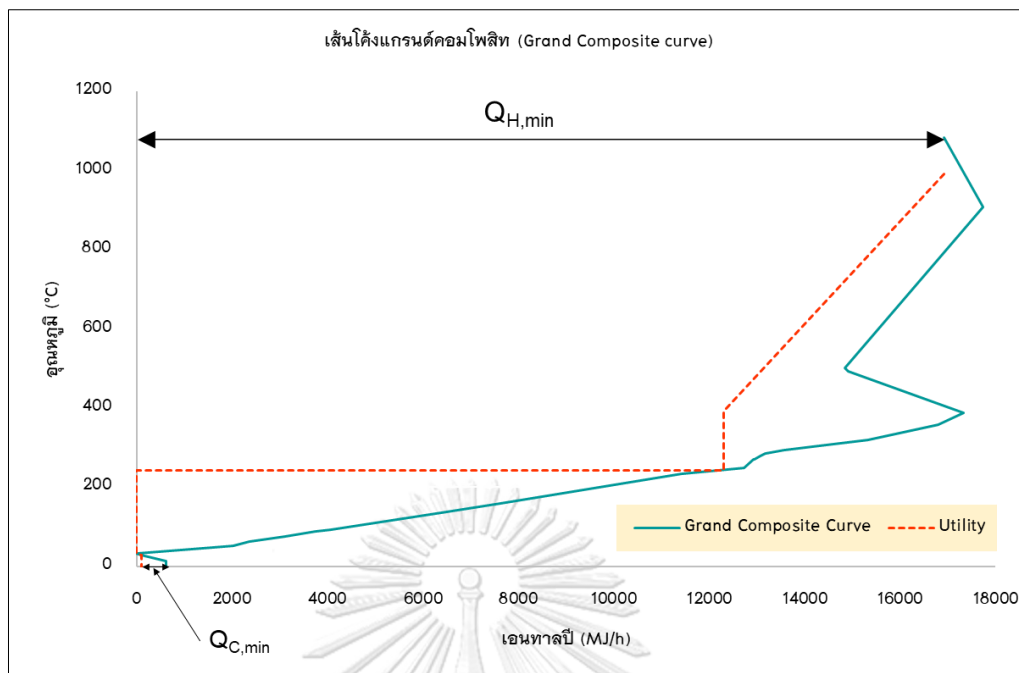
จากรูปที่ 6.2 แสดงให้เห็นว่าจุดพินช์ (Pinch point) มีค่าเท่ากับ 32.5 องศาเซลเซียสเมื่อกำหนด ΔT_{min} ในการศึกษาเท่ากับ 15 องศาเซลเซียส โดยเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนมีค่าเท่ากับ 40 องศาเซลเซียสและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นมีค่าเท่ากับ 25 องศาเซลเซียสตามลำดับ



รูปที่ 6.2 เส้นโค้งคอมโพสิท (Composite Curve) ของกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ

เมื่อพิจารณาบริเวณด้านบนจุดพินช์จะเห็นว่าเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนมีค่าที่น้อยกว่าเส้นโค้งคอมโพสิทเย็น แสดงว่าความร้อนของกระแสในกระบวนการศึกษามีค่าพลังงานไม่เพียงพอสำหรับกระแสน้ำที่ต้องการความร้อนเพื่อได้ตามอุณหภูมิเป้าหมาย จากการศึกษาพบว่ากระบวนการผลิตเชื้อเพลิงชีวภาพต้องการกระแสสารอุณหภูมิร้อนที่น้อยที่สุด ($Q_{H,min}$) เท่ากับ 621 เมกะจูลต่อชั่วโมง สำหรับบริเวณด้านล่างจุดพินช์แสดงให้เห็นว่าเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นมีค่าน้อยกว่าเส้นโค้งคอมโพสิทร้อน ซึ่งแสดงถึงกระแสน้ำไม่เพียงพอสำหรับกระแสน้ำที่ต้องการลดอุณหภูมิโดยระบบมีความต้องการกระแสสารอุณหภูมิเย็นที่น้อยที่สุด ($Q_{C,min}$) ที่ 16,928 เมกะจูลต่อชั่วโมง โดยพื้นที่สีเขียวระหว่างเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเย็นแสดงถึงค่าพลังงานเหลือทิ้งภายในระบบที่สามารถนำกลับมาใช้ประโยชน์ได้

นอกจากเส้นโค้งคอมโพสิทจะสามารถบอกปริมาณความต้องการของกระแสสารอุณหภูมิร้อนและเย็นที่น้อยที่สุดแล้ว ยังแสดงให้เห็นว่าหากทำการศึกษา ΔT_{min} ที่มีค่ามากกล่าวคือมีช่วงของอุณหภูมิในการแลกเปลี่ยนมากจะส่งผลให้กราฟเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและกราฟของเส้นโค้งคอมโพสิทเย็นจะมีระยะห่างจากกันมากขึ้น โดรนสิ่งที่ตามมาคือปริมาณความต้องการกระแสสารอุณหภูมิร้อนและเย็นมีค่ามากขึ้นเช่นกัน ซึ่งสอดคล้องกับกราฟแสดงค่าใช้จ่ายในการดำเนินกับ ΔT_{min} ดังรูปที่ 6.1



รูปที่ 6.3 เส้นแกรนด์คังคอมโพสิท (Grand Composite Curve) ของกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ

ปริมาณของกระแสสารอนุภาคสามารถได้รับจากเส้นคังคอมโพสิท แต่ประเภทของกระแสสารอนุภาคที่เหมาะสมสามารถหาได้จากเส้นคังแกรนด์คอมโพสิท (Grand Composite Curve) แสดงดังรูปที่ 6.3 ผลการศึกษาประเภทของกระแสสารอนุภาคที่เหมาะสมและปริมาณความต้องการใช้ของกระบวนการแสดงดังตารางที่ 6.1

ตารางที่ 6.1 ประเภทและปริมาณของกระแสสารอนุภาคสำหรับกระบวนการที่ศึกษา

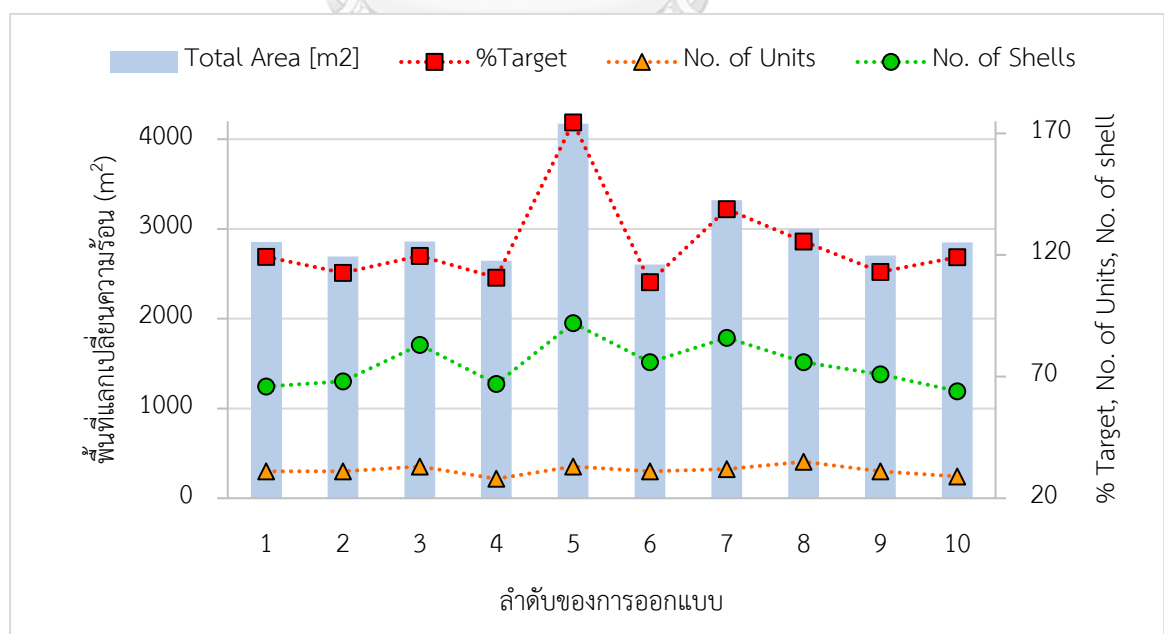
กระแสสารอนุภาค	อุณหภูมิเริ่มต้น (°C)	ปริมาณที่ต้องการ (kg/h)
Fired Heat (1000)	1000	7722
HP Steam	250	7219
Refrigerant 1	-25	128675
Cooling Water	20	5071

Fired Heat (1000) ถูกนำมาใช้งานในช่วงความต้องการแลกเปลี่ยนความร้อนในช่วงอุณหภูมิสูงในช่วง 1000 ถึง 250 องศาเซลเซียสและ HP Steam ถูกนำมาใช้ในช่วงอุณหภูมิต่ำกว่า 250 องศาเซลเซียส จะเห็นได้ว่ากระบวนการได้เสนอประเภทของกระแสน้ำวนสองประเภทออกเป็น 2 ช่วงเพื่อให้ใช้กระแสน้ำวนประเภทที่ราคาสูงให้น้อยที่สุด

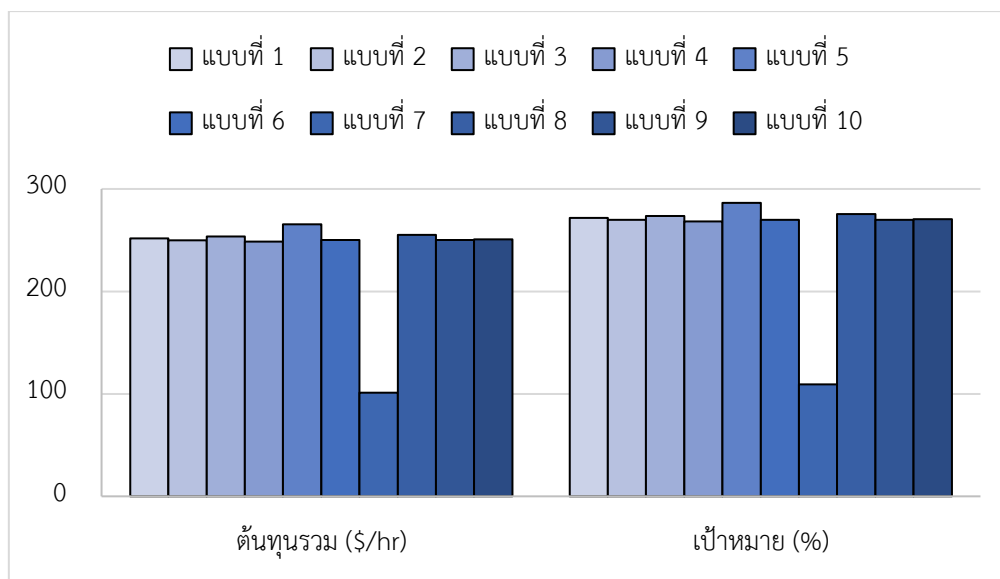
Refrigerant 1 ที่มีอุณหภูมิต่ำถูกนำมาใช้แลกเปลี่ยนในสายกระบวนการที่ต้องการลดอุณหภูมิที่ต่ำสำหรับในกระบวนการได้แก่การลดอุณหภูมิของก๊าซสังเคราะห์ที่มีจุดเดือดต่ำ ๆ เป็นต้น โดยน้ำหล่อเย็น (Cooling water) ถูกนำมาใช้ลดอุณหภูมิของสายดำเนินการที่ต้องการลดอุณหภูมิไม่ต่ำมาก

6.3 ผลการศึกษาการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด

ผลจากการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนโดยใช้โปรแกรมแอสเพน เอ็นเนอร์จี อนาไลเซอร์ ช่วยในการออกแบบจำนวน 10 แบบของเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน แสดงดังรูปที่ ๗-1 – ๗.10 ในภาคผนวก ๗ พบว่าแต่ละการออกแบบบ่งชี้ถึงราคา, ประสิทธิภาพของระบบแลกเปลี่ยนความร้อน, พื้นที่ที่ต้องการสำหรับใช้แลกเปลี่ยนความร้อนให้ได้ตามอุณหภูมิเป้าหมาย, เปอร์เซ็นต์อุณหภูมิเป้าหมาย, จำนวนเซลล์และจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีความแตกต่างกันออกไปแสดงดังรูปที่ 6.4



รูปที่ 6.4 ปัจจัยในการพิจารณาเลือกระบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของทั้ง 10 การออกแบบ



รูปที่ 6.5 กราฟเปรียบเทียบระหว่างเปอร์เซ็นต์เป้าหมายกับราคาต้นทุนรวมของทั้ง 10 การออกแบบ

ในงานวิจัยนี้จะพิจารณาถึงพื้นที่ที่ต้องการในการแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นประการแรก เนื่องจากพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนส่งผลต่อจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ปริมาณกระแสสารอุณหภูมิที่ต้องการโดยส่งท้ายจะส่งผลต่อค่าใช้จ่ายในการดำเนินการ จากผลการศึกษา การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนดังรูปที่ 6.4 พบว่าทั้ง 10 การออกแบบสามารถมีพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนรวมเพื่อให้ผลต่างของอุณหภูมิ ΔT_{\min} ได้ตามที่กำหนดไว้ที่ 15 องศาเซลเซียส โดยหาก % Target ที่ได้มีค่ามากกว่า 100 เปอร์เซ็นต์จะทำให้ทราบว่า การออกแบบนั้นมีพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนเพียงพอ การออกแบบที่ 5 มีพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนรวมมากที่สุดที่ประมาณ 4172 ตารางเมตรส่งผลให้มีการใช้จำนวนเซลล์และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมากที่สุด ข้อดีของการออกแบบนี้คือมีค่า % Target ที่ได้รับมีค่าสูงสุดที่ 174 เปอร์เซ็นต์โดยหากเลือกการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 5 ไปใช้งานจะสามารถลด ΔT_{\min} ลงได้อีกซึ่งจะช่วยประหยัดค่าใช้จ่ายของกระแสสารอุณหภูมิได้ สำหรับการออกแบบที่ 6 ต้องการพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนรวมน้อยที่สุดที่ 2604 ตารางเมตรซึ่งน้อยกว่าแบบที่ 5 ถึง 38 เปอร์เซ็นต์โดยใช้จำนวนเซลล์และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนน้อยที่ 76 เซลล์และ 32 เครื่องตามลำดับ โดยมี % Target ที่ได้รับที่ 109 เปอร์เซ็นต์ซึ่งมีค่าน้อยที่สุดของทั้ง 10 การออกแบบโดยหากเลือกการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 6 ไปดำเนินการก็จะมีโอกาสสูงที่การแลกเปลี่ยนความร้อนจะไม่ได้รับตามผลต่างของอุณหภูมิที่น้อยที่สุด ΔT_{\min} ตามที่ต้องการเนื่องจากเมื่อดำเนินการไปแล้วช่วงระยะเวลาหนึ่งพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนอาจมีความสกปรกทำให้พื้นที่

แลกเปลี่ยนความร้อนน้อยส่งผลให้การแลกเปลี่ยนความร้อนประสิทธิภาพลดลง สุดท้ายจะส่งผลต่อ % Target

จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units) ไม่สามารถแสดงถึงพื้นที่รวมของการแลกเปลี่ยนความร้อนได้ เช่นการออกแบบที่ 4 ที่มีเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเท่ากับ 28 เครื่องมีพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่มากกว่าการออกแบบที่ 6 ที่มีจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 31 เครื่องซึ่งมีจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมากกว่า ดังนั้นปัจจัยที่ต้องพิจารณาร่วมคือจำนวนเซล

ต้นทุนรวมในการลงทุนแสดงดังรูปที่ 6.5 พบว่าการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 5 มีค่ามากที่สุดซึ่งมีความเหมาะสมกับจำนวนเซลและจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ต้องการโดยมีค่ามากที่สุดและการออกแบบที่ 7 มีต้นทุนที่ต่ำสุด

สำหรับเกณฑ์ในการพิจารณาเลือกการออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดสำหรับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพได้แก่ ปริมาณของกระแสธารณูปโภคร้อน-เย็น, ต้นทุนรวมซึ่งรวมในส่วนของต้นทุนการดำเนินการ ต้นทุนเงินลงทุน และค่าใช้จ่ายในการติดตั้ง รวมถึงพื้นที่รวมของการแลกเปลี่ยนความร้อน, จำนวนเซล และจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ตามลำดับแสดงดังตารางที่ 6.2

ตารางที่ 6.2 แสดงวิธีการพิจารณาเลือกการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด

ลำดับ	ปัจจัยในการพิจารณา					
	% Target	พื้นที่ (m ²)	จำนวน เซล	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	ราคากระแสสารานุกรมโลก	เงินทุนรวม
1	แบบที่ 5	แบบที่ 5	แบบที่ 5	แบบที่ 8	แบบที่ 7	แบบที่ 7
2	แบบที่ 7	แบบที่ 7	แบบที่ 7	แบบที่ 3	แบบที่ 2	แบบที่ 4
3	แบบที่ 8	แบบที่ 8	แบบที่ 3	แบบที่ 5	แบบที่ 5	แบบที่ 2
4	แบบที่ 3	แบบที่ 3	แบบที่ 6	แบบที่ 7	แบบที่ 10	แบบที่ 6
5	แบบที่ 1	แบบที่ 1	แบบที่ 8	แบบที่ 1	แบบที่ 4	แบบที่ 9
6	แบบที่ 10	แบบที่ 10	แบบที่ 9	แบบที่ 2	แบบที่ 9	แบบที่ 10
7	แบบที่ 9	แบบที่ 9	แบบที่ 2	แบบที่ 6	แบบที่ 6	แบบที่ 1
8	แบบที่ 2	แบบที่ 2	แบบที่ 4	แบบที่ 9	แบบที่ 3	แบบที่ 3
9	แบบที่ 4	แบบที่ 4	แบบที่ 1	แบบที่ 10	แบบที่ 1	แบบที่ 8
10	แบบที่ 6	แบบที่ 6	แบบที่ 10	แบบที่ 4	แบบที่ 8	แบบที่ 5

จากตารางที่ 6.2 เป็นการเรียงลำดับของการออกแบบที่ดีที่สุดในแต่ละปัจจัยที่วิเคราะห์โดยลำดับที่ 1 คือดีที่สุดในการพิจารณาและอันดับที่ 10 คือน้อยสุดในการพิจารณา

ผลการจัดลำดับแสดงให้เห็นว่าการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของแบบที่ 7 ใช้เงินลงทุนรวมที่น้อยที่สุดโดยมีค่าใช้จ่ายของกระแสสารานุกรมโลกร้อนเย็นที่น้อยที่สุดเช่นกัน ถึงแม้จะต้องการพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนที่สูงก็ตามและ % Target ที่ได้รับอยู่ที่ 139 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 7 จะถูกเลือกมาใช้ในการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่ทำการศึกษา โดยดัชนีราคาของการออกแบบเครือข่ายระบบแลกเปลี่ยนความร้อนและประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่าย

ของระบบแลกเปลี่ยนความร้อนของทั้ง 10 การออกแบบแสดงดังตาราง ข-7 ภายผนวก ข โดยแบบที่ 7 แสดงดังตารางที่ 6.3 และ 6.4

หลังจากที่เลือกการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 7 แล้วทำให้ทราบว่าจำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดมีค่าเท่า 32 เครื่องรายละเอียดของแต่ละเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแสดงดัง ตาราง ข-8 ภายผนวก ข

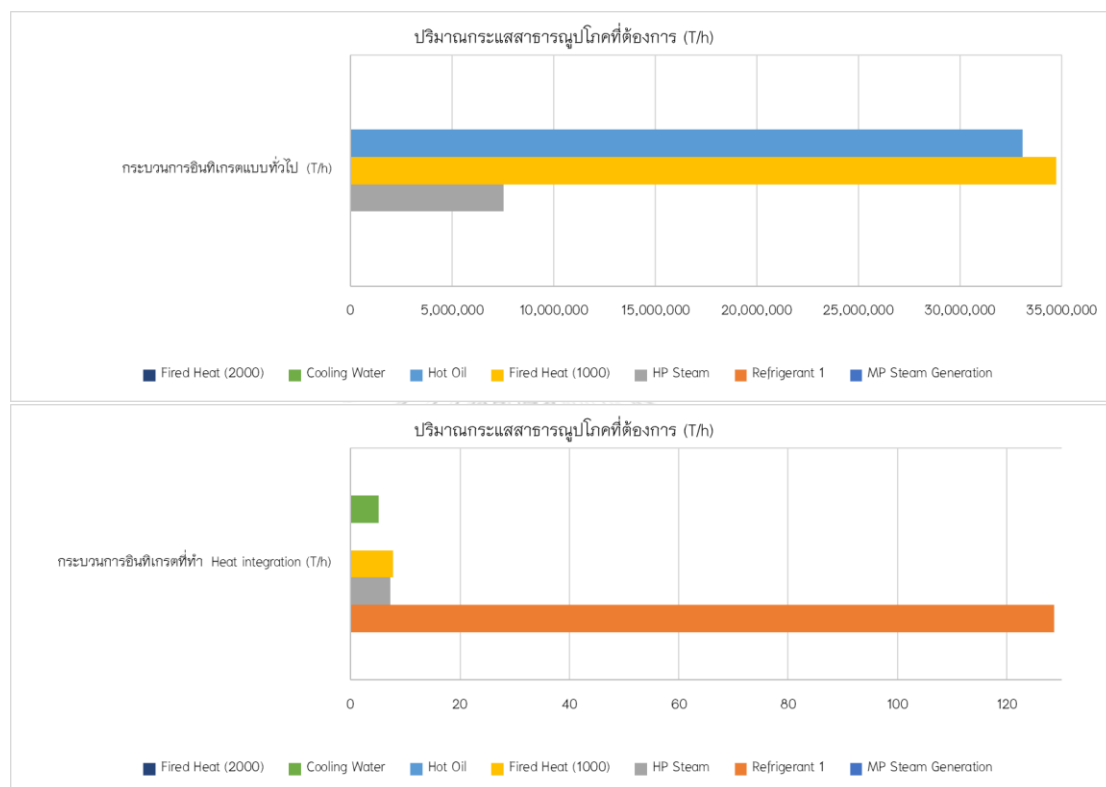
ตารางที่ 6.3 ดัชนีราคาของการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกแบบที่ 7

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
7	กระแสน้ำร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	107
	กระแสน้ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	150
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	108
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1506268	111
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	109

ตารางที่ 6.4 ประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกแบบที่ 7

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
7	กระแสน้ำร้อน (Heating)	กิโลจูลน์/ชั่วโมง	17353607.90	102.52
	กระแสน้ำเย็น (Cooling)	กิโลจูลน์/ชั่วโมง	4219860.11	679.80
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	32.00	86.49
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	86.00	98.85
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	3321.25	138.90

เมื่อทำการเปรียบเทียบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพแบบทั่วไปที่ศึกษากับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพที่มีการนำความร้อนทิ้งกลับมาใช้ประโยชน์ (Heat integration) พบว่าปริมาณกระแสสารอุณหภูมิต้องการมีความแตกต่างกันในปริมาณมากแสดงดังรูปที่ 6.6



รูปที่ 6.6 เปรียบเทียบกระแสสารอุณหภูมิต้องการระหว่างกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพแบบทั่วไปกับแบบทำ Heat integration

จากรูปที่ 6.6 แสดงให้เห็นกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพแบบทั่วไปมีการใช้กระแสสารอุณหภูมิต้องการที่มีหลายประเภทและมีปริมาณมากส่งผลให้มีค่าใช้จ่ายในการดำเนินการสูง ในขณะที่กระบวนการที่ทำ Heat integration สามารถช่วยลดปริมาณการใช้กระแสสารอุณหภูมิต้องการได้มาก เมื่อเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายได้ในการดำเนินการพบว่าการทำ Heat integration สามารถลดต้นทุนในการดำเนินการได้ถึง 36,408 ดอลลาร์/วินาที รายละเอียดแสดงดังตารางที่ 6.5

ตารางที่ 6 .5 เปรียบเทียบราคาค่าใช้จ่ายของกระแสน้ำร้อนรูปโกล

กระแสน้ำร้อนรูปโกล	กระบวนการผลิตพลังงาน ทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพ แบบทั่วไป	กระบวนการผลิตพลังงาน ทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพแบบ ทำ Heat integration
	ราคา (ดอลลาร์/วินาที)	ราคา (ดอลลาร์/วินาที)
Refrigerant 1	0.0006	0.0004
HP Steam	8,909	0.01
Fired Heat (1000)	24,605	0.01
Hot Oil	2,895	0
Cooling Water	0.00003	0.0002
Fired Heat (2000)	0.001	0
ราคารวม (ดอลลาร์/วินาที)	36,408	0.0155

บทที่ 7

ผลการศึกษาความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่าน ชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน

7.1 ราคาขายผลิตภัณฑ์

จากการศึกษาแบบจำลองกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน แสดงให้เห็นว่ามีทั้งผลิตภัณฑ์หลัก (Main products) ผลิตภัณฑ์พลอยได้ (By-product) ที่ได้รับและถูกใช้ภายในกระบวนการหลายประเภท โดยการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์จะพิจารณาราคาจำหน่ายของผลิตภัณฑ์ทั้งหมด 6 ประเภทที่ผลิตได้จากกระบวนการที่ศึกษาแสดงตารางที่ 7.1

ตารางที่ 7.1 ผลิตภัณฑ์และราคาต่อหน่วยที่สามารถจำหน่ายได้

รายการ	ผลิตภัณฑ์	ปริมาณ (kg/h)	ปริมาณ (m ³ /h)	ปริมาณ (bbl/h)	ราคา (บาทต่อหน่วย)	ราคารวม (บาท)
1	ก๊าซไฮโดรเจน (H ₂)	140			62	8,667
2	ก๊าซสังเคราะห์ (C ₁ -C ₄)		245.9		855	210,334
3	ก๊าซโซลีน (C ₅ -C ₆)			5.13	3,126	16,039
4	แนฟทา (C ₆ -C ₁₀)			6.87	3,126	21,479
5	เคโรซีน (C ₁₀ -C ₁₆)			3.47	2,997	10,398
6	ดีเซล (C ₁₆ -C ₁₈)			8.47	2,924	24,767
ราคาขายผลิตภัณฑ์รวม (บาท/ชั่วโมง)						291,683

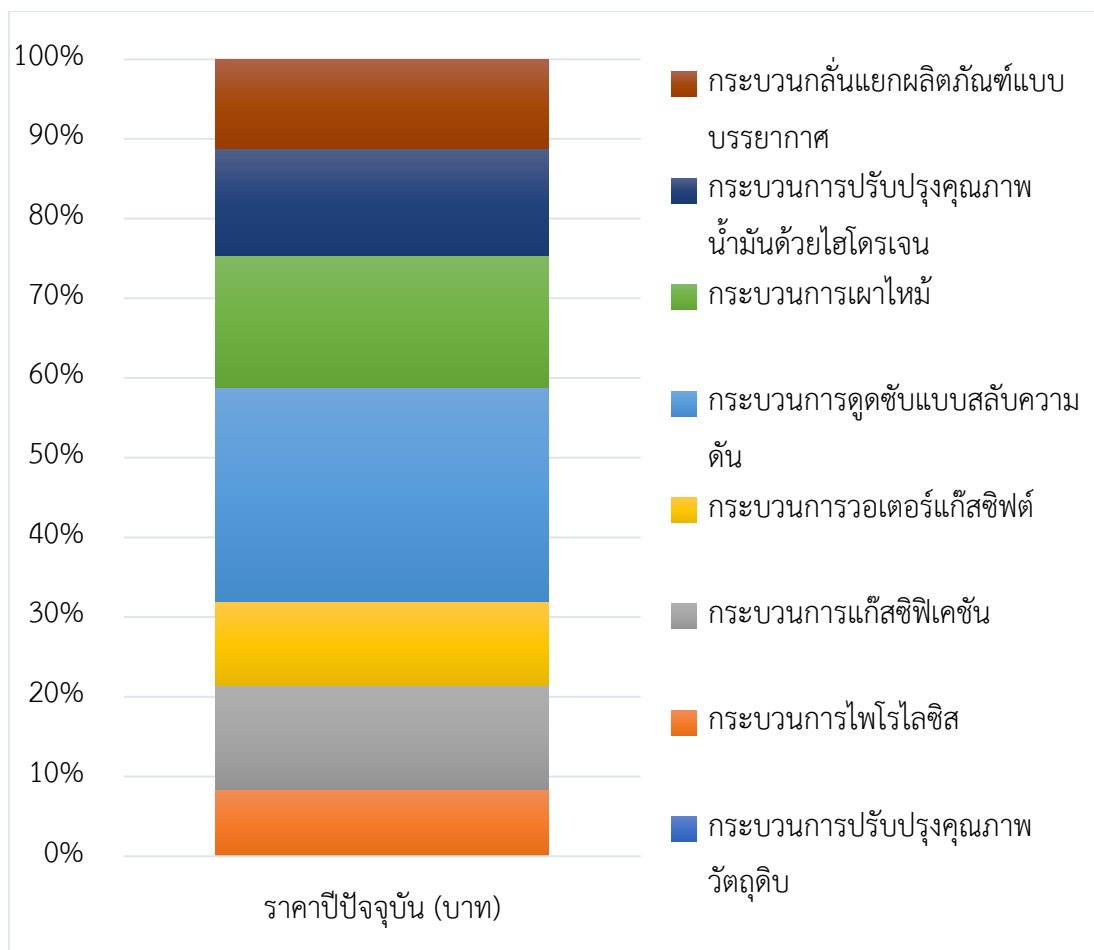
จากตารางที่ 7.1 แสดงให้เห็นกระบวนการที่ศึกษามีรายรับจากการจำหน่ายผลิตภัณฑ์ที่ 291,683 บาท/ชั่วโมง

7.2 เงินลงทุนรวม (Total Investment Cost)

เงินลงทุนรวมสำหรับการจัดทำโครงการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนได้รับจากค่าใช้จ่าย 3 ส่วนหลักคือ ค่าอุปกรณ์ในกระบวนการการผลิตหลักทั้ง 8 กระบวนการ ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์โดยรวม และค่าใช้จ่ายทางอ้อม ถูกศึกษาอ้างอิงจากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องและใช้สมการที่ (2.20) และ (2.21) ในการปรับราคาเงินลงทุนให้เหมาะสมกับกำลังการผลิตและปรับราคาเงินให้เป็นปีปัจจุบัน แสดงดังตารางที่ 7.2 – 7.4

ตารางที่ 7.2 แสดงเงินลงทุนของแต่ละกระบวนการผลิต

รายการ	รายละเอียด	ราคาปีปัจจุบัน (บาท)
1	กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบ	730,080
2	กระบวนการไพโรไลซิส	160,475,804
3	กระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน	253,057,999
4	กระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน	203,680,829
5	กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน	520,734,239
6	กระบวนการเผาไหม้	320,301,909
7	กระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน	259,879,845
8	กระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์แบบบรรยากาศ	216,025,121
ราคาอุปกรณ์รวม		1,934,885,826



รูปที่ 7.1 แสดงสัดส่วนเงินลงทุนสำหรับอุปกรณ์ของกระบวนการที่ศึกษา

เมื่อพิจารณาการเปรียบเทียบสัดส่วนเงินลงทุนดังรูปที่ 7.1 แสดงให้เห็นว่ากระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption) มีค่าใช้จ่ายสูงสุดที่ร้อยละ 28 เนื่องจากกระบวนการนี้ดำเนินการที่สภาวะความดันสูงที่ 48 บาร์ โดยความดันมีผลต่อความบริสุทธิ์ในการดูดซับของก๊าซสังเคราะห์ที่ป้อนเข้าระบบ โดยสภาวะดำเนินการจริงจะต้องมีถึงปฏิกรณ์ 2 ถังเพื่อดำเนินการสำหรับการดูดซับ (Adsorption) ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนที่ต้องการและคาย (Desorption) เพื่อแยกผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ออกจากกระบวนการเพื่อนำไปใช้ประโยชน์ต่อไป โดยกระบวนการที่มีเงินลงทุนน้อยที่สุดคือกระบวนการไพโรไลซิสเนื่องจากเป็นเพียงการสลายตัวทางความร้อนขององค์ประกอบหลายปาล์มและดำเนินการที่สภาวะปานกลางคือที่อุณหภูมิ 500 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บาร์

ตารางที่ 7.3 ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์โดยรวม (Total Installation Cost, TIC) ของกระบวนการที่ศึกษา

รายการ	รายละเอียด	เงินลงทุน (บาท)
1	ค่าดำเนินการจัดซื้ออุปกรณ์และค่าติดตั้งอุปกรณ์	754,605,472
2	ค่าอุปกรณ์ควบคุมและระบบควบคุม	503,070,315
3	ระบบท่อ	599,814,606
4	ระบบไฟฟ้า	193,488,583
5	ค่าก่อสร้างโรงงานและอุปกรณ์อำนวยความสะดวก	561,116,890
6	ค่าปรับปรุงพื้นที่	232,186,299
ค่าใช้จ่ายรวม		2,844,282,164

สำหรับค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์โดยรวมสำหรับงานวิจัยนี้จะไม่พิจารณาในส่วนของราคาที่ดิน

ตารางที่ 7.4 ค่าใช้จ่ายทางอ้อม (Indirect Costs) ของกระบวนการที่ศึกษา

รายการ	รายละเอียด	เงินลงทุน (บาท)
1	การออกแบบทางวิศวกรรม	619,163,464
2	การก่อสร้าง	657,861,181
3	ค่าธรรมเนียมทางกฎหมายและผู้รับเหมา	445,023,740
4	ความไม่แน่นอนของโครงการ	715,907,756
ค่าใช้จ่ายรวม		2,437,956,141

จากการแจกแจงรายจ่ายของเงินลงทุนที่แสดงดังตาราง 7.2 – 7.4 แสดงให้เห็นว่าสำหรับเงินลงทุนรวมของกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนพบว่ามีค่าประมาณ 7,217,124,130 บาท

7.3 ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์

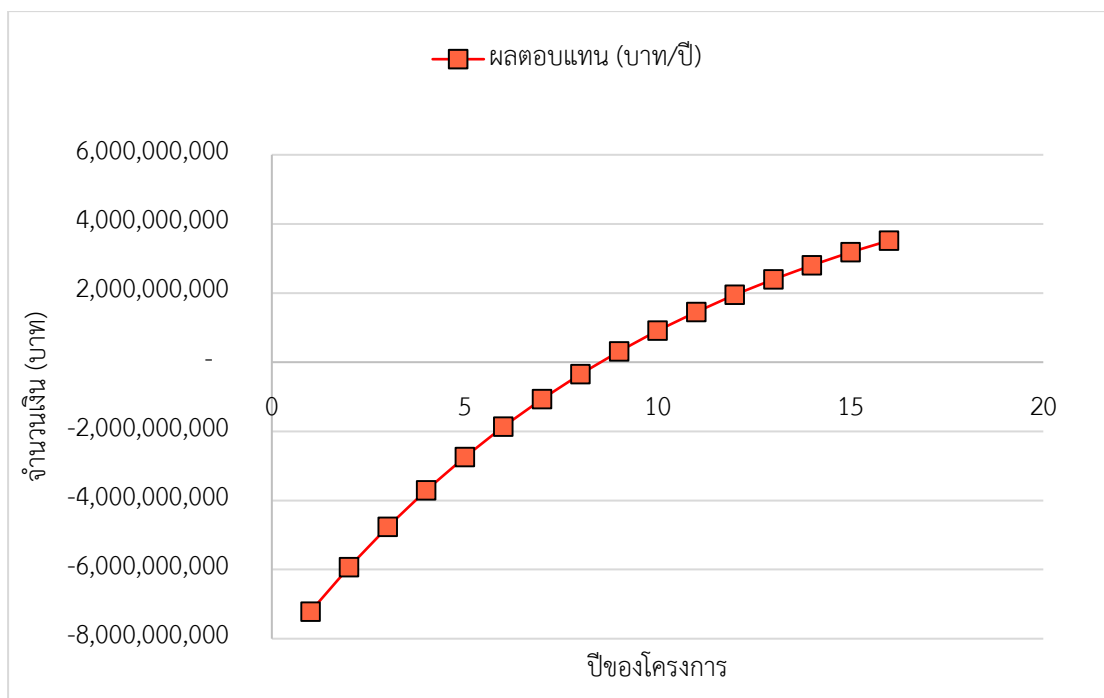
ผลการวิเคราะห์ค่าใช้จ่ายในการลงทุนสำหรับจัดตั้งโครงการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน จากหัว 7.2 ร่วมกับกับรายรับจากการขายผลิตภัณฑ์จากกระบวนการดัง แสดงในหัวข้อ 7.1 สามารถนำมาประเมินผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์เพื่อดูความคุ้มค่าในการลงทุน ได้โดยพิจารณาภาษีเงินได้นิติบุคคล (Corporate Income Tax) ที่ร้อยละ 20 และไม่พิจารณาค่าเสื่อมราคา โดยพิจารณาระยะเวลาโครงการจำนวน 15 ผลที่ได้รับดังนี้

7.3.1 ระยะเวลาคืนทุน (Payback Period)

ผลการศึกษาพบว่าระยะเวลาในการคืนทุนของโครงการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนมีค่าเท่ากับ 7.09 หรือกระแสเงินสดที่ได้รับจากการดำเนินการจะเท่ากับ กระแสเงินสดที่จ่ายในการลงทุนที่ 7 ปี 1 เดือน โดยถือว่าโครงการที่สนใจศึกษามีระยะเวลาคืนทุนที่ ค่อนข้างเร็วส่งผลให้โครงการมีความเสี่ยงต่ำ มีความน่าสนใจในการลงทุน รายละเอียดการคำนวณ แสดงดังตารางาง ซ-3 ภาคผนวก ซ

7.3.2 มูลค่าปัจจุบันสุทธิ (Net Present Value)

ผลการศึกษามูลค่าปัจจุบันสุทธิโดยใช้อัตราคิดลด (Discount Rate) ที่ 10 เปอร์เซ็นต์สำหรับ ปรับกระแสเงินสดที่ได้รับในแต่ละปีหรือในแต่ละช่วงเวลาให้มาอยู่ที่จุดเดียวกันพบว่ามีค่าเท่ากับ 176,405,503 ซึ่งเป็นค่าบวกหมายความว่าโครงการที่สนใจทำการศึกษานั้นสามารถที่จะทำการลงทุน ได้เพราะผลตอบแทนที่ได้รับมีค่ามากกว่าเงินที่ลงทุนไป รายละเอียดการคำนวณแสดงดังตารางาง ซ- 3 ภาคผนวก ซ



รูปที่ 7.1 ผลตอบแทนต่อปีของโครงการที่ศึกษา

7.3.3 อัตราส่วนผลตอบแทนภายใน (Internal Rate of Return)

ผลการศึกษาพบว่าอัตราส่วนผลตอบแทนภายในมีค่าเท่ากับ 23 เปอร์เซ็นต์ หมายถึงผลตอบแทนที่ทำให้มูลค่าปัจจุบันสุทธิตลอดอายุโครงการมีค่าเท่ากับเงินสดจ่ายสุทธิลงทุนเริ่มแรก จะเห็นได้ว่ามีค่ามากกว่าอัตราคิดลด (Discount Rate) แสดงให้เห็นว่าสามารถตัดสินใจยอมรับโครงการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนได้

บทที่ 8

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะจากการวิจัย

งานวิจัยนี้สนใจศึกษาการนำทะเลลายปาล์มซึ่งเป็นวัสดุชีวมวลเหลือทิ้งจากกระบวนการสกัดน้ำมันปาล์มมาใช้เป็นวัตถุดิบตั้งต้นของกระบวนการที่ศึกษาโดยมีอัตราการป้อนทะเลลายปาล์มเปียกที่ 19,579 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และจากผลการวิเคราะห์องค์ประกอบแบบเชิงปริมาณ (Proximate Analysis) การวิเคราะห์แบบแยกธาตุ (Ultimate Analysis) ซึ่งให้ว่าทะเลลายปาล์มมีสารระเหยและองค์ประกอบของคาร์บอนที่ร้อยละ 83.86 และ 49.07 ตามลำดับ ดังนั้นทะเลลายปาล์มจึงมีความเหมาะสมอย่างยิ่งในการเปลี่ยนไปเป็นเชื้อเพลิงชีวภาพที่มีมูลค่าสูงขึ้นผ่านกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่ศึกษา ผลการออกแบบกระบวนการจากการสร้าง Superstructure สำหรับพิจารณากระบวนการที่เหมาะสมสำหรับการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพที่สนใจและลดกระบวนการที่ไม่เกี่ยวข้อง ทำให้สามารถเสนอกระบวนการผลิตสารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจนประกอบด้วย 8 กระบวนการได้แก่ การปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้น (Feed pretreatment) ไพโรไลซิส (Pyrolysis) แก๊สซิฟิเคชัน (Gasification) กระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift) ดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure swing adsorption) ปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating) แยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นบรรยากาศ (Atmospheric distillation) และการเผาไหม้ (Combustion)

กระบวนการปรับปรุงคุณภาพวัตถุดิบเบื้องต้นสามารถลดความชื้นของทะเลลายปาล์มเปียกจาก 62 เปอร์เซ็นต์ไปเป็น 7 เปอร์เซ็นต์ และลดขนาดทะเลลายปาล์มลงที่ 2 มิลลิเมตร

ผลการศึกษาอุณหภูมิของกระบวนการไพโรไลซิสในช่วง 400 ถึง 650 องศาเซลเซียส แสดงให้เห็นว่าเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นผลิตภัณฑ์ชีวภาพที่ได้รับและก๊าซไม่กลั่นตัวมีปริมาณมากขึ้นเนื่องอัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้นกับอุณหภูมิ ในขณะที่ปริมาณถ่านชาร์ที่ได้รับน้อยลงเมื่ออุณหภูมิเพิ่มขึ้นเพราะเกิดการสลายตัวการเป็นไอของสารระเหยได้มากที่อุณหภูมิสูง ผลิตภัณฑ์น้ำมันชีวภาพและก๊าซไม่กลั่นตัวได้รับมากที่สุดที่อุณหภูมิ 650 องศาเซลเซียสที่ร้อยละ 69 กับ 18 ตามลำดับโดยผลิตภัณฑ์ถ่านชาร์ที่ได้รับมีค่ามากที่สุดที่ร้อยละ 13 จากการดำเนินการที่อุณหภูมิ 400 องศาเซลเซียส ผลการตรวจสอบความถูกต้อง (Validation) ของผลิตภัณฑ์ที่ได้จากแบบจำลองกับการทดลองกระบวนการไพโรไลซิสจริงในห้องปฏิบัติการที่พบว่าปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้รับมีค่าความคลาดเคลื่อนที่จากการทดลองจริงที่ร้อยละ 8.5 สำหรับน้ำมันชีวภาพ ร้อยละ 74.2 สำหรับก๊าซไม่กลั่นตัว และร้อยละ 38.9 สำหรับถ่านชาร์ ผลการวิเคราะห์องค์ประกอบของน้ำมันชีวภาพพบว่าประกอบด้วยกรดและน้ำ

มากที่สุดร้อยละ 28 และ 20 ตามลำดับองค์ประกอบโดยรวมพบว่าน้ำมันชีวภาพที่ได้รับ 73.5 เปอร์เซ็นต์เป็นสารประกอบอินทรีย์ที่มีธาตุออกซิเจนเป็นองค์ประกอบ เมื่อวิเคราะห์คุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพที่ได้จากกระบวนการเทียบกับ “ASTM burner fuel standard” และข้อตกลงระหว่างผู้ผลิตน้ำมันชีวภาพกับผู้ผลิตหม้อไอน้ำ เครื่องยนต์ดีเซล และกังหันไอน้ำ พบว่าน้ำมันชีวภาพที่ได้รับผ่านตามข้อกำหนดโดยพิจารณาจากค่าที่สามารถศึกษาได้ สำหรับการวิเคราะห์องค์ประกอบของถ่านชาร์ที่ได้รับพบว่ามืองค์ประกอบของคาร์บอนมากที่สุดที่ร้อยละ 67.3 รองลงมาคือ pseudo gas ที่ร้อยละ 26 โดยค่าคอนเวอร์ชันรวม (Conversion) ของสารตั้งต้นในการเปลี่ยนไปเป็นผลิตภัณฑ์ของแบบจำลองกระบวนการไพโรไลซิสอยู่ที่ร้อยละ 98.5

สมการในการทำนายปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากการศึกษาสัดส่วนของถ่านชาร์ที่เข้าทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน สามารถนำมาทำนายค่าผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนได้ โดยมีข้อจำกัดคือสัดส่วนการแบ่งถ่านชาร์เข้าทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันต้องไม่น้อยกว่า 0.5 เพราะจะทำให้ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนไม่เพียงพอกับความต้องการในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจนที่ประมาณ 502 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สมการแนะนำการใช้ปริมาณไอน้ำที่เหมาะสมสำหรับเข้าทำปฏิกิริยาในกระบวนการแก๊สซิฟิเคชันและกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันที่เป็นฟังก์ชันกับปริมาณถ่านชาร์ที่เข้าทำปฏิกิริยาในลักษณะสมการยกกำลัง (Power equation) และสมการพหุนาม (Polynomials equation) ตามลำดับ โดยก๊าซไฮโดรเจนที่ผลิตได้มากที่สุดที่ 642 กิโลกรัม/ชั่วโมง ได้รับที่สภาวะ S/C ratio เท่ากับ 2.7 ของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน และ S/C ratio เท่ากับ 3 สำหรับกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน

อัตราส่วน S/C เท่ากับ 2.6 และอุณหภูมิดำเนินการของเตาแก๊สซิฟิเคชัน 900 องศาเซลเซียสพบว่าถ่านชาร์เกิดปฏิกิริยาไปเป็นก๊าซสังเคราะห์ที่ค่าคอนเวอร์ชัน 99.99 เปอร์เซ็นต์

กระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชันสามารถปริมาณก๊าซไฮโดรเจนได้ 20 เปอร์เซ็นต์จากค่าคอนเวอร์ชันของก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์ที่ 85 เปอร์เซ็นต์ อัตราส่วน S/C มีค่าเท่ากับ 3.3 และอุณหภูมิดำเนินการที่ 240 องศาเซลเซียส

ผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่ร้อยละ 99.99 ปริมาณเท่ากับ 642 กิโลกรัมต่อชั่วโมงได้รับจากกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน ซึ่งเพียงพอกับความต้องการนำไปใช้ในกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยไฮโดรเจน (Hydrotreating unit) ที่ 502 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ดังนั้นจะมีปริมาณก๊าซไฮโดรเจนบริสุทธิ์ที่สามารถจำหน่ายต่อได้เท่ากับ 140 กิโลกรัมต่อชั่วโมง

ค่าความร้อน (Heating value) ของก๊าซผสมที่ได้รับจากการเผาไหม้ที่อุณหภูมิ 1090 องศาเซลเซียสมีค่าเท่ากับ 3.19 เมกะจูลต่อกิโลกรัมของก๊าซสังเคราะห์โดยกระบวนการเผาไหม้ที่ต้องการพลังงานสูงถึง 3834 เมกะจูล/ชั่วโมง

ผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพด้วยก๊าซไฮโดรเจนพบว่าแบ่งออกเป็น 2 เฟสคือ เฟสสารอนินทรีย์ (Inorganic phase) และเฟสสารอินทรีย์ (Organic phase) ที่สัดส่วน 43 และ 57 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ ผลวิเคราะห์องค์ประกอบของเฟสสารอินทรีย์พบว่าปริมาณของสารประกอบไฮโดรคาร์บอนแบบอัลเคน (Alkane) มากที่สุดรองลงมาคือก๊าซ และสารประกอบอัลคีน (Alkene) ที่ร้อยละ 49, 29 และ 18 ตามลำดับ โดยองค์ประกอบของก๊าซที่ได้ประกอบด้วยก๊าซคาร์บอนมอนอกไซด์, ไฮโดรเจน และคาร์บอนไดออกไซด์ ที่สัดส่วน 65.7, 29.9, 4.4 และ 0.2% ตามลำดับ เมื่อวิเคราะห์สมบัติทางกายภาพของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ผ่านปรับปรุงคุณภาพพบว่ามีความร้อนเท่ากับ 42 เมกะจูลต่อกิโลกรัม ซึ่งชี้ให้เห็นว่าคุณสมบัติของน้ำมันชีวภาพมีคุณภาพมากขึ้นทางด้านค่าความร้อน ด้วยเหตุนี้ น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้รับเหมาะที่จะนำไปเข้าสู่กระบวนการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์แบบบรรยากาศเพื่อเพิ่มมูลค่าให้กับผลิตภัณฑ์น้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพมากขึ้น

หอกลิ้นบรรยากาศดำเนินการที่ Reflux ratio เท่ากับ 6.5 และจำนวน Stage ของหอกลิ้นเท่ากับ 16 สามารถแยกผลิตภัณฑ์ได้ 5 ช่วง ได้แก่ ก๊าซ (Gas) ได้รับบนยอดหอกลิ้น โดยมีความบริสุทธิ์เท่ากับ 44.1 เปอร์เซ็นต์ ก๊าซโซลีน (Gasoline) ได้รับจากการดึงผลิตภัณฑ์ออกจาก Stage ที่ 2 ของหอกลิ้น โดยความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 72.87 เปอร์เซ็นต์ แนฟทา (Naphtha) ได้รับจากการดึงผลิตภัณฑ์ออกจาก Stage ที่ 6 ของหอกลิ้น โดยความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 79.32 เปอร์เซ็นต์ เคโรซีน (Kerosene) ได้รับจากการดึงผลิตภัณฑ์ออกจาก Stage ที่ 15 ของหอกลิ้น โดยความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 79.32 เปอร์เซ็นต์ และผลิตภัณฑ์ดีเซล (Diesel) ซึ่งเป็นองค์ประกอบของ 90 ได้รับจากการดึงผลิตภัณฑ์ออกจาก Stage ที่ 16 ของหอกลิ้น โดยความบริสุทธิ์ที่ได้รับมีค่าเท่ากับ 27.3 เปอร์เซ็นต์ตามลำดับ

ค่า ΔT_{\min} ที่เหมาะสมกับกระบวนการที่ มีค่าเท่ากับ 15 องศาเซลเซียส ซึ่งสอดคล้องกับค่า ΔT_{\min} ที่นำเสนอโดย Linnhoff ว่าสำหรับอุตสาหกรรมปิโตรเคมีจะมีค่า ΔT_{\min} ในช่วง 10 ถึง 20 องศาเซลเซียส ผลการศึกษาเส้นโค้งคอมโพสิตของกระแสร้อนร้อนและกระแสน้ำเย็นภายในกระบวนการที่ถูกนำมาใช้ประโยชน์ในการแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat integration) พบว่าจุดพินช์ (Pinch point) มีค่าเท่ากับ 32.5 องศาเซลเซียส จากการแลกเปลี่ยนพลังงานของกระแสร้อนและกระแสน้ำเย็น

ของกราฟคอมโพสิตแสดงให้เห็นค่าความร้อนและค่าความเย็นของกระแสภายในกระบวนการไม่เพียงพอการแลกเปลี่ยนอุณหภูมิให้ได้ยังอุณหภูมิเป้าหมาย โดยมีความต้องการกระแสสารรูปโภคที่น้อยที่สุด ($Q_{H,min}$) เท่ากับ 621 เมกะจูลต่อชั่วโมงและความต้องการกระแสสารรูปโภคที่น้อยที่สุด ($Q_{C,min}$) ที่ 16928 เมกะจูลต่อชั่วโมง โดยผลการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดต้องการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่น้อยที่สุดมีค่าเท่า 32 เครื่องซึ่งมีจำนวนเซลล์และพื้นที่ที่ต้องการแลกเปลี่ยนความร้อนเท่ากับ 86 และ 3321.25 ตารางเมตร โดยให้ค่า % Target เท่ากับ 139 ผลการศึกษาเส้นโค้งแกรนด์คอมโพสิตชี้ให้เห็นว่ากระแสสารรูปโภคที่เหมาะสมสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุดได้แก่ Refrigerant 1, HP Steam, Fired Heat (1000) Cooling water นอกจากนี้ การทำ Heat integration สามารถช่วยลดปริมาณการใช้กระแสสารรูปโภคได้เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการที่ไม่ได้ศึกษาการทำ Heat integration โดยสามารถลดต้นทุนในการดำเนินการได้ถึง 36,408 ดอลลาร์/วินาทีหรือเท่ากับ 1,099,875 บาทต่อวินาที

ผลิตภัณฑ์ที่สามารถจำหน่ายได้โดยได้รับจากกระบวนการที่ศึกษามีทั้งหมด 6 ประเภทได้แก่ ก๊าซไฮโดรเจน ก๊าซสังเคราะห์ (C_1-C_4) ก๊าซโซลีน (C_5-C_6) แนฟทา (C_6-C_{10}) โครซีน ($C_{10}-C_{16}$) และ ดีเซล ($C_{16}-C_{18}$) มีปริมาณการผลิตรวมเท่ากับ 2,925 กิโลกรัมต่อชั่วโมง สามารถจำหน่ายได้ราคารวมเท่ากับ 291,683 บาทต่อชั่วโมง ราคาอุปกรณ์รวม (Capital Cost) ของ 8 กระบวนการที่ศึกษาสามารถประเมินราคาได้ที่ 1,934,885,826 บาท ค่าใช้จ่ายในการติดตั้งอุปกรณ์โดยรวมมีค่าเท่ากับ 2,844,282,164 บาท และค่าใช้จ่ายทางอ้อมมีค่าเท่ากับ 2,437,956,141 ผลการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์โดยคิดภาษีเงินได้นิติบุคคล (Corporate Income Tax) ที่ร้อยละ 20 โดยไม่พิจารณาค่าเสื่อมราคาอุปกรณ์ พบว่าทำมีระยะเวลาคืนทุนเท่ากับ 7 ปี 1 เดือน ได้รับมูลค่าปัจจุบันสุทธิเป็นบวกที่เท่ากับ 176,405,503 และอัตราส่วนผลตอบแทนภายในมีค่าเท่ากับ 23 เปอร์เซ็นต์ โดยระยะเวลาในการประเมินโครงการ 15 ปี

จากการศึกษาทั้งหมดข้างต้นแสดงให้เห็นว่าพลังงานทดแทนชีวภาพได้แก่ สารประกอบไฮโดรคาร์บอน ถ่านชาร์ และก๊าซไฮโดรเจน ที่ได้รับจากการใช้ทะเลียมผ่านกระบวนการที่นำเสนอ นั้นมีความน่าสนใจในการลงทุนเนื่องจากโครงการมีระยะเวลาคืนทุนเร็วส่งผลให้ไม่มีความเสี่ยงต่ำทำให้สามารถตัดสินใจยอมรับโครงการนี้ได้ โดยประโยชน์จากการการศึกษาของงานวิจัยนี้ นอกจากเป็นการเพิ่มมูลค่าให้กับทะเลียมแล้วยังช่วยส่งเสริมการสร้างพลังงานทดแทนให้กับประเทศไทย

ข้อเสนอแนะจากการวิจัย

1. ค่าจลนศาสตร์เคมี (Chemical Kinetics) ของปฏิกิริยาการสลายตัวทางความร้อนขององค์ประกอบเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินที่ใช้ทำการศึกษาข้างต้นอ้างอิงจากสมการการสลายตัวทางความร้อนทางไม้สนเนื่องจากยังไม่มีผู้ทำการศึกษาข้อมูลการสลายตัวทางความร้อนของทะเลายปาล์มได้ ดังนั้นการทำนายค่าผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการไพโรไลซิสอาจมีความคลาดเคลื่อน ดังนั้นหากสามารถใช้ปฏิกิริยาการสลายตัวของทะเลายปาล์มได้โดยตรงก็จะช่วยให้การทำนายผลิตภัณฑ์ได้ดีขึ้น

2. องค์ประกอบของน้ำมันเชื้อเพลิงชีวภาพที่ได้รับจากกระบวนการปรับปรุงคุณภาพด้วยไฮโดรเจนของแบบจำลองที่ศึกษาเป็นการกำหนดค่าผลิตภัณฑ์ลงไปตามงานวิจัยที่อ้างอิง เนื่องจากปฏิกิริยาไฮโดรดีออกซิจีเนชัน (Hydrodeoxygenation) ที่เกิดขึ้นจริงมีความซับซ้อนของปฏิกิริยา ดังนั้นผลิตภัณฑ์ที่ได้รับจากกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์ด้วยหอกลั่นแบบบรรยากาศอาจมีความคลาดเคลื่อนจากความจริง ดังนั้นควรมีการศึกษาปฏิกิริยาการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพจากทะเลายปาล์ม เพื่อนำผลิตภัณฑ์จริงที่ได้มาทำการศึกษาในแบบจำลองกระบวนการ

3. องค์ประกอบของผลิตภัณฑ์ในช่วงก๊าซ C_1-C_4 ที่ได้รับจากหอกลั่นบรรยากาศมีค่าความบริสุทธิ์ที่ 44.1 เปอร์เซ็นต์โดยมีการปนเปื้อนของก๊าซในช่วงก๊าซไฮโดรคาร์บอนทำให้เสียประโยชน์จากการขายผลิตภัณฑ์ก๊าซไฮโดรคาร์บอน ดังนั้นควรมีการคำนวณจำนวน Stage และค่า Reflux ทฤษฎีเพื่อเปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้รับ

4. สำหรับการออกแบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นการศึกษา เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์แอนด์ทิวบ์ (Shell and Tube Heat exchanger) เท่านั้นดังนั้นหากทำการศึกษาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนประเภทอื่นร่วมด้วยอาจจะทำให้ ΔT_{min} มีค่าน้อยลง กล่าวคือมีค่าอุณหภูมิของการแลกเปลี่ยนที่ใกล้มากขึ้นโดยประโยชน์ที่จะได้รับคือจะช่วยประหยัดกระแสร่างอุณหภูมิได้ดีขึ้น ในส่วนของพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้นำเสนอในงานวิจัยนี้ไม่มีการพิจารณาถึงค่าความสกปรกของสาร (fouling factor) ดังนั้นหากต้องการศึกษาพื้นที่ที่ต้องการจริง ๆ ในการแลกเปลี่ยนความร้อนจะต้องทำการตรวจสอบกับโปรแกรมอื่นเช่น Aspen EDR หรือ HTRI เป็นต้น ทั้งนี้ควรมีการศึกษาปริมาณกระแสร่างอุณหภูมิสำหรับถึงปฏิกรณ์ในกระบวนการต่างๆร่วมด้วยเพื่อให้การออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนมีประสิทธิภาพมากที่สุด

5. ในการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ในส่วนของราคาอุปกรณ์เป็นการวิเคราะห์เบื้องต้นจากการอ้างอิงของงานวิจัย ดังนั้นหากต้องการผลที่แม่นยำควรที่จะนำขนาดของอุปกรณ์ขนาดที่ใช้จริงส่งให้ผู้จัดจำหน่าย (Vendor) ประเมินราคาจะช่วยให้ราคาในส่วนนี้แม่นยำมากขึ้น อีกทั้งค่าใช้จ่ายในการลงทุน ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการที่ได้จากการวิจัยเป็นเพียงการวิเคราะห์เบื้องต้นเช่นกัน ดังนั้นหากต้องการราคาที่แม่นยำควรมีการวิเคราะห์เชิงลึกของแต่ละรายการในค่าใช้จ่ายอย่างละเอียด นอกจากนี้ราคาของผลิตภัณฑ์ที่ใช้กับการคิดราคาผลิตภัณฑ์ที่ได้รับมีค่าสูงเนื่องจากเป็นราคาผลิตภัณฑ์ที่ผ่านการปรับปรุงคุณภาพหลังจากการกลั่นโดยหอกลิ้นแบบบรรยากาศแล้ว อาจทำให้ราคาสูงและช่วยทำให้เกิดผลตอบแทนในการลงทุนมากกว่าความจริง แต่ในงานวิจัยนี้ยอมรับได้เนื่องจากอยู่ขั้นการออกแบบในลักษณะของ Conceptual Design / R&D โดยมีช่วงความแม่นยำที่คาดหวังอยู่ในระดับ (-15) – 50 เปอร์เซ็นต์ของราคาโครงการ

6. ราคาค่าใช้จ่ายต่างๆที่นำมาพิจารณาในงานวิจัยถูกเปลี่ยนมากจากหน่วยเงินต่างประเทศ ดังนั้นอาจมีความคลาดเคลื่อนเนื่องจากอัตราแลกเปลี่ยนเงินมีความเปลี่ยนแปลงตลอด

บรรณานุกรม



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

- [1] von Caemmerer S, Furbank RT. Strategies for improving C4 photosynthesis. 2016;31:125-34.
- [2] อุตสาหกรรมปาล์มน้ำมัน [Internet]. แนวโน้มธุรกิจ/อุตสาหกรรม. 2559. Available from: https://www.krungsri.com/bank/getmedia/8527eb3c-8f99-46af-ab3d-02ddf49af149/IO_OilPalm_2016_TH.aspx.
- [3] กองบรรณาธิการ [Internet]. เทคนิคตัดทางใบสร้างโรงงานปุ๋ยอินทรีย์ ในสวนปาล์ม. 2560. Available from: https://www.yangpalm.com/2017/01/blog-post_35.html
- [4] Adams P, Bridgwater T, Lea-Langton A, Ross A, Watson I. Chapter 8 - Biomass Conversion Technologies. In: Thornley P, Adams P, editors. Greenhouse Gas Balances of Bioenergy Systems: Academic Press. 2018:107-39.
- [5] Peters JF, Banks SW, Bridgwater AV, Dufour J. A kinetic reaction model for biomass pyrolysis processes in Aspen Plus. Applied Energy. 2017;188:595-603.
- [6] Lisa K, French RJ, Orton KA, Dutta A, Schaidle JA. Production of low-oxygen bio-oil via ex situ catalytic fast pyrolysis and hydrotreating. Fuel. 2017;207:413-22.
- [7] Qian K, Kumar A, Zhang H, Bellmer D, Huhnke R. Recent advances in utilization of biochar. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2015;42:1055-64.
- [8] Huggins T, Wang H, Kearns J, Jenkins P, Ren ZJ. Biochar as a sustainable electrode material for electricity production in microbial fuel cells. Bioresource Technology. 2014;157:114-9.
- [9] Carrasco JL, Gunukula S, Boateng AA, Mullen CA, DeSisto WJ, Wheeler MC. Pyrolysis of forest residues: An approach to techno-economics for bio-fuel production. Fuel. 2017;193:477-84.
- [10] Lestinsky P, Palit AJGE. Wood pyrolysis using aspen plus simulation and industrially applicable model. 2016;62(1):11-6.
- [11] Rezaei M, Mehrpooya M. Investigation of a new integrated biofuel production process via fast pyrolysis, co-gasification and hydrougrading. Energy Conversion and Management. 2018;161:35-52.
- [12] Wang L, Weller CL, Jones DD, Hanna MA. Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production. Biomass and Bioenergy. 2008;32(7):573-81.

- [13] Pala LPR, Wang Q, Kolb G, Hessel V. Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model. *Renewable Energy*. 2017;101:484-92.
- [14] Romero EL, Wilhite BA. Composite catalytic-permselective membranes: Modeling analysis for H₂ purification assisted by water–gas-shift reaction. *Chemical Engineering Journal*. 2012;207-208:552-63.
- [15] Anzelmo B, Wilcox J, Liguori S. Hydrogen production via natural gas steam reforming in a Pd-Au membrane reactor. Comparison between methane and natural gas steam reforming reactions. *Journal of Membrane Science*. 2018;568:113-20.
- [16] Bloom R, Hondow N, Dupont V, Twigg MV, Milne SJ. Fibrous aluminosilicate catalyst support for hydrogen production by chemical looping steam reforming. *Energy Reports*. 2018;4:733-43.
- [17] Lopes FVS, Grande CA, Rodrigues AE. Activated carbon for hydrogen purification by pressure swing adsorption: Multicomponent breakthrough curves and PSA performance. *Chemical Engineering Science*. 2011;66(3):303-17.
- [18] Rasul MG. Municipal Green Waste (MGW) Pyrolysis. In: Abraham MA, editor. *Encyclopedia of Sustainable Technologies*. Oxford: Elsevier. 2017:229-43.
- [19] Im-orb K, Detchusananard T, Ponpesh P, Arpornwichanop A. Investigation of integrated biomass pyrolysis and gasification process for green fuel production. *Energy Procedia*. 2017;142:204-209.
- [20] Im-orb K, Wiyaratn W, Arpornwichanop A. Technical and economic assessment of the pyrolysis and gasification integrated process for biomass conversion. *Energy*. 2018;153:592-603.
- [21] Alipour Moghadam R, Yusup S, Azlina W, Nehzati S, Tavasoli A. Investigation on syngas production via biomass conversion through the integration of pyrolysis and air–steam gasification processes. *Energy Conversion and Management*. 2014;87:670-675.
- [22] Chen G, Andries J, Spliethoff H, Fang M, van de Enden PJ. Biomass gasification integrated with pyrolysis in a circulating fluidised bed. *Solar Energy*. 2004;76(1):345-349.

- [23] ปาล์มน้ำมัน Oil palm [Internet]. ศูนย์วิจัยปาล์มน้ำมันกระบี่. สำนักงานพัฒนาการวิจัยการเกษตร (องค์การมหาชน). Available from: <http://www.arda.or.th/kasetinfo/south/palm/used/01-02.php>
- [24] ธีระพงศ์ จันทรมนิยม. กระบวนการไร้ของเสียในอุตสาหกรรมการสกัดน้ำมันปาล์ม. หาดใหญ่วิชาการ. 2551;6(สถานวิจัยพืชกรรมปาล์มน้ำมัน คณะทรัพยากรธรรมชาติ มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อ.หาดใหญ่ จ.สงขลา):60-4.
- [25] Arnold S, Moss K, Henkel M, Hausmann R. Biotechnological Perspectives of Pyrolysis Oil for a Bio-Based Economy. Trends in Biotechnology. 2017;35(10):925-936.
- [26] กุลนันทน์ วีรณรงค์กร. ดร.อมรชัย อารมณ์วิชานพ.ไพโรไลซิส (Pyrolysis). Technology & Innomag. 2015;42(หน่วยปฏิบัติการวิจัยวิศวกรรมกระบวนการเชิงคำนวณ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย):61-64.
- [27] Biochar as the new black gold [Internet]. B H. 2009. Available from: <https://grist.org/article/2009-08-13-ag-boosters-tout-biochar-as-offset-enhancer/full/>
- [28] Bridgwater TJJMTR. Challenges and Opportunities in Fast Pyrolysis of Biomass: Part I. 2018;62(1):118-130.
- [29] Bridgwater TJJMTR. Challenges and Opportunities in Fast Pyrolysis of Biomass: Part II. 2018;62(2):150-160.
- [30] Robert C, Wright MJAsc. Techno-Economic Analysis of the Stabilization of Bio-Oil Fractions for Insertion into Petroleum Refineries. ACS Sustainable Chem. Eng. 2017:1528-1537
- [31] Zhang Q, Chang J, Wang T, Xu Y. Review of biomass pyrolysis oil properties and upgrading research. Energy Conversion and Management. 2007;48(1):87-92.
- [32] ชัยวิทย์ วงศ์หิรัญวัฒน์วิทย์. การปรับปรุงคุณภาพน้ำมันชีวภาพจากกากเมล็ดกาแฟ ด้วยปฏิกิริยาไฮโดรต็อกซิฟิเคชันและอัลคิเลชันด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา CoMo/MCM-41 ร่วมกับตัวเร่งปฏิกิริยากรด [วิทยานิพนธ์]. มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์. สำนักหอสมุด: มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์; 2554.
- [33] Fisk CA, Morgan T, Ji Y, Crocker M, Crofcheck C, Lewis SA. Bio-oil upgrading over platinum catalysts using in situ generated hydrogen. Applied Catalysis A: General. 2009;358(2):150-156.
- [34] กระทรวงพลังงาน. คู่มือฝึกอบรมภาคปฏิบัติด้านพลังงานแก๊สซิฟิเคชันจากชีวมวลส่วนทฤษฎีกรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน: กระทรวงพลังงาน.

- [35] Alternative Fuels from Biomass Sources [Internet] Dr. Caroline BC. Available from: <https://open.ems.psu.edu/node/1371>
- [36] เยาวธีร อัจฉรวงศ์. ความรู้เบื้องต้นเกี่ยวกับเทคโนโลยีผลิตก๊าซเชื้อเพลิงชีวมวล (Biomass Gasification). กรมพัฒนาพลังงานทดแทนและอนุรักษ์พลังงาน: กระทรวงพลังงาน; 2553.
- [37] มงคล บุญแต่ง. การปรับปรุงระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน โดยเทคโนโลยีพินช์ ในกระบวนการผลิตไวนิลคลอไรด์โมโนเมอร์ มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์; 2554.
- [38] Fuel Efficiency Research at the University of Perugia [Internet]. Systems Approach to Green Energy. 2555. Available from: <http://sage-bcgc.berkeley.edu/fuel-efficiency-research-university-perugia>
- [39] Energy Conservation in Digester Modelling by Process Integration using Pinch Technology [Internet]. Available from: https://shodhganga.inflibnet.ac.in/bitstream/10603/174939/20/14_chapter%205.pdf
- [40] Linnhoff March, Introduction to Pinch Technology.1998;1-63.
- [41] กนกภรณ์ ภู่อ้อย. อนุรักษ์พลังงาน วุฒิปริญญาตรี. ผลของพลาสติกผสมกับปริมาณคะตาลิสต์ที่ใช้ในกระบวนการไพโรไลซิส [ปริญญาานิพนธ์]. มหาวิทยาลัยธรรมศาสตร์2554.
- [42] Edmund Henrich, Nicolaus Dahmen and Eckhard Dinjus. Cost estimate for biosynfuel production via biosyncrude gasification. Forschungszentrum Karlsruhe, Germany.2009:1-65.
- [43] SB Jones, JE Holladay, C Valkenburg, DJ Stevens1, CW Walton, C Kinchin, DC Elliott, S Czernik. Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis, Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case. 2019. Pacific Northwest National Laboratory;1-76.
- [44] The Economic Tax wealth [Internet]. Finance Ministry notifies cost inflation index for FY 2019-20 as 289.2019 Available from: <https://economictimes.indiatimes.com/wealth/tax/finance-ministry-notifies-cii-for-the-fy-2019-20-as-289/articleshow/71107063.cms?from=mdr>
- [45] Income Tax [Internet]. Corporate Income Tax (ภาษีเงินได้นิติบุคคล). 2019 Available from: <https://sites.google.com/site/incometax20181234/home>
- [46] Miguel-Angel Perea-Moreno, Esther Samerón-Manzano, Alberto-Jesus Perea-Moreno. Biomass as Renewable Energy: Worldwide Research Trend. Sustainability. 2019;11:1-19.

- [47] P. McKendry. Energy production from biomass (part 2): conversion technologie. *Bioresource Technology*.2002;83:47-54.
- [48] S. Chaivongvila. Science Technology and Innovation (STI) Challenges of Biomass Implementation. *Energy Procedia*. 2015;79:549-555.
- [49] Eliseo Ranzi, Alberto Cuoci, Tiziano Faravelli, Alessio Frassoldati, Gabriele Migliavacca , Sauro Pierucci† and Samuele Sommariva†. Chemical Kinetics of Biomass Pyrolysis. *Energy & Fuels*. 2008;22:4929-4300.
- [50] N. Abdullah, H. Gerhauser. Bio-oil derived from empty fruit bunches. *Fuel*. 2008;87:2606-2613.
- [51] J. Ward, M.G. Rasul, M. M. K. Bhuiya. Energy recovery from biomass by fast pyrolysis. *Procedia Engineering*.2014;90:669-674.
- [52] Visconti A, Miccio M, Juchelková DJJoMM, Sciences MiA. An aspen plus® tool for simulation of lignocellulosic biomass pyrolysis via equilibrium and ranking of the main process variables. 2015;9:71-86.
- [53] J. Mabrouki, M.A. Abbassi, K. Guedri, A. Omri, M. Jeguirim. Simulation of biofuel production via fast pyrolysis of palm oil residues. *Fuels*.2015;159:819-827.
- [54] Mabrouki J, Abbassi MA, Guedri K, Omri A, Jeguirim M. Simulation of biofuel production via fast pyrolysis of palm oil residues. *Fuel*. 2015;159:819-827.
- [55] Won W, Maravelias CT. Thermal fractionation and catalytic upgrading of lignocellulosic biomass to biofuels: Process synthesis and analysis. *Renewable Energy*. 2017;114:357-366.
- [56] Hussain M, Tufa LD, Azlan RNABR, Yusup S, Zabiri H. Steady State Simulation Studies of Gasification System using Palm Kernel Shell. *Procedia Engineering*. 2016;148:1015-1021.
- [57] Sérgio Ferreira, Eliseu Monteiro, Paulo Brito, Cândida Vilarinho. EHolistic Review on Biomass Gasification Modified Equilibrium Models. *Energies*.2019;12:1-31.
- [58] Eikeland, M. S., Thapa, R. K., & Halvorsen, B. M. Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification with known Reaction Kinetic. *Proceedings of the 56th SIMS*. 2015:149-156.

- [59] S. Ajaree , L. Siripong, K. Paisan. Simulation of Steam Gasification in a Fluidized Bed Reactor with Energy Self-Sufficient Condition. *Energies*. 2017;10:1-15.
- [60] G. Abdulwahab , R. O. Yusuf, G. O.Saidat. Water-Gas Shift Process for Hydrogen Production – Effects of Operating Parameters. *International Journal of Scientific & Engineering Research*. 2014;5:1474-1483.
- [61] Lang C, Sécordel X, Kiennemann A, Courson C. Water gas shift catalysts for hydrogen production from biomass steam gasification. *Fuel Processing Technology*. 2017;156:246-52.
- [62] J.F. Peter, Diego Iribarren, Javier Dufour. Simulation and life cycle assessment of biofuel production via fastpyrolysis and hydrougrading. *Fuel*. 2015;139:441-456.
- [63] S. Zhang , Y. Yan , T. Li & Z. Ren. Lumping Kinetic Model for Hydrotreating of Bio-oil from the Fast Pyrolysis of Biomass. *Energy Sources, Part A*. 2009;31:639-645.
- [64] Amaral AF, Bozzano G, Pirola C, Manenti F. Biomass to X: Gasification and Pyrolysis Integrated. In: España A, Graells M, Puigjaner L, editors. *Computer Aided Chemical Engineering*. 40: Elsevier; 2017:1837-1842.
- [65] Sharifzadeh M, Richard CJ, Liu K, Hellgardt K, Chadwick D, Shah N. An integrated process for biomass pyrolysis oil upgrading: A synergistic approach. *Biomass and Bioenergy*. 2015;76:108-117.
- [66] B. S. Mobolaji, F. Beatriz, G. Sai. Heat integration for bio-oil hydroprocessing coupled with aqueous phase steam reforming. *chemical engineering research and design*. 2015:1-8.
- [67] C. Yang, C.E John, E. G. Ignacio, C. M. David. Simultaneous process optimization and heat integration based on rigorous process simulations. *Computers and Chemical Engineering*. 2015;81:180-199.
- [68] Lluvia M. Ochoa-Estopier. Optimisation of Existing Heat-Integrated Crude Oil Distillation Systems. The University of Manchester for the degree of Doctor of Philosophy. 2014:1-315.
- in the Faculty of Engineering and Physical Sciences
- [69] SB Jones, JE Holladay, C Valkenburg, DJ Stevens¹, CW Walton, C Kinchin, DC Elliott, S Czernik. Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis,

Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case. Pacific Northwest National Laboratory. 2019:1-76.

[70] Mark M. Wright, Daren E. Daugaard, Justinus A. Satrio, Robert C. Brown.

LTchno-economic analysis of biomass fast pyrolysis to transportation fuels. Fuel. 2010;31:S2-S10.

[71] Abnisa F, Arami-Niya A, Wan Daud WMA, Sahu JN, Noor IM. Utilization of oil palm tree residues to produce bio-oil and bio-char via pyrolysis. Energy Conversion and Management. 2013;76:1073-1082.

[72] Dynamotive Energy Systems [Internet]. 2562. Available from:

https://en.wikipedia.org/wiki/Dynamotive_Energy_Systems

[73] Sugeng Triyono, Agus Haryanto, Mareli Telaumbanua, Dermiyati, Jamalam Lumbanraja. Cultivation of straw mushroom (*Volvariella volvacea*) on oil palm empty fruit bunch growth medium. International Journal of Recycling of Organic Waste in Agriculture.2019;8:381–392.

[74] Ângelo Dinis Simões Nunes. Thermochemical conversion of lignocellulosic biomass into biofuels with Aspen Plus simulation. MASTER THESIS IN CHEMICAL ENGINEERING. 2015:1-145.

[75] โรงกลั่นน้ำมันบางจาก [Internet]. 2556. Available from:

<https://guru.sanook.com/8397/>

[76] ASTM D7544 – 12. Standard Specification for Pyrolysis Liquid Biofuel.2017.

[77] Linde Thailand eShop [Internet]. ก๊าซไฮโดรเจน (UHP) ขนาด 6 M3 ขายพร้อมท่อ. 2562. Available from: <https://shop.linde.co.th>

[78] Mobolaji B. Shemfe, Sai Gu , Panneerselvam Ranganathan. Techno-economic performance analysis of biofuel production and miniature electric power generation from biomass fast pyrolysis and bio-oil upgrading. Fuel.2015;143:361-372.



ภาคผนวก ก

การตั้งชื่อสารที่ใช้ในโปรแกรมแอสเพน พลัส สำหรับกระบวนการที่ศึกษา

ตารางที่ ก-1 แสดงชื่อสารที่ใช้สำหรับแบบจำลองของกระบวนการที่ศึกษาในโปรแกรมแอสเพน พลัส

ชื่อในโปรแกรม Aspen Plus	ชื่อสาร	สูตรโมเลกุล
CELL	Cellulose	$C_6H_{10}O_5$
CELLA	Activated cellulose	$C_6H_{10}O_5$
HCE	Hemicellulose	$C_5H_8O_4$
HCEA1	Activated hemicellulose 1	$C_5H_8O_4$
HCEA2	Activated hemicellulose 2	$C_5H_8O_4$
LIG-C	Carbon-rich lignin	$C_{15}H_{14}O_2$
LIG-H	Hydrogen-rich lignin	$C_{22}H_{28}O_9$
LIG-O	Oxygen-rich lignin	$C_{20}H_{22}O_{10}$
LIG-CC	Carbon-rich lignin 2	$C_{15}H_{14}O_4$
LIG-OH	OH-rich	$C_{19}H_{22}O_8$
LIG	Lignin	$C_{11}H_{12}O_4$
G{CO ₂ }	Trapped CO ₂	CO ₂
G{CO}	Trapped CO	CO
G{COH ₂ }	Trapped COH ₂	COH ₂
G{H ₂ }	Trapped H ₂	H ₂
CHAR	Char	C
HAA	Hydroxyacetaldehyde	$C_2H_4O_2$
GLYOX	Glyoxal	$C_2H_2O_2$
PROPANAL	Propanal	C_3H_6O
C ₃ H ₄ O ₂	Propanedial	$C_3H_4O_2$
HMF	5-hydroxymethyl-furfural	$C_6H_6O_3$

ตารางที่ ก-1 แสดงชื่อสารที่ใช้สำหรับแบบจำลองของกระบวนการที่ศึกษาในโปรแกรมแอสเพน พลัส
(ต่อ)

ชื่อในโปรแกรม Aspen Plus	ชื่อสาร	สูตรโมเลกุล
LVG	Levoglucosan	$C_6H_{10}O_5$
XYL	Xylose monomer	$C_5H_8O_4$
pCOUMARYL	Paracoumary alcohol	$C_9H_{10}O_2$
PHENOL	Phenol	C_6H_6O
FE2MACR	Sinapaldehyde	$C_{11}H_{12}O_4$
H ₂	Hydrogen	H ₂
CO	Carbon monoxide	CO
CO ₂	Carbon dioxide	CO ₂
CH ₄	Methane	CH ₄
CH ₂ O	Formaldehyde	CH ₂ O
MeOH	Methanol	CH ₄ O
C ₂ H ₄	Ethylene	C ₂ H ₄
CH ₃ CHO	Acetaldehyde	C ₂ H ₄ O
EtOH	Ethanol	C ₂ H ₆ O
H ₂ O	Water	H ₂ O
CH ₄	Methane	CH ₄
ETHANE	ETHANE	C ₂ H ₆
ETHYLENE	ETHYLENE	C ₂ H ₄
PROPANE	PROPANE	C ₃ H ₈
PROPENE	PROPENE	C ₃ H ₆
PHENOL	Phenol	C ₆ H ₆ O
N-BUTANE	BUTANE	C ₄ H ₁₀

ตารางที่ ก-1 แสดงชื่อสารที่ใช้สำหรับแบบจำลองของกระบวนการที่ศึกษาในโปรแกรมแอสเพน พลัส
(ต่อ)

ชื่อในโปรแกรม Aspen Plus	ชื่อสาร	สูตรโมเลกุล
CYCHEXEN	Cyclohexene	C_6H_{10}
CYCHEXAN	Cyclohexane	C_6H_{12}
MTHCYCPT	methylcyclopentane	C_6H_{12}
MTCYCHXA	methylcyclohexane	C_7H_{14}
PRCYCHXA	propylcyclohexane	C_9H_{18}
BICYCHEX	Bicyclohexyl	$C_{12}H_{22}$
BICYPRHX	Bicyclopropyl	C_9H_{18}
NAPHTLEN	Naphthalene	$C_{10}H_8$
CHRYSENE	Chrysene	$C_{18}H_{12}$
FURFURAL	Furfural	$C_5H_4O_2$
FURFYALC	Furfuryl alcohol	$C_5H_6O_2$
FURAN	Furan	C_4H_4O
DIMTYFUR	2,5-Dimethylfuran	C_6H_8O
METHANOL	Methanol	CH_3OH
ETHANOL	ethanol	C_2H_5OH
PROPANOL	1-Propanol	C_3H_8O
BUTANOL	Butanol	$C_4H_{10}O$
HEXANOL	1-Hexanol	$C_6H_{14}O$
PENTANOL	1-Pentanol	$C_5H_{12}O$
CYCHXNOL	Cyclohexanol	$C_6H_{12}O$
HMF	Hydroxymethylfurfural	$C_6H_6O_3$
PRCYHXOL	para-tert-butyl cyclohexanone	$C_{10}H_{18}O$

ภาคผนวก ข

ผลการจำลองกระบวนการไพโรไลซิส (Pyrolysis process)

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส

Stream Name	Units	TO-DECOP	DEC-PROD	N2-FEED	PYR-PROD	PYR-GAS1	PYR-GAS2	PYR-GAS3
From		SCREENER	DECOMP		PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2
To		DECOMP	PYR-KIN	PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2	OIL-SEP1
Temperature	C	99.6491	100	500	500	500	40	20
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	7999.98	7999.98	100	8099.95	7032.48	7032.48	7032.48
DRYBIO	kg/hr	7440	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
CELL	kg/hr	0	4479.99	0	1.99932	0	0	0
CELLA	kg/hr	0	0	0	12.4895	0	0	0
HCE	kg/hr	0	1656	0	0.463037	0	0	0
HCEA1	kg/hr	0	0	0	0.616806	0	0	0
HCEA2	kg/hr	0	0	0	0.277745	0	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	TO-DECOP	DEC-PROD	N2-FEED	PYR-PROD	PYR-GAS1	PYR-GAS2	PYR-GAS3
From		SCREENER	DECOMP		PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2
To		DECOMP	PYR-KIN	PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2	OIL-SEP1
Temperature	C	99.6491	100	500	500	500	40	20
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr							
LIG-C	kg/hr	0	351.999	0	0.0031432	0	0	0
LIG-H	kg/hr	0	503.999	0	0.898486	0	0	0
LIG-O	kg/hr	0	503.999	0	1.4057	0	0	0
LIG-CC	kg/hr	0	0	0	44.1938	0	0	0
LIG-OH	kg/hr	0	0	0	8.18745	0	0	0
LIG	kg/hr	0	0	0	1.1237	0	0	0
G{CO ₂ }	kg/hr	0	0	0	255.496	0	0	0
G{CO}	kg/hr	0	0	0	0.579162	0	0	0
G{COH ₂ }	kg/hr	0	0	0	20.488	0	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	TO-DECOP	DEC-PROD	N2-FEED	PYR-PROD	PYR-GAS1	PYR-GAS2	PYR-GAS3
From		SCREENER	DECOMP		PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2
To		DECOMP	PYR-KIN	PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2	OIL-SEP1
Temperature	C	99.6491	100	500	500	500	40	20
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	7999.98	7999.98	100	8099.95	7032.48	7032.48	7032.48
G{H ₂ }	kg/hr	0	0	0	0.535996	0	0	0
CHAR	kg/hr	0	0	0	718.711	0	0	0
HAA	kg/hr	0	0	0	1571.17	1571.17	1571.17	1571.17
GLYOX	kg/hr	0	0	0	399.587	399.587	399.587	399.587
PROPINAL	kg/hr	0	0	0	413.755	413.755	413.755	413.755
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	7.71551	7.71551	7.71551	7.71551
HMF	kg/hr	0	0	0	868.289	868.289	868.289	868.289
LVG	kg/hr	0	0	0	0.01381	0.01381	0.01381	0.01381
XYL	kg/hr	0	0	0	0.0005115	0.0005115	0.0005115	0.0005115

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	TO-DECOP	DEC-PROD	N2-FEED	PYR-PROD	PYR-GAS1	PYR-GAS2	PYR-GAS3
From		SCREENER	DECOMP		PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2
To		DECOMP	PYR-KIN	PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2	OIL-SEP1
Temperature	C	99.6491	100	500	500	500	40	20
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	7999.98	7999.98	100	8099.95	7032.48	7032.48	7032.48
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	34.2495	34.2495	34.2495	34.2495
PHENOL	kg/hr	0	0	0	16.0192	16.0192	16.0192	16.0192
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0.0024851	0.0024851	0.0024851	0.0024851
H ₂	kg/hr	0	0	0	26.7547	26.7547	26.7547	26.7547
CO	kg/hr	0	0	0	848.094	848.094	848.094	848.094
CO ₂	kg/hr	0	0	0	497.896	497.896	497.896	497.896
CH ₄	kg/hr	0	0	0	207.741	207.741	207.741	207.741
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	247.068	247.068	247.068	247.068
MEOH	kg/hr	0	0	0	204.37	204.37	204.37	204.37

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	TO-DECOP	DEC-PROD	N2-FEED	PYR-PROD	PYR-GAS1	PYR-GAS2	PYR-GAS3
From		SCREENER	DECOMP		PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2
To		DECOMP	PYR-KIN	PYR-KIN	SOLI-SEP	COOLER-1	COOLER-2	OIL-SEP1
Temperature	C	99.6491	100	500	500	500	40	20
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	7999.98	7999.98	100	8099.95	7032.48	7032.48	7032.48
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0	163.908	163.908	163.908	163.908
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	263.049	263.049	263.049	263.049
ETOH	kg/hr	0	0	0	72.1213	72.1213	72.1213	72.1213
H ₂ O	kg/hr	559.981	503.999	0	1090.67	1090.67	1090.67	1090.67
N ₂	kg/hr	0	0	100	100	100	100	100
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	NCG-1	NCG-2	BIO-OIL	LIGHTOIL	OIL-FD1	BIO-CHAR	CAR-PROD
From		OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-MIX	SOLI-SEP	CAR-SPIT
To		OIL-SEP2	SYNG-MIX	OIL-MIX	OIL-MIX	HT-PUMP	CAR-SPIT	
Temperature	C	20	20	20	20	20.3501		
Pressure	bar	15	15	15	15	15	1	
Mass Flows	kg/hr	1609.76	1460.68	5422.72	149.08	5571.8	1067.47	0
DRYBIO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
CELL	kg/hr	0	0	0	0	0	1.99932	0
CELLA	kg/hr	0	0	0	0	0	12.4895	0
HCE	kg/hr	0	0	0	0	0	0.463037	0
HCEA1	kg/hr	0	0	0	0	0	0.616806	0
HCEA2	kg/hr	0	0	0	0	0	0.277745	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	NCG-1	NCG-2	BIO-OIL	LIGHTOIL	OIL-FD1	BIO-CHAR	CAR-PROD
From		OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-MIX	SOLI-SEP	CAR-SPIT
To		OIL-SEP2	SYNG-MIX	OIL-MIX	OIL-MIX	HT-PUMP	CAR-SPIT	
Temperature	C	20	20	20	20	20.3501		
Pressure	bar	15	15	15	15	15	1	
Mass Flows	kg/hr							
LIG-C	kg/hr	0	0	0	0	0	0.0031432	0
LIG-H	kg/hr	0	0	0	0	0	0.898486	0
LIG-O	kg/hr	0	0	0	0	0	1.4057	0
LIG-CC	kg/hr	0	0	0	0	0	44.1938	0
LIG-OH	kg/hr	0	0	0	0	0	8.18745	0
LIG	kg/hr	0	0	0	0	0	1.1237	0
G{CO ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	255.496	0
G{CO}	kg/hr	0	0	0	0	0	0.579162	0
G{COH ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	20.488	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	NCG-1	NCG-2	BIO-OIL	LIGHTOIL	OIL-FD1	BIO-CHAR	CAR-PROD
From		OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-MIX	SOLI-SEP	CAR-SPIT
To		OIL-SEP2	SYNG-MIX	OIL-MIX	OIL-MIX	HT-PUMP	CAR-SPIT	
Temperature	C	20	20	20	20	20.3501		
Pressure	bar	15	15	15	15	15	1	
Mass Flows	kg/hr	1609.76	1460.68	5422.72	149.08	5571.8	1067.47	0
G{H ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0.535996	0
CHAR	kg/hr	0	0	0	0	0	718.711	0
HAA	kg/hr	0.779706	0	1570.39	0.779706	1571.17	0	0
GLYOX	kg/hr	3.84923	0	395.738	3.84923	399.587	0	0
PROPINAL	kg/hr	11.0707	0	402.684	11.0707	413.755	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0.0003227	0	7.71518	0.0003227	7.71551	0	0
HMF	kg/hr	1.336E-05	0	868.289	1.336E-05	868.289	0	0
LVG	kg/hr	7.481E-13	0	0.01381	0	0.01381	0	0
XYL	kg/hr	1.24E-13	0	0.0005115	0	0.0005115	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	NCG-1	NCG-2	BIO-OIL	LIGHTOIL	OIL-FD1	BIO-CHAR	CAR-PROD
From		OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-MIX	SOLI-SEP	CAR-SPIT
To		OIL-SEP2	SYNG-MIX	OIL-MIX	OIL-MIX	HT-PUMP	CAR-SPIT	
Temperature	C	20	20	20	20	20.3501		
Pressure	bar	15	15	15	15	15	1	
Mass Flows	kg/hr	1609.76	1460.68	5422.72	149.08	5571.8	1067.47	0
PCOUMARY	kg/hr	0.0015874	0	34.2479	0.0015874	34.2495	0	0
PHENOL	kg/hr	0.0002646	0	16.0189	0.0002646	16.0192	0	0
FE2MACR	kg/hr	3.568E-12	0	0.0024851	0	0.0024851	0	0
H ₂	kg/hr	26.6989	26.6989	0.0558304	0	0.0558304	0	0
CO	kg/hr	819.829	819.829	28.2648	0	28.2648	0	0
CO ₂	kg/hr	326.196	326.196	171.7	0	171.7	0	0
CH ₄	kg/hr	191.05	191.05	16.6913	0	16.6913	0	0
CH ₂ O	kg/hr	6.0932	0	240.975	6.0932	247.068	0	0
MEOH	kg/hr	0.164778	0	204.206	0.164778	204.37	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการไพโรไลซิส (ต่อ)

Stream Name	Units	NCG-1	NCG-2	BIO-OIL	LIGHTOIL	OIL-FD1	BIO-CHAR	CAR-PROD
From		OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-SEP1	OIL-SEP2	OIL-MIX	SOLI-SEP	CAR-SPIT
To		OIL-SEP2	SYNG-MIX	OIL-MIX	OIL-MIX	HT-PUMP	CAR-SPIT	
Temperature	C	20	20	20	20	20.3501		
Pressure	bar	15	15	15	15	15	1	
Mass Flows	kg/hr	1609.76	1460.68	5422.72	149.08	5571.8	1067.47	0
C ₂ H ₄	kg/hr	110.882	0	53.0256	110.882	163.908	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	14.9402	0	248.109	14.9402	263.049	0	0
ETOH	kg/hr	0.206299	0	71.915	0.206299	72.1213	0	0
H ₂ O	kg/hr	1.09198	0	1089.58	1.09198	1090.67	0	0
N ₂	kg/hr	96.9098	96.9098	3.09023	0	3.09023	0	0
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ภาคผนวก ค

ผลการจำลองกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (Gasification process)

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน

Stream Name	Units	CHAR-FD1	CHAR-FD2	H2O-FD1	STEM-FD1	GSI-PROD	SYN-GAS1	SOLD-OUT
From		CAR-SPIT	CHAR-DEC		HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	CAR-SEP2
To		CHAR-DEC	GASI-KIN	HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	SYNG-MIX	SOLD-MIX
Temperature	C		500	25	900	900	900	
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	1067.47	1067.47	2860	2860	3927.47	3926.41	1.06233
DRYBIO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
CELL	kg/hr	1.99932	0	0	0	0	0	0
CELLA	kg/hr	12.4895	0	0	0	0	0	0
HCE	kg/hr	0.463037	0	0	0	0	0	0
HCEA1	kg/hr	0.616806	0	0	0	0	0	0
HCEA2	kg/hr	0.277745	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	CHAR-FD1	CHAR-FD2	H2O-FD1	STEM-FD1	GSI-PROD	SYN-GAS1	SOLD-OUT
From		CAR-SPIT	CHAR-DEC		HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	CAR-SEP2
To		CHAR-DEC	GASI-KIN	HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	SYNG-MIX	SOLD-MIX
Temperature	C		500	25	900	900	900	
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	1067.47	1067.47	2860	2860	3927.47	3926.41	1.06233
LIG-C	kg/hr	0.0031432	0	0	0	0	0	0
LIG-H	kg/hr	0.898486	0	0	0	0	0	0
LIG-O	kg/hr	1.4057	0	0	0	0	0	0
LIG-CC	kg/hr	44.1938	0	0	0	0	0	0
LIG-OH	kg/hr	8.18745	0	0	0	0	0	0
LIG	kg/hr	1.1237	0	0	0	0	0	0
G{CO ₂ }	kg/hr	255.496	0	0	0	0	0	0
G{CO}	kg/hr	0.579162	0	0	0	0	0	0
G{COH ₂ }	kg/hr	20.488	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	CHAR-FD1	CHAR-FD2	H2O-FD1	STEM-FD1	GSI-PROD	SYN-GAS1	SOLD-OUT
From		CAR-SPIT	CHAR-DEC		HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	CAR-SEP2
To		CHAR-DEC	GASI-KIN	HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	SYNG-MIX	SOLD-MIX
Temperature	C		500	25	900	900	900	
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	1067.47	1067.47	2860	2860	3927.47	3926.41	1.06233
G{H ₂ }	kg/hr	0.535996	0	0	0	0	0	0
CHAR	kg/hr	718.711	841.766	0	0	1.06233	0	1.06233
HAA	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
PROPVAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
LVG	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	CHAR-FD1	CHAR-FD2	H2O-FD1	STEM-FD1	GSI-PROD	SYN-GAS1	SOLD-OUT
From		CAR-SPIT	CHAR-DEC		HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	CAR-SEP2
To		CHAR-DEC	GASI-KIN	HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	SYNG-MIX	SOLD-MIX
Temperature	C		500	25	900	900	900	
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	1067.47	1067.47	2860	2860	3927.47	3926.41	1.06233
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
PHENOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	5.98662	0	0	194.914	194.914	0
CO	kg/hr	0	0	0	0	1289.79	1289.79	0
CO ₂	kg/hr	0	0	0	0	1051.48	1051.48	0
CH ₄	kg/hr	0	0	0	0	0.892481	0.892481	0
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	CHAR-FD1	CHAR-FD2	H2O-FD1	STEM-FD1	GSI-PROD	SYN-GAS1	SOLD-OUT
From		CAR-SPIT	CHAR-DEC		HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	CAR-SEP2
To		CHAR-DEC	GASI-KIN	HEATER-1	GASI-KIN	CAR-SEP2	SYNG-MIX	SOLD-MIX
Temperature	C		500	25	900	900	900	
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	1067.47	1067.47	2860	2860	3927.47	3926.41	1.06233
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
ETOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	0	0	2860	2860	1169.61	1169.61	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
O ₂	kg/hr	0	219.718	0	0	219.718	219.718	0
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ภาคผนวก ค

ผลการจำลองกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์ (Water gas shift process)

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สชิฟต์

Stream Name	Units	H2O-FD2	NCG-2	SYN-GAS1	VET-GAS2	STEM-FD2	SYN-GAS2
From			OIL-SEP2	CAR-SEP2		HEATER-2	SYNG-MIX
To		HEATER-2	SYNG-MIX	SYNG-MIX	SYNG-MIX	WGS-RECT	COOLER-3
Temperature	C	25	20	900	57.0063	240	508.147
Pressure	bar	1	15	1	2	1	1
Mass Flows	kg/hr	19125	1460.68	3926.41	987.469	19125	6374.56
DRYBIO	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CELL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CELLA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCEA1	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCEA2	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	H2O-FD2	NCG-2	SYN-GAS1	VET-GAS2	STEM-FD2	SYN-GAS2
From			OIL-SEP2	CAR-SEP2		HEATER-2	SYNG-MIX
To		HEATER-2	SYNG-MIX	SYNG-MIX	SYNG-MIX	WGS-RECT	COOLER-3
Temperature	C	25	20	900	57.0063	240	508.147
Pressure	bar	1	15	1	2	1	1
Mass Flows	kg/hr	19125	1460.68	3926.41	987.469	19125	6374.56
LIG-C	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-H	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-O	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-CC	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-OH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG	kg/hr	0	0	0	0	0	0
G{CO ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0
G{CO}	kg/hr	0	0	0	0	0	0
G{COH ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการวอดเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	H2O-FD2	NCG-2	SYN-GAS1	VET-GAS2	STEM-FD2	SYN-GAS2
From			OIL-SEP2	CAR-SEP2		HEATER-2	SYNG-MIX
To		HEATER-2	SYNG-MIX	SYNG-MIX	SYNG-MIX	WGS-RECT	COOLER-3
Temperature	C	25	20	900	57.0063	240	508.147
Pressure	bar	1	15	1	2	1	1
Mass Flows	kg/hr	19125	1460.68	3926.41	987.469	19125	6374.56
G{H ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CHAR	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HAA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PROPANAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LVG	kg/hr	0	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	H2O-FD2	NCG-2	SYN-GAS1	VET-GAS2	STEM-FD2	SYN-GAS2
From			OIL-SEP2	CAR-SEP2		HEATER-2	SYNG-MIX
To		HEATER-2	SYNG-MIX	SYNG-MIX	SYNG-MIX	WGS-RECT	COOLER-3
Temperature	C	25	20	900	57.0063	240	508.147
Pressure	bar	1	15	1	2	1	1
Mass Flows	kg/hr	19125	1460.68	3926.41	987.469	19125	6374.56
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PHENOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	26.6989	194.914	295.105	0	516.718
CO	kg/hr	0	819.829	1289.79	43.1619	0	2152.78
CO ₂	kg/hr	0	326.196	1051.48	649.202	0	2026.88
CH ₄	kg/hr	0	191.05	0.892481	0	0	191.943
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	H2O-FD2	NCG-2	SYN-GAS1	VET-GAS2	STEM-FD2	SYN-GAS2
From			OIL-SEP2	CAR-SEP2		HEATER-2	SYNG-MIX
To		HEATER-2	SYNG-MIX	SYNG-MIX	SYNG-MIX	WGS-RECT	COOLER-3
Temperature	C	25	20	900	57.0063	240	508.147
Pressure	bar	1	15	1	2	1	1
Mass Flows	kg/hr	19125	1460.68	3926.41	987.469	19125	6374.56
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	19125	0	1169.61	0	19125	1169.61
N ₂	kg/hr	0	96.9098	0	0	0	96.9098
O ₂	kg/hr	0	0	219.718	0	0	219.718
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYN-GAS3	SYN-GAS4	H2O-OU&T1	SYNGAS-5	SYNGAS-6	H2O-OUT2
From		COOLER-3	WGS-RECT	WGS-RECT	COOLER-4	H2O-FLSH	H2O-FLSH
To		WGS-RECT	COOLER-4		H2O-FLSH	PSA	
Temperature	C	240	240	240	60	60	60
Pressure	bar	1	48	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	6374.56	25386.8	112.723	25386.8	3861.2	21525.6
DRYBIO	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CELL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CELLA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCEA1	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCEA2	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYN-GAS3	SYN-GAS4	H2O-OU&T1	SYNGAS-5	SYNGAS-6	H2O-OUT2
From		COOLER-3	WGS-RECT	WGS-RECT	COOLER-4	H2O-FLSH	H2O-FLSH
To		WGS-RECT	COOLER-4		H2O-FLSH	PSA	
Temperature	C	240	240	240	60	60	60
Pressure	bar	1	48	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	6374.56	25386.8	112.723	25386.8	3861.2	21525.6
LIG-C	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-H	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-O	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-CC	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG-OH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LIG	kg/hr	0	0	0	0	0	0
G{CO ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0
G{CO}	kg/hr	0	0	0	0	0	0
G{COH ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYN-GAS3	SYN-GAS4	H2O-OU&T1	SYNGAS-5	SYNGAS-6	H2O-OUT2
From		COOLER-3	WGS-RECT	WGS-RECT	COOLER-4	H2O-FLSH	H2O-FLSH
To		WGS-RECT	COOLER-4		H2O-FLSH	PSA	
Temperature	C	240	240	240	60	60	60
Pressure	bar	1	48	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	6374.56	25386.8	112.723	25386.8	3861.2	21525.6
G{H ₂ }	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CHAR	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HAA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PROPANAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	0	0	0	0	0	0
LVG	kg/hr	0	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ค-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYN-GAS3	SYN-GAS4	H2O-OU&T1	SYNGAS-5	SYNGAS-6	H2O-OUT2
From		COOLER-3	WGS-RECT	WGS-RECT	COOLER-4	H2O-FLSH	H2O-FLSH
To		WGS-RECT	COOLER-4		H2O-FLSH	PSA	
Temperature	C	240	240	240	60	60	60
Pressure	bar	1	48	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	6374.56	25386.8	112.723	25386.8	3861.2	21525.6
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PHENOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	516.718	647.823	0.00883	647.823	641.939	5.884
CO	kg/hr	2152.78	330.953	0.023657	330.953	298.25	32.7036
CO ₂	kg/hr	2026.88	4888.48	0.814932	4888.48	2454.63	2433.84
CH ₄	kg/hr	191.943	191.921	0.021911	191.921	154.256	37.6647
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๓-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการวอเตอร์แก๊สซิฟิเคชัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYN-GAS3	SYN-GAS4	H2O-OU&T1	SYNGAS-5	SYNGAS-6	H2O-OUT2
From		COOLER-3	WGS-RECT	WGS-RECT	COOLER-4	H2O-FLSH	H2O-FLSH
To		WGS-RECT	COOLER-4		H2O-FLSH	PSA	
Temperature	C	240	240	240	60	60	60
Pressure	bar	1	48	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	6374.56	25386.8	112.723	25386.8	3861.2	21525.6
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETOH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	1169.61	19011.1	111.831	19011.1	28.6274	18982.4
N ₂	kg/hr	96.9098	96.9029	0.006848	96.9029	87.8278	9.07517
O ₂	kg/hr	219.718	219.702	0.015818	219.702	195.671	24.0315
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ภาคผนวก ข

ผลการจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (Pressure Swing Adsorption process)

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน

Stream Name	Units	SYNGAS-6	OFF-GAS	PURE-H2	H2-PROD
From		H2O-FLSH	PSA	PSA	H2-SPLIT
To		PSA	COM-REAT	H2-SPLIT	
Temperature	C	60	60	60	60
Pressure	bar	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	3861.2	3219.33	641.874	139.874
DRYBIO	kg/hr	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0
CELL	kg/hr	0	0	0	0
CELLA	kg/hr	0	0	0	0
HCE	kg/hr	0	0	0	0
HCEA1	kg/hr	0	0	0	0
HCEA2	kg/hr	0	0	0	0
LIG-C	kg/hr	0	0	0	0
LIG-H	kg/hr	0	0	0	0
LIG-O	kg/hr	0	0	0	0
LIG-CC	kg/hr	0	0	0	0
LIG-OH	kg/hr	0	0	0	0
LIG	kg/hr	0	0	0	0
G{CO ₂ }	kg/hr	0	0	0	0
G{CO}	kg/hr	0	0	0	0
G{COH ₂ }	kg/hr	0	0	0	0
G{H ₂ }	kg/hr	0	0	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYNGAS-6	OFF-GAS	PURE-H2	H2-PROD
From		H2O-FLSH	PSA	PSA	H2-SPLIT
To		PSA	COM-REAT	H2-SPLIT	
Temperature	C	60	60	60	60
Pressure	bar	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	3861.2	3219.33	641.874	139.874
CHAR	kg/hr	0	0	0	0
HAA	kg/hr	0	0	0	0
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0
PROPNAL	kg/hr	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0
HMF	kg/hr	0	0	0	0
LVG	kg/hr	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0
PHENOL	kg/hr	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	641.939	0.064194	641.874	139.874
CO	kg/hr	298.25	298.25	0	0
CO ₂	kg/hr	2454.63	2454.63	0	0
CH ₄	kg/hr	154.256	154.256	0	0
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0	0
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0	0

ตารางที่ ข-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน (ต่อ)

Stream Name	Units	SYNGAS-6	OFF-GAS	PURE-H2	H2-PROD
From		H2O-FLSH	PSA	PSA	H2-SPLIT
To		PSA	COM-REAT	H2-SPLIT	
Temperature	C	60	60	60	60
Pressure	bar	48	48	48	48
Mass Flows	kg/hr	3861.2	3219.33	641.874	139.874
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0
ETOH	kg/hr	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	28.6274	28.6274	0	0
N ₂	kg/hr	87.8278	87.8278	0	0
O ₂	kg/hr	195.671	195.671	0	0
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0	0

ภาคผนวก ง

ผลการจำลองกระบวนการเผาไหม้ (Combustion process)

ตารางที่ ง-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการเผาไหม้

Stream Name	Units	OFF-GAS	SOLD-OUT	HOT-GAS
From		PSA	CAR-SEP2	COM-REAT
To		COM-REAT	SOLD-MIX	
Temperature	C	60		1090
Pressure	bar	48	1	2
Mass Flows	kg/hr	3219.33	1.06233	3220.39
DRYBIO	kg/hr	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0
CELL	kg/hr	0	0	0
CELLA	kg/hr	0	0	0
HCE	kg/hr	0	0	0
HCEA1	kg/hr	0	0	0
HCEA2	kg/hr	0	0	0
LIG-C	kg/hr	0	0	0
LIG-H	kg/hr	0	0	0
LIG-O	kg/hr	0	0	0
LIG-CC	kg/hr	0	0	0
LIG-OH	kg/hr	0	0	0
LIG	kg/hr	0	0	0
G{CO ₂ }	kg/hr	0	0	0
G{CO}	kg/hr	0	0	0
G{COH ₂ }	kg/hr	0	0	0

ตารางที่ ง-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการเผาไหม้ (ต่อ)

Stream Name	Units	OFF-GAS	SOLD-OUT	HOT-GAS
From		PSA	CAR-SEP2	COM-REAT
To		COM-REAT	SOLD-MIX	
Temperature	C	60		1090
Pressure	bar	48	1	2
Mass Flows	kg/hr	3219.33	1.06233	3220.39
G{H ₂ }	kg/hr	0	0	0
CHAR	kg/hr	0	1.06233	0
HAA	kg/hr	0	0	0
GLYOX	kg/hr	0	0	0
PROPNAL	kg/hr	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0
HMF	kg/hr	0	0	0
LVG	kg/hr	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0
PHENOL	kg/hr	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0
H ₂	kg/hr	0.0641939	0	11.0322
CO	kg/hr	298.25	0	885.555
CO ₂	kg/hr	2454.63	0	1958.92
CH ₄	kg/hr	154.256	0	5.75702E-05
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0
MEOH	kg/hr	0	0	0

ตารางที่ ง-1 ผลการการศึกษาอัตราการผลิตเชิงมวลของกระบวนการเผาไหม้ (ต่อ)

Stream Name	Units	OFF-GAS	SOLD-OUT	HOT-GAS
From		PSA	CAR-SEP2	COM-REAT
To		COM-REAT	SOLD-MIX	
Temperature	C	60		1090
Pressure	bar	48	1	2
Mass Flows	kg/hr	3219.33	1.06233	3220.39
C ₂ H ₄	kg/hr	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0
ETOH	kg/hr	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	28.6274	0	277.054
N ₂	kg/hr	87.8278	0	87.8278
O ₂	kg/hr	195.671	0	8.17705E-10
FURFURAL	kg/hr	0	0	0
GUAIACOL	kg/hr	0	0	0

ภาคผนวก จ

ผลการจำลองกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรตรีน (Hydrotreating process)

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรตรีน

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	3.09023	3.09023	3.09023	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	1090.67	1090.67	1090.67	0	0	0
CO	kg/hr	28.2648	28.2648	28.2648	0	0	0
CO ₂	kg/hr	171.7	171.7	171.7	0	0	0
H ₂	kg/hr	0.05583	0.05583	0.05583	502	502	502
CH ₄	kg/hr	16.6913	16.6913	16.6913	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
PKS	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
C	kg/hr	0	0	0	0	0	0
S	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CL ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE	kg/hr	163.908	163.908	163.908	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
PROPANE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PROPENE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PHENOL	kg/hr	16.0192	16.0192	16.0192	0	0	0
N-BUTANE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
AMMONIA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CRESOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
XYLITOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETYLPHEN	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
PRPNYPHN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
BENZENE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
TOLUENE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
M-XYLENE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETYLBNZNE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PROPBENZ	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N-PENTAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N-HEXANE	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
N-HEPTAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N-OCTANE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N-NONAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N-DECANE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
UNDECAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
DODECAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
TRIDECAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
TETDECAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
PENTDECA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
OCTDECAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CYCPNTAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CYCHEXEN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CYCHEXAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MTHCYCPT	kg/hr	0	0	0	0	0	0
MTCYCHXA	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PRCYCHXA	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
BICYCHEX	kg/hr	0	0	0	0	0	0
BICYPRHX	kg/hr	0	0	0	0	0	0
NAPHTLEN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CHRYSENE	kg/hr	0	0	0	0	0	0
FURFURAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
FURFYALC	kg/hr	0	0	0	0	0	0
FURAN	kg/hr	0	0	0	0	0	0
DIMTYFUR	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
METHANOL	kg/hr	204.37	204.37	204.37	0	0	0
ETHANOL	kg/hr	72.1213	72.1213	72.1213	0	0	0
PROPANOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
BUTANOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HEXANOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
PENTANOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CYCHXNOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HAA	kg/hr	1571.17	1571.17	1571.17	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
GLYOX	kg/hr	399.587	399.587	399.587	0	0	0
PROPANAL	kg/hr	413.755	413.755	413.755	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	7.71551	7.71551	7.71551	0	0	0
HMF	kg/hr	868.289	868.289	868.289	0	0	0
LVG	kg/hr	0.01381	0.01381	0.01381	0	0	0
XYL	kg/hr	0.000512	0.000512	0.000512	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	34.2495	34.2495	34.2495	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0.002485	0.002485	0.002485	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	OIL-FD1	OIL-FD2	OIL-FD3	H2-FD1	H2-FD2	H2-FD3
From			HT-PUMP	HEATER-3		HT-COMPS	HEATER-4
To		HT-PUMP	HEATER-3	MIXER2	HT-COMPS	HEATER-4	MIXER2
Temperature	C	20	53.6531	270	60	262.781	270
Pressure	bar	15	170	170	48	170	170
Mass Flows	kg/hr	5571.8	5571.8	5571.8	502	502	502
CH ₂ O	kg/hr	247.068	247.068	247.068	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	263.049	263.049	263.049	0	0	0
PRCYHXOL	kg/hr	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	3.09023	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	1090.67	2535.52	2535.52	2535.52	2535.52	2535.52
CO	kg/hr	28.2648	43.162	43.162	43.162	43.162	43.162
CO ₂	kg/hr	171.7	649.437	649.437	649.437	649.437	649.437
H ₂	kg/hr	502.056	295.108	295.108	295.108	295.108	295.108
CH ₄	kg/hr	16.6913	139.524	139.524	139.524	139.524	139.524

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
PKS	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0
C	kg/hr	0	0	0	0	0	0
S	kg/hr	0	0	0	0	0	0
CL ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0
HCL	kg/hr	0	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/hr	0	23.0867	23.0867	23.0867	23.0867	23.0867
ETHYLENE	kg/hr	163.908	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
PROPANE	kg/hr	0	23.0867	23.0867	23.0867	23.0867	23.0867
PROPENE	kg/hr	0	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452
PHENOL	kg/hr	16.0192	8.03014	8.03014	8.03014	8.03014	8.03014
N-BUTANE	kg/hr	0	33.1243	33.1243	33.1243	33.1243	33.1243
AMMONIA	kg/hr	0	44.1658	44.1658	44.1658	44.1658	44.1658
CRESOL	kg/hr	0	3.0113	3.0113	3.0113	3.0113	3.0113
XYLITOL	kg/hr	0	3.0113	3.0113	3.0113	3.0113	3.0113
ETYLPHEN	kg/hr	0	3.0113	3.0113	3.0113	3.0113	3.0113

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
PRPNYPHN	kg/hr	0	8.03014	8.03014	8.03014	8.03014	8.03014
BENZENE	kg/hr	0	56.211	56.211	56.211	56.211	56.211
TOLUENE	kg/hr	0	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452
M-XYLENE	kg/hr	0	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452
ETYLBNZNE	kg/hr	0	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452	12.0452
PROPBENZ	kg/hr	0	46.1733	46.1733	46.1733	46.1733	46.1733
N-PENTAN	kg/hr	0	42.1582	42.1582	42.1582	42.1582	42.1582
N-HEXANE	kg/hr	0	64.2411	64.2411	64.2411	64.2411	64.2411

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
N-HEPTAN	kg/hr	0	58.2185	58.2185	58.2185	58.2185	58.2185
N-OCTANE	kg/hr	0	60.226	60.226	60.226	60.226	60.226
N-NONAN	kg/hr	0	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637
N-DECANE	kg/hr	0	60.226	60.226	60.226	60.226	60.226
UNDECAN	kg/hr	0	60.226	60.226	60.226	60.226	60.226
DODECAN	kg/hr	0	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637
TRIDECAN	kg/hr	0	65.2449	65.2449	65.2449	65.2449	65.2449
TETDECAN	kg/hr	0	65.2449	65.2449	65.2449	65.2449	65.2449

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
PENTDECA	kg/hr	0	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637
OCTDECAN	kg/hr	0	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637	70.2637
CYCPNTAN	kg/hr	0	65.2449	65.2449	65.2449	65.2449	65.2449
CYCHEXEN	kg/hr	0	112.422	112.422	112.422	112.422	112.422
CYCHEXAN	kg/hr	0	152.573	152.573	152.573	152.573	152.573
MTHCYCPT	kg/hr	0	109.411	109.411	109.411	109.411	109.411
MTCYCHXA	kg/hr	0	109.411	109.411	109.411	109.411	109.411
PRCYCHXA	kg/hr	0	152.573	152.573	152.573	152.573	152.573

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
BICYCHEX	kg/hr	0	88.3315	88.3315	88.3315	88.3315	88.3315
BICYPRHX	kg/hr	0	88.3315	88.3315	88.3315	88.3315	88.3315
NAPHTLEN	kg/hr	0	24.0904	24.0904	24.0904	24.0904	24.0904
CHRYSENE	kg/hr	0	322.209	322.209	322.209	322.209	322.209
FURFURAL	kg/hr	0	1.00377	1.00377	1.00377	1.00377	1.00377
FURFYALC	kg/hr	0	1.00377	1.00377	1.00377	1.00377	1.00377
FURAN	kg/hr	0	29.1093	29.1093	29.1093	29.1093	29.1093
DIMTYFUR	kg/hr	0	40.1507	40.1507	40.1507	40.1507	40.1507

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
METHANOL	kg/hr	204.37	5.01884	5.01884	5.01884	5.01884	5.01884
ETHANOL	kg/hr	72.1213	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507
PROPANOL	kg/hr	0	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507
BUTANOL	kg/hr	0	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507
HEXANOL	kg/hr	0	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507
PENTANOL	kg/hr	0	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507
CYCHNOL	kg/hr	0	9.0339	9.0339	9.0339	9.0339	9.0339
HAA	kg/hr	1571.17	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
GLYOX	kg/hr	399.587	0	0	0	0	0
PROPINAL	kg/hr	413.755	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	7.71551	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	868.289	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507	4.01507
LVG	kg/hr	0.01381	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0.000512	0	0	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	34.2495	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0.002485	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับคุณภาพน้ำดื่มไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	HT1-FED	HT1-PROD	HT2-FED1	HT2-FED2	2-PHASE1	2-PHASE2
From		MIXER2	HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5
To		HT-REAT1	HEATER-5	PV-VALE1	HT-REAT2	COOLER-5	HP-FLASH
Temperature	C	209.371	270	350	346.039	300	20
Pressure	bar	170	170	170	150	150	1
Mass Flows	kg/hr	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8	6073.8
CH ₂ O	kg/hr	247.068	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	263.049	0	0	0	0	0
PRCYHXOL	kg/hr	0	9.0339	9.0339	9.0339	9.0339	9.0339

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	2533.07	2.44688	2.44688	0	0	0	2.44688
CO	kg/hr	0.00010658	43.1619	43.1619	43.1619	43.1619	0	0
CO ₂	kg/hr	0.235437	649.202	649.202	649.202	649.202	0	0
H ₂	kg/hr	0.00247427	295.105	295.105	295.105	295.105	0	0
CH ₄	kg/hr	0.00330814	139.52	139.52	0	0	0	139.52

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
PKS	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
C	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
CL ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
HCL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/hr	0.00052758	23.0861	23.0861	0	0	0	23.0861
ETHYLENE	kg/hr	0.0004528	12.0448	12.0448	0	0	0	12.0448

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
PROPANE	kg/hr	4.889E-05	23.0866	23.0866	0	0	0	23.0866
PROPENE	kg/hr	0.00011052	12.0451	12.0451	0	0	0	12.0451
PHENOL	kg/hr	7.03137	0.998776	0.998776	0	0	0	0.998776
N-BUTANE	kg/hr	5.0828E-06	33.1243	33.1243	0	0	0	33.1243
AMMONIA	kg/hr	42.6538	1.512	1.512	1.512	0	1.512	0
CRESOL	kg/hr	0.257234	2.75407	2.75407	0	0	0	2.75407
XYLITOL	kg/hr	3.0113	2.4339E-09	2.4339E-09	0	0	0	2.4339E-09
ETYLPHEN	kg/hr	0.0579933	2.95331	2.95331	0	0	0	2.95331

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
PRPNYPHN	kg/hr	2.4261E-08	8.03014	8.03014	0	0	0	8.03014
BENZENE	kg/hr	0.00863352	56.2023	56.2023	0	0	0	56.2023
TOLUENE	kg/hr	3.8837E-05	12.0452	12.0452	0	0	0	12.0452
M-XYLENE	kg/hr	9.2681E-07	12.0452	12.0452	0	0	0	12.0452
ETYLBNZNE	kg/hr	1.2389E-06	12.0452	12.0452	0	0	0	12.0452
PROPBENZ	kg/hr	5.6537E-07	46.1733	46.1733	0	0	0	46.1733
N-PENTAN	kg/hr	2.5627E-07	42.1582	42.1582	0	0	0	42.1582
N-HEXANE	kg/hr	9.5742E-09	64.2411	64.2411	0	0	0	64.2411

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
N-HEPTAN	kg/hr	1.4753E-10	58.2185	58.2185	0	0	0	58.2185
N-OCTANE	kg/hr	1.6862E-12	60.226	60.226	0	0	0	60.226
N-NONAN	kg/hr	1.8702E-14	70.2637	70.2637	0	0	0	70.2637
N-DECANE	kg/hr	1.0415E-16	60.226	60.226	0	0	0	60.226
UNDECAN	kg/hr	3.1076E-19	60.226	60.226	0	0	0	60.226
DODECAN	kg/hr	6.3419E-20	70.2637	70.2637	0	0	0	70.2637
TRIDECAN	kg/hr	4.8848E-20	65.2449	65.2449	0	0	0	65.2449
TETDECAN	kg/hr	4.0894E-20	65.2449	65.2449	0	0	0	65.2449

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
PENTDECA	kg/hr	3.675E-20	70.2637	70.2637	0	0	0	70.2637
OCTDECAN	kg/hr	2.1614E-20	70.2637	70.2637	0	0	0	70.2637
CYCPNTAN	kg/hr	0.00082373	65.2441	65.2441	0	0	0	65.2441
CYCHEXEN	kg/hr	0.00087364	112.421	112.421	0	0	0	112.421
CYCHEXAN	kg/hr	0.00017891	152.572	152.572	0	0	0	152.572
MTHCYCPT	kg/hr	1.737E-05	109.411	109.411	0	0	0	109.411
MTCYCHXA	kg/hr	9.2151E-07	109.411	109.411	0	0	0	109.411
PRCYCHXA	kg/hr	5.9509E-11	152.573	152.573	0	0	0	152.573

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
BICYCHEX	kg/hr	2.5352E-12	88.3315	88.3315	0	0	0	88.3315
BICYPRHX	kg/hr	9.4036E-10	88.3315	88.3315	0	0	0	88.3315
NAPHTLEN	kg/hr	0.00041941	24.09	24.09	0	0	0	24.09
CHRYSENE	kg/hr	2.1342E-11	322.209	322.209	0	0	0	322.209
FURFURAL	kg/hr	0.188887	0.814881	0.814881	0	0	0	0.814881
FURFYALC	kg/hr	0.861353	0.142414	0.142414	0	0	0	0.142414
FURAN	kg/hr	0.0205074	29.0887	29.0887	0	0	0	29.0887
DIMTYFUR	kg/hr	0.111721	40.039	40.039	0	0	0	40.039

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
METHANOL	kg/hr	4.88317	0.135671	0.135671	0	0	0	0.135671
ETHANOL	kg/hr	0.917169	3.0979	3.0979	0	0	0	3.0979
PROPANOL	kg/hr	0.126448	3.88862	3.88862	0	0	0	3.88862
BUTANOL	kg/hr	0.00083343	4.01424	4.01424	0	0	0	4.01424
HEXANOL	kg/hr	6.108E-06	4.01506	4.01506	0	0	0	4.01506
PENTANOL	kg/hr	0.00032599	4.01474	4.01474	0	0	0	4.01474
CYCHXNOL	kg/hr	0.00115647	9.03275	9.03275	0	0	0	9.03275
HAA	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
PROPANAL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	3.99309	0.0219778	0.0219778	0	0	0	0.0219778
LVG	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ จ-1 ผลการการศึกษาอัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการปรับปรุงคุณภาพน้ำมันด้วยไฮโดรเจน (ต่อ)

Stream Name	Units	AUQ-PHSE	ORG-PHSE	ORG-FED	VET-GAS1	VET-GAS2	NH3-PROD	DIST-FD1
From		HP-FLASH	HP-FLASH	PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP	NH3-SEP	VG-SEP
To			PV-VALE2	VG-SEP	NH3-SEP			HEATER-6
Temperature	C	20	20	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672	79.5672
Pressure	bar	48	48	30.58	30.58	30.58	30.58	30.58
Mass Flows	kg/hr	2597.44	3476.36	3476.36	988.981	987.469	1.512	2487.37
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0
PRCYHXOL	kg/hr	0.00115647	9.03275	9.03275	0	0	0	9.03275

ภาคผนวก ฉ

ผลการจำลองกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (Atmospheric distillation process)

ตารางที่ ฉ-1 ผลการการศึกษาคำอธิบายการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	2.44688	2.44688	0.768409	1.66069	0.0177779
CO	kg/hr	0	0	0	0	0
CO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
CH ₄	kg/hr	139.52	139.52	138.982	0.4865	0.051767

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
PKS	kg/hr	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0
C	kg/hr	0	0	0	0	0
S	kg/hr	0	0	0	0	0
CL ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
HCL	kg/hr	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/hr	23.0861	23.0861	22.3526	0.707497	0.0259926
ETHYLENE	kg/hr	12.0448	12.0448	11.7987	0.235471	0.0105852

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
PROPANE	kg/hr	23.0866	23.0866	20.1729	2.85616	0.0574967
PROPENE	kg/hr	12.0451	12.0451	10.6832	1.33448	0.0274129
PHENOL	kg/hr	0.998776	0.998776	9.18837E-08	0.000140883	0.998284
N-BUTANE	kg/hr	33.1243	33.1243	20.1171	12.8268	0.180446
AMMONIA	kg/hr	0	0	0	0	0
CRESOL	kg/hr	2.75407	2.75407	8.18472E-09	2.79412E-05	2.72752
XYLITOL	kg/hr	2.43393E-09	2.43393E-09	3.86901E-44	2.6597E-35	3.2958E-16
ETYLPHEN	kg/hr	2.95331	2.95331	9.36491E-14	7.07925E-09	0.752971

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
PRPNYPHN	kg/hr	8.03014	8.03014	5.57152E-09	2.14775E-05	7.11889
BENZENE	kg/hr	56.2023	56.2023	3.09321	47.9752	5.13389
TOLUENE	kg/hr	12.0452	12.0452	0.0342422	2.28852	9.7224
M-XYLENE	kg/hr	12.0452	12.0452	0.000173677	0.0488977	11.9954
ETYLBNZNE	kg/hr	12.0452	12.0452	0.000346699	0.0785291	11.9658
PROPBENZ	kg/hr	46.1733	46.1733	0.000155861	0.0593833	46.1002
N-PENTAN	kg/hr	42.1582	42.1582	12.047	29.5966	0.514582
N-HEXANE	kg/hr	64.2411	64.2411	5.6248	55.8141	2.80217

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
N-HEPTAN	kg/hr	58.2185	58.2185	0.895023	32.0793	25.2442
N-OCTANE	kg/hr	60.226	60.226	0.0169205	2.1389	58.0698
N-NONAN	kg/hr	70.2637	70.2637	0.000168992	0.0727001	70.162
N-DECANE	kg/hr	60.226	60.226	1.15301E-06	0.00169435	58.7898
UNDECAN	kg/hr	60.226	60.226	5.84609E-09	2.62065E-05	25.9489
DODECAN	kg/hr	70.2637	70.2637	2.79554E-12	4.03936E-08	1.211
TRIDECAN	kg/hr	65.2449	65.2449	2.24941E-15	9.0969E-11	0.0629716
TETDECAN	kg/hr	65.2449	65.2449	6.80595E-18	6.89204E-13	0.00941751

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
PENTDECA	kg/hr	70.2637	70.2637	2.19719E-20	6.5113E-15	0.00213218
OCTDECAN	kg/hr	70.2637	70.2637	1.4801E-27	9.74976E-21	3.06326E-05
CYCPNTAN	kg/hr	65.2441	65.2441	11.1037	52.8892	1.25112
CYCHEXEN	kg/hr	112.421	112.421	4.90965	91.4354	16.076
CYCHEXAN	kg/hr	152.572	152.572	7.57941	125.83	19.1632
MTHCYCPT	kg/hr	109.411	109.411	8.05118	94.5027	6.85672
MTCYCHXA	kg/hr	109.411	109.411	1.14497	43.448	64.8176
PRCYCHXA	kg/hr	152.573	152.573	0.000248803	0.0832638	151.978

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
BICYCHEX	kg/hr	88.3315	88.3315	1.33669E-15	5.83039E-11	0.070029
BICYPRHX	kg/hr	88.3315	88.3315	0.000813519	0.245185	88.0745
NAPHTLEN	kg/hr	24.09	24.09	4.44341E-11	3.70726E-07	2.62721
CHRYSENE	kg/hr	322.209	322.209	7.65566E-45	1.72483E-34	1.00492E-08
FURFURAL	kg/hr	0.814881	0.814881	1.91824E-06	0.0011119	0.813722
FURFYALC	kg/hr	0.142414	0.142414	9.26323E-09	2.48642E-05	0.142384
FURAN	kg/hr	29.0887	29.0887	8.88713	19.9116	0.290054
DIMTYFUR	kg/hr	40.039	40.039	1.0473	30.4178	8.57391

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
METHANOL	kg/hr	0.135671	0.135671	0.017116	0.11706	0.00149532
ETHANOL	kg/hr	3.0979	3.0979	0.140376	2.87868	0.0788438
PROPANOL	kg/hr	3.88862	3.88862	0.0491133	3.07596	0.763546
BUTANOL	kg/hr	4.01424	4.01424	0.0278082	2.32866	1.65777
HEXANOL	kg/hr	4.01506	4.01506	4.42134E-07	0.000705232	4.01341
PENTANOL	kg/hr	4.01474	4.01474	3.65125E-05	0.0195516	3.99514
CYCHXNOL	kg/hr	9.03275	9.03275	4.96336E-06	0.00379847	9.02593
HAA	kg/hr	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0	0
PROPINAL	kg/hr	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	0.0219778	0.0219778	2.92801E-23	2.58614E-17	5.63694E-06
LVG	kg/hr	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	DIST-FD1	DIST-FD2	GAS	GASOLINE	NAPHTHA
From		VG-SEP	HEATER-6	ATM-DIS	ATM-DIS	ATM-DIS
To		HEATER-6	ATM-DIS	MIX	MIX	COOLER-6
Temperature	C	79.5672	150	0.792322	0.792322	142.557
Pressure	bar	30.58	30.58	1.08248	1.08248	1.91379
Mass Flows	kg/hr	2487.37	2487.37	289.546	657.454	729
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0	0
PRCYHXOL	kg/hr	9.03275	9.03275	4.96336E-06	0.00379847	9.02593

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
N ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂ O	kg/hr	1.05057E-10	1.15504E-11	0.0177779	1.05057E-10	1.15504E-11
CO	kg/hr	0	0	0	0	0
CO ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
H ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
CH ₄	kg/hr	2.44206E-14	5.60516E-16	0.051767	2.44206E-14	5.60516E-16

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
PKS	kg/hr	0	0	0	0	0
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0
C	kg/hr	0	0	0	0	0
S	kg/hr	0	0	0	0	0
CL ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
HCL	kg/hr	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/hr	5.36483E-13	2.19593E-14	0.0259926	5.36483E-13	2.19593E-14
ETHYLENE	kg/hr	8.72093E-14	3.11103E-15	0.0105852	8.72093E-14	3.11103E-15

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
PROPANE	kg/hr	1.92735E-11	1.19366E-12	0.0574967	1.92735E-11	1.19366E-12
PROPENE	kg/hr	6.64524E-12	3.96212E-13	0.0274129	6.64524E-12	3.96212E-13
PHENOL	kg/hr	0.000616485	0.000351026	0.998284	0.000616485	0.000351026
N-BUTANE	kg/hr	9.10331E-10	8.47331E-11	0.180446	9.10331E-10	8.47331E-11
AMMONIA	kg/hr	0	0	0	0	0
CRESOL	kg/hr	0.035972	0.0265227	2.72752	0.035972	0.0265227
XYLITOL	kg/hr	2.91964E-10	2.43393E-09	3.2958E-16	2.91964E-10	2.43393E-09
ETYLPHEN	kg/hr	2.2038	2.20034	0.752971	2.2038	2.20034

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
PRPNYPHN	kg/hr	1.07268	0.911232	7.11889	1.07268	0.911232
BENZENE	kg/hr	2.36478E-06	5.61161E-07	5.13389	2.36478E-06	5.61161E-07
TOLUENE	kg/hr	2.59087E-05	8.8441E-06	9.7224	2.59087E-05	8.8441E-06
M-XYLENE	kg/hr	0.00150786	0.000722437	11.9954	0.00150786	0.000722437
ETYLBNZNE	kg/hr	0.00107002	0.000503759	11.9658	0.00107002	0.000503759
PROPBENZ	kg/hr	0.0246843	0.013571	46.1002	0.0246843	0.013571
N-PENTAN	kg/hr	3.08739E-08	4.15602E-09	0.514582	3.08739E-08	4.15602E-09
N-HEXANE	kg/hr	1.10866E-06	2.11457E-07	2.80217	1.10866E-06	2.11457E-07

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบรยภาค (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
N-HEPTAN	kg/hr	2.73067E-05	7.23768E-06	25.2442	2.73067E-05	7.23768E-06
N-OCTANE	kg/hr	0.00122208	0.000443122	58.0698	0.00122208	0.000443122
N-NONAN	kg/hr	0.0586475	0.0288514	70.162	0.0586475	0.0288514
N-DECANE	kg/hr	2.17219	1.43456	58.7898	2.17219	1.43456
UNDECAN	kg/hr	38.9449	34.2771	25.9489	38.9449	34.2771
DODECAN	kg/hr	59.6317	69.0527	1.211	59.6317	69.0527
TRIDECAN	kg/hr	43.4719	65.1819	0.0629716	43.4719	65.1819
TETDECAN	kg/hr	33.3115	65.2355	0.00941751	33.3115	65.2355

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
PENTDECA	kg/hr	28.0424	70.2616	0.00213218	28.0424	70.2616
OCTDECAN	kg/hr	14.2185	70.2637	3.06326E-05	14.2185	70.2637
CYCPNTAN	kg/hr	1.96581E-07	3.37082E-08	1.25112	1.96581E-07	3.37082E-08
CYCHEXEN	kg/hr	9.89957E-06	2.52347E-06	16.076	9.89957E-06	2.52347E-06
CYCHEXAN	kg/hr	1.30928E-05	3.30887E-06	19.1632	1.30928E-05	3.30887E-06
MTHCYCPT	kg/hr	3.59801E-06	7.96536E-07	6.85672	3.59801E-06	7.96536E-07
MTCYCHXA	kg/hr	0.000139745	4.52958E-05	64.8176	0.000139745	4.52958E-05
PRCYCHXA	kg/hr	0.754335	0.51141	151.978	0.754335	0.51141

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
BICYCHEX	kg/hr	44.8935	88.2615	0.070029	44.8935	88.2615
BICYPRHX	kg/hr	0.0228319	0.0110354	88.0745	0.0228319	0.0110354
NAPHTLEN	kg/hr	16.0149	21.4628	2.62721	16.0149	21.4628
CHRYSENE	kg/hr	12.7195	322.209	1.00492E-08	12.7195	322.209
FURFURAL	kg/hr	9.05908E-05	4.48499E-05	0.813722	9.05908E-05	4.48499E-05
FURFYALC	kg/hr	1.28141E-05	5.33091E-06	0.142384	1.28141E-05	5.33091E-06
FURAN	kg/hr	7.99086E-09	1.03661E-09	0.290054	7.99086E-09	1.03661E-09
DIMTYFUR	kg/hr	3.07604E-06	7.71469E-07	8.57391	3.07604E-06	7.71469E-07

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
METHANOL	kg/hr	1.33583E-11	1.42704E-12	0.00149532	1.33583E-11	1.42704E-12
ETHANOL	kg/hr	1.83741E-09	2.30746E-10	0.0788438	1.83741E-09	2.30746E-10
PROPANOL	kg/hr	3.837E-08	6.62447E-09	0.763546	3.837E-08	6.62447E-09
BUTANOL	kg/hr	1.55195E-07	3.04479E-08	1.65777	1.55195E-07	3.04479E-08
HEXANOL	kg/hr	0.001969	0.000947231	4.01341	0.001969	0.000947231
PENTANOL	kg/hr	5.09562E-05	1.76618E-05	3.99514	5.09562E-05	1.76618E-05
CYCHNOL	kg/hr	0.00539575	0.00301196	9.02593	0.00539575	0.00301196
HAA	kg/hr	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
GLYOX	kg/hr	0	0	0	0	0
PROPANAL	kg/hr	0	0	0	0	0
C ₃ H ₄ O ₂	kg/hr	0	0	0	0	0
HMF	kg/hr	0.00984903	0.0219722	5.63694E-06	0.00984903	0.0219722
LVG	kg/hr	0	0	0	0	0
XYL	kg/hr	0	0	0	0	0
PCOUMARY	kg/hr	0	0	0	0	0
FE2MACR	kg/hr	0	0	0	0	0

ตารางที่ ๑-1 ผลการการศึกษ้อัตราการไหลเชิงมวลของกระบวนการแยกผลิตภัณฑ์โดยหอกลั่นแบบบรรยากาศ (ต่อ)

Stream Name	Units	KREOSENE	DIESEL	TO-TANK1	TO-TANK2	TO-TANK3
From		ATM-DIS	ATM-DIS	COOLER-6	COOLER-7	COOLER-8
To		COOLER-7	COOLER-8			
Temperature	C	276.584	310.751	40	40	40
Pressure	bar	3.00858	3.13022	1	1	1
Mass Flows	kg/hr	297.621	811.375	729	297.621	811.375
CH ₂ O	kg/hr	0	0	0	0	0
CH ₃ CHO	kg/hr	0	0	0	0	0
PRCYHXOL	kg/hr	0.00539575	0.00301196	9.02593	0.00539575	0.00301196

ภาคผนวก ข

ผลการออกแบบเครื่องแยกเปลี่ยนความร้อนด้วยโปรแกรม Aspen Energy Analyzer

ตาราง ข-1 ข้อมูลสมมูลมวลสารและพลังงานของกระแสสำหรับเครื่องแยกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการที่ศึกษา

ชื่อกระแส (ร้อน-เย็น)	อุณหภูมิเริ่มต้น (°C)	อุณหภูมิเป้าหมาย (°C)	อัตราการไหล (kg/h)	ค่าความจุความร้อน (kJ/kg-°C)	เอนทัลปี (kJ/h)	อัตราการไหลเชิงประจวบความร้อน (kJ/h-°C)
HOT GAS	1090	100	3220	1.44	-2.03E+07	4653
SYNGAS-2	508.1	240	6375	2.50	-3.59E+07	15938
PYR-GAS1	500	40	7032	2.05	-3.73E+07	14384
DISEL	310.8	40	811	2.78	-1.23E+05	2255
2-PHASE1	300	20	6074	3.18	-3.98E+07	19304
KEROSENE	276.6	40	298	3.04	-3.19E+05	905
SYNGAS-4	240	60	25387	2.09	-2.90E+08	52984
NAPHTHA	142.6	40	729	2.46	-1.06E+06	1790
CONDENSER	82.5	0.8	290	1.79	-3.50E+06	519
PYR-GAS2	40	20	7032	1.97	-4.70E+07	13826

ตาราง ข-1 ข้อมูลสมมูลมวลสารและพลังงานของกระแสสำหรับารออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการที่ศึกษา (ต่อ)

ชื่อกระแส (ร้อน-เย็น)	อุณหภูมิเริ่มต้น (°C)	อุณหภูมิเป้าหมาย (°C)	อัตราการไหล (kg/h)	ค่าความจุความร้อน (kJ/kg-°C)	เอนทาลปี (kJ/h)	อัตราการไหลเชิงประจุกความร้อน (kJ/h-°C)
H2O-OUT1	20	40	113	6.78	-1.66E+06	764
REBOILER	276.6	310.8	11486	2.78	3.51E+06	31927
HT1-PROD	270	350	6074	3.30	-4.06E+07	20036
H2-FD2	262.8	270	502	14.69	1.82E+06	7373
DIST-FD1	79.6	150	2487	2.09	-3.55E+06	5198
OIL-FD2	53.7	270	5572	2.54	-4.09E+07	14159
AIR-FD1	25	381	40000	1.01	-1.08E-09	40446
H2O-FD1	25	900	2860	4.12	-4.54E+07	11782
H2O-FD2	25	240	19125	4.12	-3.03E+08	78788
AUQ-PHSE	20	40	2597	4.49	-4.08E+07	11674

ตาราง ข-2 ผลการศึกษา ΔT_{min} ในช่วง 3 – 25 °C ที่มีผลต่อความต้องการกระแสความร้อน อุปกรณ์เครื่องปรับอากาศ พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน จำนวนเซลล์ จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ตัวชี้วัดเงินลงทุน และค่าใช้จ่ายรวม

ΔT_{min} (°C)	กระแสความร้อนอุปกรณ์ ร้อน (kg/h)	กระแสความร้อนอุปกรณ์ เย็น (kg/h)	พื้นที่แลกเปลี่ยน ความร้อน (m ²)	จำนวนเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวน เซลล์	ตัวชี้วัดเงินลงทุน (ดอลลาร์)	ค่าใช้จ่ายรวม (ดอลลาร์/ปี)
3	16523891.6	216966.8	3754.304668	37	156	2136922.389	268,820
4	16557540.6	250615.8	3458.084466	37	114	1906636.419	252,878
5	16591189.6	284264.8	3244.62462	37	107	1801137.041	245,955
6	16624838.6	317913.8	3079.99137	37	124	1779782.607	245,113
7	16658487.6	351562.8	2947.222975	37	119	1715271.306	241,153
8	16692136.6	385211.8	2836.714702	37	96	1619298.519	234,918
9	16725785.6	418860.8	2742.541346	37	109	1617513.947	235,491
10	16759434.6	452509.8	2660.81072	37	106	1581562.233	233,594
11	16793083.6	486158.8	2532.039389	38	99	1526539.624	230,650
12	16826732.6	519807.8	2429.285773	38	94	1475043.299	227,961

ตาราง ช-2 ผลการศึกษา ΔT_{\min} ในช่วง 3 – 25 °C ที่มีผลต่อความต้องการการกระจายอุณหภูมิภาคร้อน กระแสสารอุณหภูมิภาคร้อน พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน จำนวนเซลล์ จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ตัววัดเงินลงทุน และค่าใช้จ่ายรวม (ต่อ)

ΔT_{\min} (°C)	กระแสสารอุณหภูมิภาค ร้อน (kg/h)	กระแสสารอุณหภูมิภาค เย็น (kg/h)	พื้นที่แลกเปลี่ยน ความร้อน (m ²)	จำนวนเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวน เซลล์	ตัววัดเงินลงทุน (ดอลลาร์)	ค่าใช้จ่ายรวม (ดอลลาร์/ปี)
13	16860381.6	553456.8	2343.917955	38	93	1436725.092	226,224
14	16894030.6	587105.8	2270.992331	38	86	1389576.579	223,849
15	16927679.6	620754.8	2207.411066	37	83	1346736.018	221,785
16	16966836.6	659911.8	2149.776897	41	89	1379463.819	225,219
17	17005993.6	699068.8	2098.072368	41	86	1351141.368	224,240
18	17045150.6	738225.8	2051.218413	41	84	1332174.216	223,938
19	17084307.6	777382.8	2008.405819	41	83	1312964.327	223,618
20	17123464.6	816539.8	1969.012529	40	81	1284597.366	222,636
21	17162621.6	855696.8	1932.233134	44	83	1317312.412	226,102
22	17201778.6	894853.8	1898.020271	44	82	1300068.225	225,958
23	17240935.6	934010.8	1866.054584	44	76	1275337.932	225,272

ตาราง ช-2 ผลการศึกษา ΔT_{min} ในช่วง 3 – 25 °C ที่มีผลต่อความต้องการกระแสความร้อน พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน จำนวนเซลล์ จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ตัวชี้วัดเงินลงทุน และค่าใช้จ่ายรวม (ต่อ)

ΔT_{min} (°C)	กระแสความร้อน (kg/h)	กระแสความร้อน (kg/h)	พื้นที่แลกเปลี่ยน ความร้อน (m ²)	จำนวนเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวน เซลล์	ตัวชี้วัดเงินลงทุน (ดอลลาร์)	ค่าใช้จ่ายรวม (ดอลลาร์/ปี)
24	17280092.6	973167.8	1836.072707	44	80	1275056.412	226,353
25	17319249.6	1012324.8	1807.854808	44	78	1258654.362	226,270

ตาราง ช-3 ข้อมูลต้นทุนเครื่องคอมโพสิตร้อนและเย็นโคงคอมโพสิตเย็น

อุณหภูมิกระแสร้อน (°C)	เอนทาลปีของกระแสร้อน (kJ/h)	อุณหภูมิกระแสเย็น (°C)	เอนทาลปีของกระแสเย็น (kJ/h)
2323	1.27E+09	900	1.27E+09
1090	1.09E+09	381	7.49E+08
698	9.74E+08	350	7.17E+08
500	7.59E+08	290	6.33E+08
300	4.79E+08	270	6.01E+08

ตาราง ข-3 ข้อมูลเส้นโค้งคอมโพสิทร้อนและเส้นโค้งคอมโพสิทเย็น (ต่อ)

อุณหภูมิกระแสน้ำร้อน (°C)	เอนทาลปีของกระแสน้ำร้อน (kJ/h)	อุณหภูมิกระแสน้ำเย็น (°C)	เอนทาลปีของกระแสน้ำเย็น (kJ/h)
290	4.62E+08	256	5.81E+08
270	4.27E+08	240	5.59E+08
243	3.83E+08	190	4.50E+08
240	3.79E+08	85	2.11E+08
156	2.14E+08	57	1.55E+08
118	1.38E+08	40	1.22E+08
100	1.03E+08	25	9.00E+07
60	2.78E+07	20	8.91E+07
40	1.29E+07		
20	1.13E+04		

ตาราง ซ-4 ข้อมูลเส้นโค้งแอมพลิจูดของกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ

อุณหภูมิ (°C)	เอนทาลปี (MJ/h)	อุณหภูมิ (°C)	เอนทาลปี (MJ/h)	อุณหภูมิ (°C)	เอนทาลปี (MJ/h)
1082.5	16927.6796	284.1	13166.28	87.1	3741.823
907.5	17741.9546	277.5	13062.462	75	3093.8317
500.6	14841.1645	270.3	12938.4348	61.2	2361.9625
492.5	14912.5174	269.1	12926.6112	52.5	2023.75
388.5	17324.5894	247.5	12733.3344	47.5	1564.455
357.5	16789.7464	232.5	11417.2944	32.5	0
318.3	15328.0176	157.5	7615.5444	27.5	106.055
303.3	14289.7776	135.1	6363.6532	12.5	610.79
292.5	13566.5988	92.5	4059.0784	-6.7	620.7548

ตาราง ซ-5 ข้อมูลเส้นโค้งการกระจายแสงสารอนุภาคสำหรับกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนชีวภาพ

อุณหภูมิ (°C)	เอนทาลปี (MJ/h)
992.5	16927679.6
392.5	12294654.4
242.5	12294654.4
241.5	0
32.5	0
27.5	106055
-16.5	106055
-17.5	620754.8



ตารางที่ ข-6 ดัชนีราคาของการออกแบบเครื่องใช้ระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 การออกแบบ

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
1	กระแสสารอุณหภูมิความร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0.06	418.08
	กระแสสารอุณหภูมิต่ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0.00	134.82
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0.06	410.26
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1300878.31	95.94
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0.07	271.78
2	กระแสสารอุณหภูมิความร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	417
	กระแสสารอุณหภูมิต่ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1248948	92
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	270

ตารางที่ ข-6 ดัชนีราคาของการออกแบบเครื่องช่วยระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 การออกแบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
3	กระแสสารอุณหภูมิความร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	418
	กระแสสารอุณหภูมิต่ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1355332	100
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	274
4	กระแสสารอุณหภูมิความร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	417
	กระแสสารอุณหภูมิต่ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1206948	89
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	268

ตารางที่ ข-6 ดัชนีราคาของการออกแบบเครื่องใช้ระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 การออกแบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
5	กระแสสารอุณหภูมิความร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	417
	กระแสสารอุณหภูมิต่ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1760953	130
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	286
6	กระแสสารอุณหภูมิความร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	418
	กระแสสารอุณหภูมิต่ำเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1240047	91
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	270

ตารางที่ ข-6 ดัชนีราคาของการออกแบบเครื่องใช้ระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 การออกแบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
7	กระแสความร้อนไปเครื่องร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	107
	กระแสความร้อนไปเครื่องเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	150
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	108
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1506268	111
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	109
8	กระแสความร้อนไปเครื่องร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	418
	กระแสความร้อนไปเครื่องเย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1413508	104
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	275

ตารางที่ ข-6 ดัชนีราคาของการออกแบบเครื่องใช้ระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 การออกแบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
9	กระแสความร้อนไผ่คร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	417
	กระแสความร้อนไผ่เย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1254061	92
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	270
10	กระแสความร้อนไผ่คร้อน (Heating)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	417
	กระแสความร้อนไผ่เย็น (Cooling)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	135
	ต้นทุนการดำเนินการ (Operating Cost/s)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	410
	ต้นทุนของเงินลงทุน (Capital Cost)	ดอลลาร์	1277235	94
	ต้นทุนรวม (Total Cost)	ดอลลาร์/ชั่วโมง	0	271

ตารางที่ ช-7 ประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 แบบ

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
1	กระแสน้ำวน/หม้อไอน้ำ (Heating)	กิโลจูล/ชั่วโมง	80131359.75	473.37
	กระแสน้ำวน/หม้อเย็น (Cooling)	กิโลจูล/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	31.00	83.78
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	66.00	75.86
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2852.63	119.30
2	กระแสน้ำวน/หม้อไอน้ำ (Heating)	กิโลจูล/ชั่วโมง	79980418.37	472.48
	กระแสน้ำวน/หม้อเย็น (Cooling)	กิโลจูล/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	31.00	83.78
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	68.00	78.16
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2694.51	112.69

ตารางที่ ข-7 ประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 แบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
3	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อก (Heating)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	80131359.75	473.37
	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อกเย็น (Cooling)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	33.00	89.19
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	83.00	95.40
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2861.12	119.66
4	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อก (Heating)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	79980418.37	472.48
	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อกเย็น (Cooling)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	28.00	75.68
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	67.00	77.01
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2647.67	110.73

ตารางที่ ข-7 ประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 แบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
5	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อก (Heating)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	79980418.37	472.48
	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อกเย็น (Cooling)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	33.00	89.19
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	92.00	105.75
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	4171.75	174.47
6	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อก (Heating)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	80131359.75	473.37
	กระแสน้ำวน/โกลด์คร็อกเย็น (Cooling)	กิโลวัตต์/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	31.00	83.78
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	76.00	87.36
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2603.61	108.89

ตารางที่ ข-7 ประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 แบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
7	กระแสน้ำวน/ฮีตเตอร์ (Heating)	กิโลจูล/ชั่วโมง	17353607.90	102.52
	กระแสน้ำวน/คูลเลอร์ (Cooling)	กิโลจูล/ชั่วโมง	4219860.11	679.80
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	32.00	86.49
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	86.00	98.85
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	3321.25	138.90
8	กระแสน้ำวน/ฮีตเตอร์ (Heating)	กิโลจูล/ชั่วโมง	80131359.75	473.37
	กระแสน้ำวน/คูลเลอร์ (Cooling)	กิโลจูล/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	35.00	94.59
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	76.00	87.36
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	3001.68	125.54

ตารางที่ ข-7 ประสิทธิภาพของการออกแบบเครือข่ายของระบบแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 แบบ (ต่อ)

แบบที่	รายการ	หน่วย	ดัชนีราคา (Cost Index)	เป้าหมาย (%)
9	กระแสสารอุณหภูมิทำความร้อน (Heating)	กิโลจูลน์/ชั่วโมง	79980418.37	472.48
	กระแสสารอุณหภูมิลดเย็น (Cooling)	กิโลจูลน์/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	31.00	83.78
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	71.00	81.61
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2702.23	113.01
10	กระแสสารอุณหภูมิทำความร้อน (Heating)	กิโลจูลน์/ชั่วโมง	79980418.37	472.48
	กระแสสารอุณหภูมิลดเย็น (Cooling)	กิโลจูลน์/ชั่วโมง	705002.30	113.57
	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (No. of Units)	-	29.00	78.38
	จำนวนของเซลล์ (No. of Shells)	-	64.00	73.56
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนรวม (Total Area)	ตร.ม.	2848.06	119.11

ตารางที่ ข-8 ปัจจัยในการพิจารณาเลือกการออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 10 การออกแบบ

การออกแบบ	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (m ²)	%Target	จำนวนเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	จำนวนเซลล์
1	2852.63	119.30	31	66
2	2694.51	112.69	31	68
3	2861.12	119.66	33	83
4	2647.67	110.73	28	67
5	4171.75	174.47	33	92
6	2603.61	108.89	31	76
7	3321.25	138.90	32	86
8	3001.68	125.54	35	76
9	2702.23	113.01	31	71
10	2848.06	119.11	29	64

ตารางที่ ข-9 ต้นทุนรวมและเงินลงทุนรวมของการออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนควาทรอนทั้ง 10 การออกแบบ

การออกแบบ	ต้นทุนรวม (\$/hr)	ต้นทุนของเงินลงทุน (\$)
1	251.91	1300878.31
2	250.02	1248948.11
3	253.55	1355332.03
4	248.75	1206947.70
5	265.44	1760953.08
6	250.08	1240046.88
7	101.27	1506267.80
8	255.31	1413508.40
9	250.17	1254060.81
10	250.87	1277234.55

ตารางที่ ข-10 ข้อมูลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกที่ 7 ที่สามารถออกแบบเครื่องถ่ายแกลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด

รายการ	ชื่อเครื่อง	ภาระ (Load) (kg/h)	ต้นทุนราคา (ดอลลาร์)	พื้นที่ (m ²)	Shell	LMTD (°C)	Overall U (kg/h-m ² -°C)
1	E-153	57912	11392	2.0	1	46.4	624
2	E-151	15280	10127	0.1	1	218.9	697
3	E-143	115824	11894	2.9	1	63.3	624
4	E-149	149631	11932	3.0	1	140.9	360
5	E-126	49826	10482	0.5	1	260.8	360
6	E-134	902091	16823	14.6	1	178.3	360
7	E-136	1667036	224597	583.3	12	10.0	360
8	E-124	3691149	112221	287.3	5	44.0	360
9	E-122	472124	13487	5.3	2	255.2	360
10	E-152	1925829	28128	41.6	2	66.5	697
11	E-140	610654	19785	19.2	2	90.1	360
12	E-142	42402	10926	1.2	1	56.8	624

ตารางที่ ช-10 ข้อมูลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกที่ 7 ที่สามารถออกแบบเครื่องถ่ายรังแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด (ต่อ)

รายการ	ชื่อเครื่อง	ภาระ (Load) (kg/h)	ดัชนีราคา (ดอลลาร์)	พื้นที่ (m ²)	Shell	LMTD (°C)	Overall U (kg/h-m ² ·°C)
13	E-144	276520	14321	8.2	1	53.9	624
14	E-139	214123	14530	7.3	2	82.4	360
15	E-127	6791646	88195	258.4	2	37.9	697
16	E-131	365939	16733	14.3	1	84.8	360
17	E-133	2634509	36946	81.1	1	46.7	697
18	E-135	2067318	121493	320.2	5	22.6	360
19	E-141	554025	31147	59.9	1	13.5	684
20	E-145	1602880	25320	40.1	1	170.0	257
21	E-147	664638	37262	55.1	5	42.2	360
22	E-138	51050	10443	0.5	1	153.4	697
23	E-130	1091903	48830	107.7	2	34.3	360
24	E-128	4279327	53180	111.2	3	186.5	257

ตารางที่ ข-10 ข้อมูลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกที่ 7 ที่สามารถออกแบบหรือขายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด (ต่อ)

รายการ	ชื่อเครื่อง	ภาระ (Load) (kg/h)	ดัชนีราคา (ดอลลาร์)	พื้นที่ (m ²)	Shell	LMTD (°C)	Overall U (kg/h-m ² ·°C)
25	E-132	886118	132201	310.0	9	10.0	360
26	E-148	6398	10909	1.2	1	15.1	360
27	E-146	53086	10802	1.0	1	207.1	257
28	E-150	183654	16178	10.8	2	51.8	360
29	E-137	9537120	186102	644.3	3	51.2	360
30	E-129	2560215	54084	114.1	3	77.2	360
31	E-123	2278984	34821	61.6	2	129.4	360
32	E-125	3320076	80976	153.1	10	75.5	360

ตารางที่ ข-10 ข้อมูลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกที่ 7 ที่สามารถออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด (ต่อ)

รายการ	ชื่อเครื่อง	กระแสร้อน	อุณหภูมิขาเข้า (°C)	อุณหภูมิขาออก (°C)	กระแสนเย็น	อุณหภูมิขาเข้า (°C)	อุณหภูมิขาออก (°C)	ΔT_{min} ร้อน	ΔT_{min} เย็น
1	E-153	2-PHASE1	23.0	20.0	Refrigerant 1	-25.0	-24.9	47.9	45.0
2	E-151	HP Steam	249.2	249.0	H2O-OUT1	20.0	40.0	209.2	229.0
3	E-143	2-PHASE1	57.7	23.0	Refrigerant 1	-24.9	-24.0	81.7	47.9
4	E-149	HOT GAS	275.0	100.0	H2O-FD1	25.0	37.7	237.3	75.0
5	E-126	2-PHASE1	300.0	297.4	AUQ-PHSE	35.7	40.0	260.0	261.7
6	E-134	SYNGAS-2	296.6	240.0	AIR-FD1	30.5	146.3	150.3	209.5
7	E-136	PYR-GAS1	156.3	40.4	AIR-FD1	30.5	146.3	10.0	10.0
8	E-124	PYR-GAS1	500.0	243.4	AIR-FD1	233.4	381.0	119.0	10.0
9	E-122	HOT GAS	1090.0	275.0	OIL-FD2	236.7	270.0	820.0	38.3
10	E-152	HP Steam	249.2	249.0	OIL-FD2	53.7	236.7	12.5	195.3
11	E-140	DISEL	310.8	40.0	H2O-FD2	25.0	32.8	278.0	15.0
12	E-142	CONDENSER	82.5	0.8	Refrigerant 1	-24.9	-24.0	106.5	25.7

ตารางที่ ข-10 ข้อมูลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกที่ 7 ที่สามารถออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด (ต่อ)

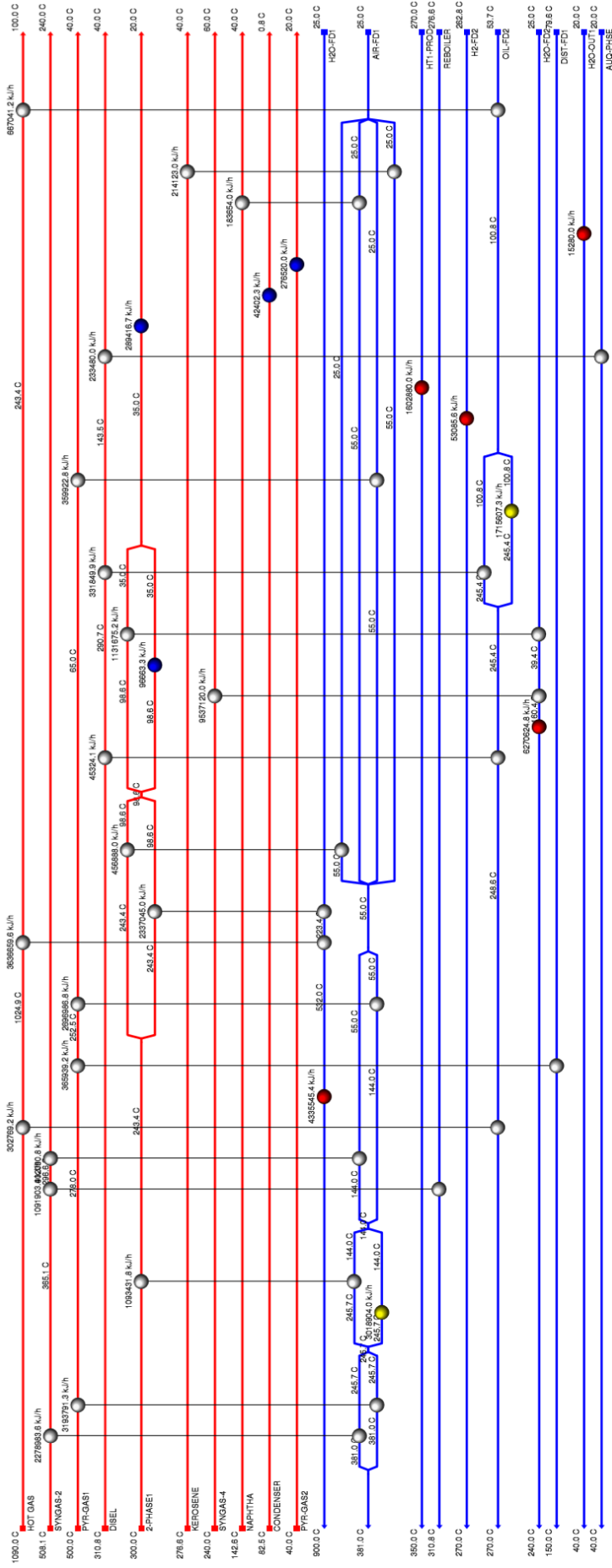
รายการ	ชื่อเครื่อง	กระแสร้อน	อุณหภูมิเข้า (°C)	อุณหภูมิออก (°C)	กระแสนเย็น	อุณหภูมิเข้า (°C)	อุณหภูมิออก (°C)	ΔT_{min} ฝั่งร้อน	ΔT_{min} ฝั่งเย็น
13	E-144	PYR-GAS2	40.0	20.0	Refrigerant 1	-24.9	-24.0	64.0	44.9
14	E-139	KEROSENE	276.6	40.0	AIR-FD1	25.2	30.5	246.1	14.8
15	E-127	HP Steam	250.0	249.4	H2O-FD2	153.8	240.0	10.0	95.6
16	E-131	PYR-GAS1	243.4	156.3	DIST-FD1	79.6	150.0	93.4	76.7
17	E-133	HP Steam	249.4	249.2	AIR-FD1	146.3	233.4	16.0	102.8
18	E-135	2-PHASE1	164.8	57.7	AIR-FD1	30.5	146.3	18.4	27.2
19	E-141	2-PHASE1	57.7	23.0	Cooling Water	20.0	20.7	37.0	3.0
20	E-145	Fired Heat (1000)	567.4	400.0	HT1-PROD	270.0	350.0	217.4	130.0
21	E-147	HOT GAS	275.0	100.0	OIL-FD2	53.7	236.7	38.3	46.3
22	E-138	HP Steam	249.0	249.0	AIR-FD1	30.5	146.3	102.7	218.5
23	E-130	SYNGAS-2	365.1	296.6	REBOILER	276.6	310.8	54.3	20.0
24	E-128	Fired Heat (1000)	1000.0	567.4	H2O-FD1	255.0	900.0	100.0	312.4

ตารางที่ ข-10 ข้อมูลเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการออกที่ 7 ที่สามารถออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ดีที่สุด (ต่อ)

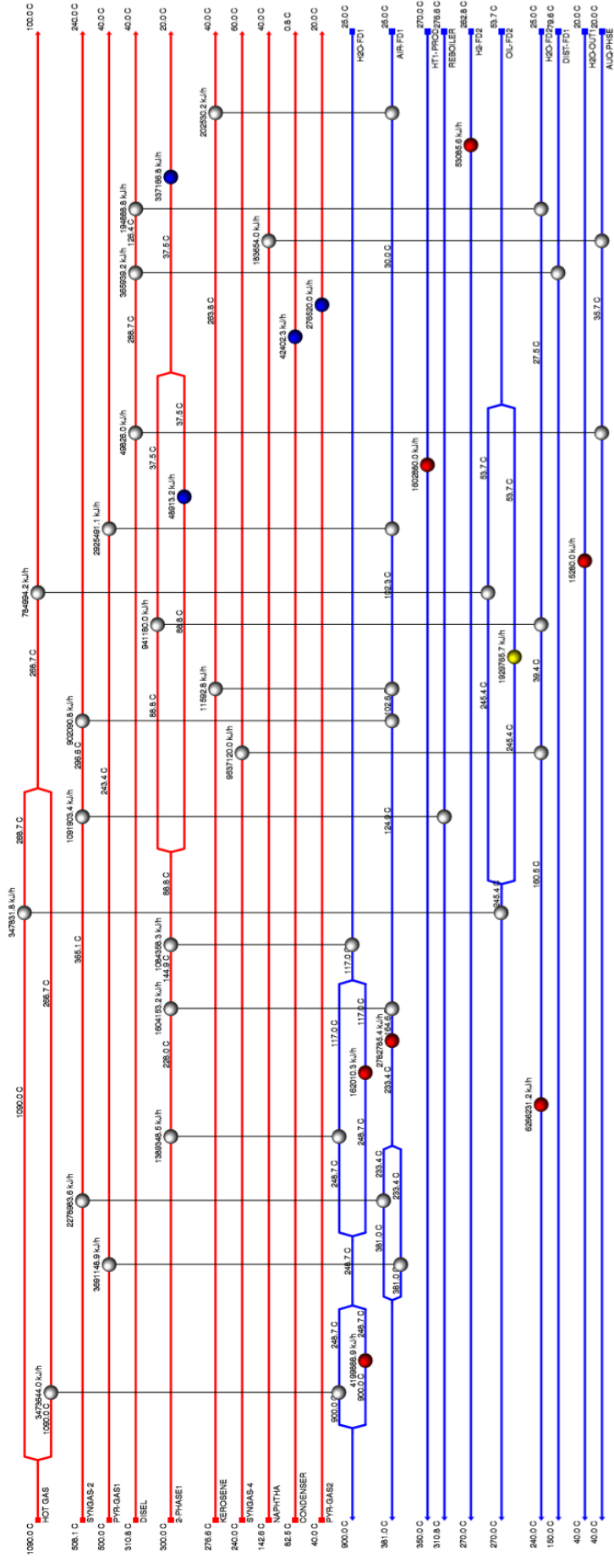
รายการ	ชื่อเครื่อง	กระแสร้อน	อุณหภูมิเข้า (°C)	อุณหภูมิออก (°C)	กระแสเย็น	อุณหภูมิเข้า (°C)	อุณหภูมิออก (°C)	ΔT_{min} ร้อน	ΔT_{min} เย็น
25	E-132	PYR-GAS1	243.4	156.3	AIR-FD1	146.3	233.4	10.0	10.0
26	E-148	PYR-GAS1	40.4	40.0	AIR-FD1	25.0	25.2	15.3	15.0
27	E-146	Fired Heat (1000)	567.4	400.0	H2-FD2	262.8	270.0	297.4	137.2
28	E-150	NAPHTHA	142.6	40.0	AUQ-PHSE	20.0	35.7	106.9	20.0
29	E-137	SYNGAS-4	240.0	60.0	H2O-FD2	32.8	153.8	86.2	27.2
30	E-129	2-PHASE1	297.4	164.8	H2O-FD1	37.7	255.0	42.4	127.1
31	E-123	SYNGAS-2	508.1	365.1	AIR-FD1	233.4	381.0	127.1	131.7
32	E-125	HOT GAS	1090.0	275.0	H2O-FD1	255.0	900.0	190.0	20.0

ตารางที่ ข-11 ผลการเปรียบเทียบกระแสสารณูปโภคที่ต้องการระหว่างกระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพแบบทั่วไปกับแบบทำ Heat integration

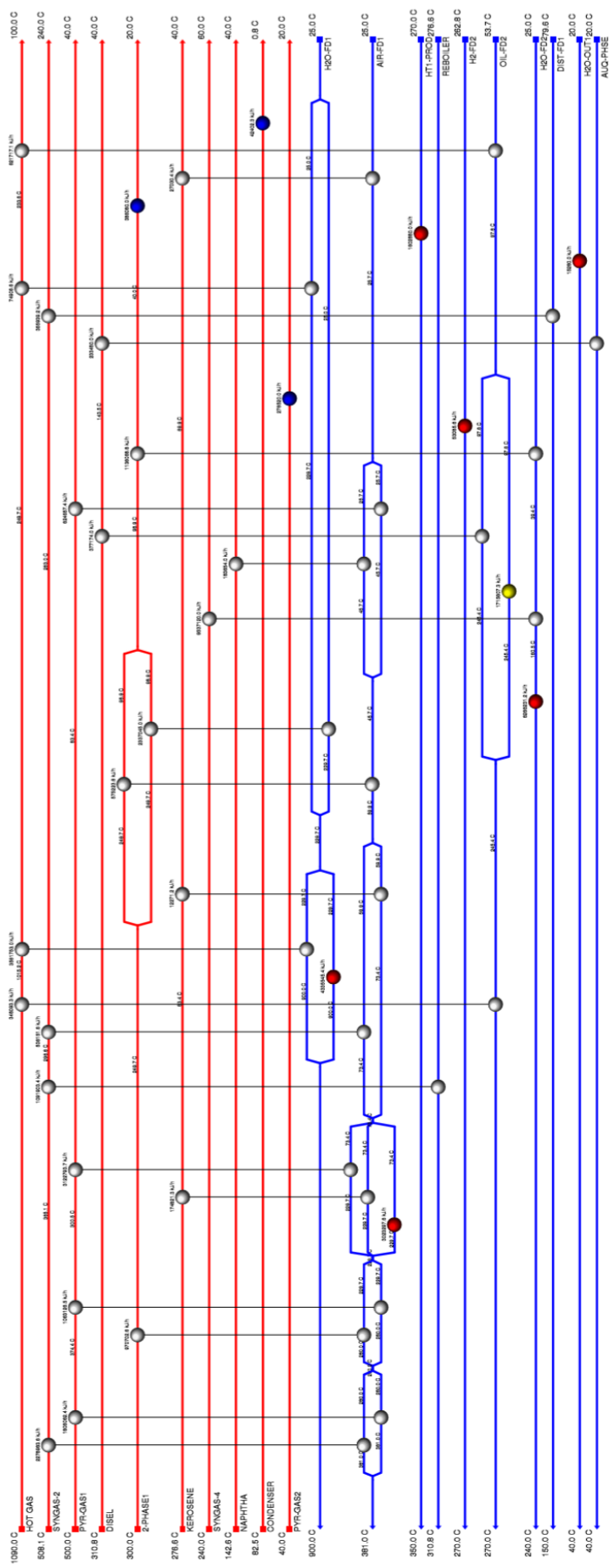
กระแสสารณูปโภค	ปริมาณที่ต้องการ (kg/h)	กระบวนการผลิตพลังงานทดแทน เชื้อเพลิงชีวภาพแบบทั่วไป (T/h)	กระบวนการผลิตพลังงานทดแทนเชื้อเพลิงชีวภาพ แบบทำ Heat integration (T/h)
MP Steam Generation	0.00	0.0000	0
Refrigerant 1	458642.14	458.6421	129
HP Steam	7532307858.78	7532307.8588	7
Fired Heat (1000)	34743234168.47	34743234.1685	8
Hot Oil	33088794765.33	33088794.7653	0
Cooling Water	673910.41	673.9104	5
Fired Heat (2000)	401.16	0.4012	0



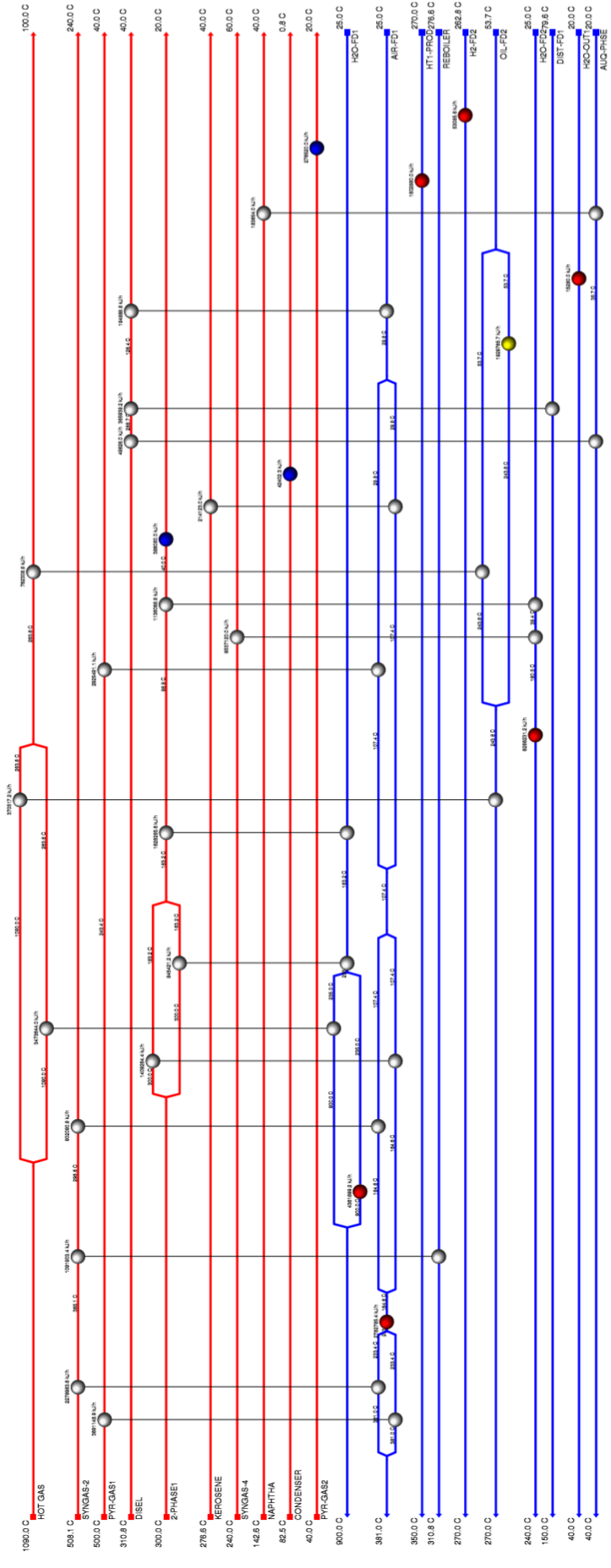
รูปที่ ข-1 การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 1



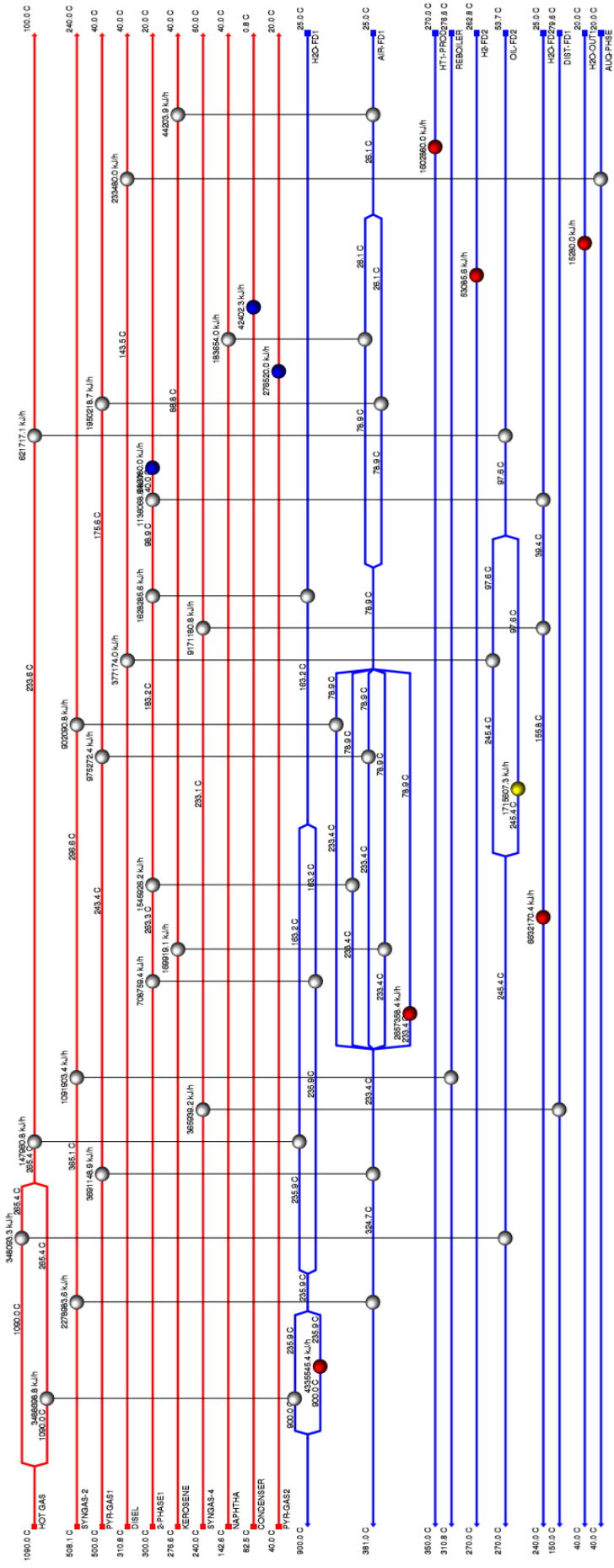
รูปที่ ๒-๒ การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 2



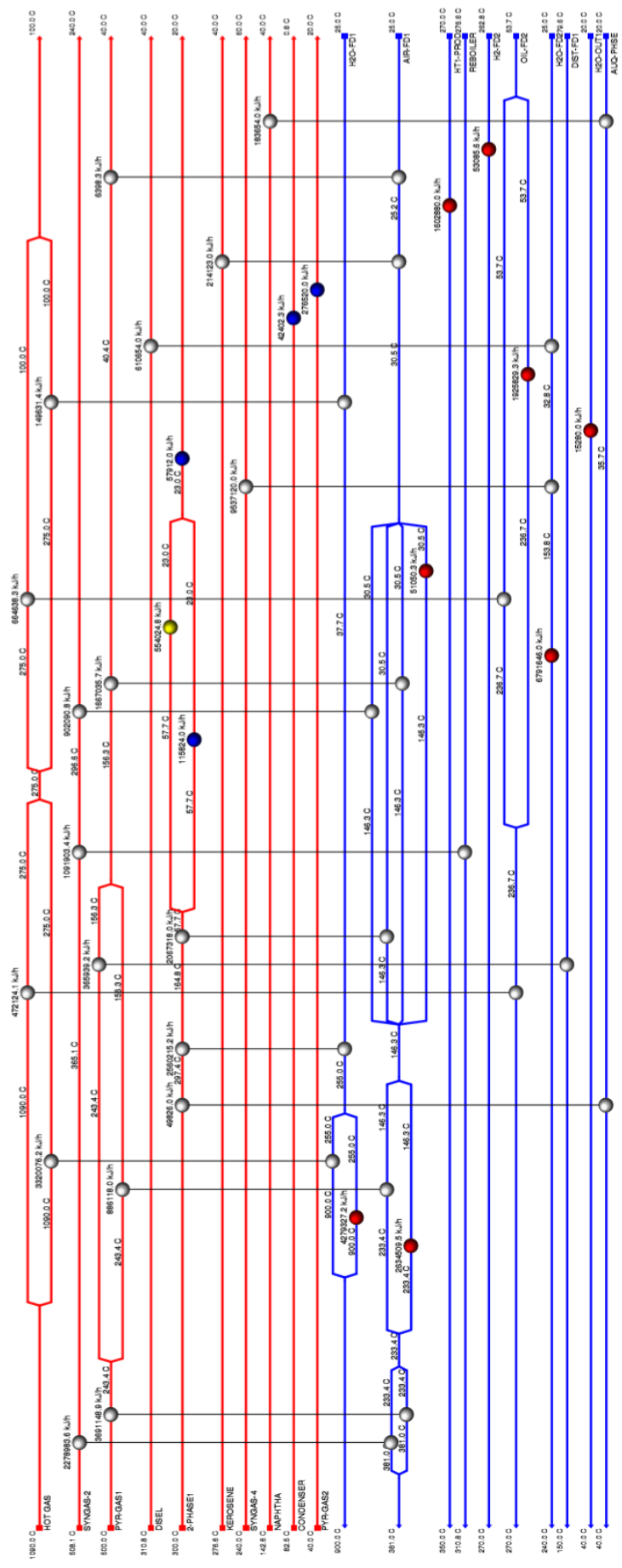
รูปที่ ช-3 การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 3



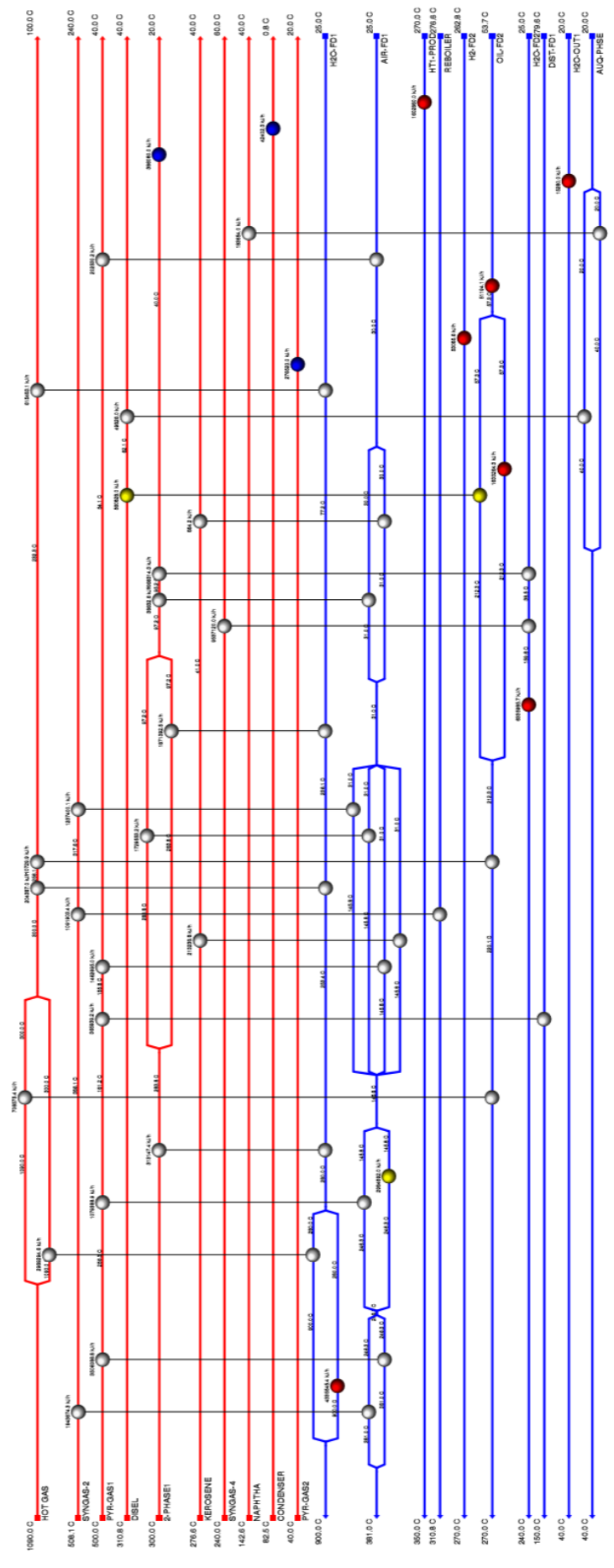
รูปที่ ข-4 การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 4



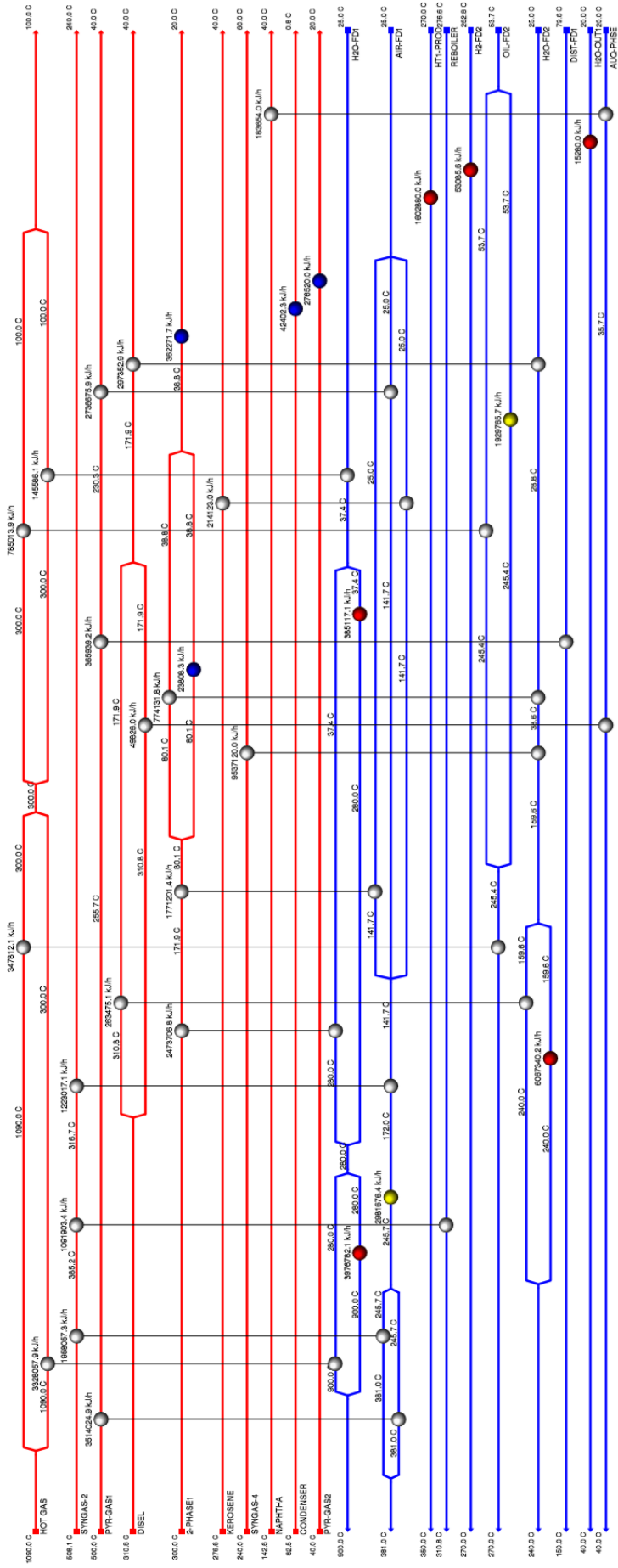
รูปที่ ช-6 การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 6



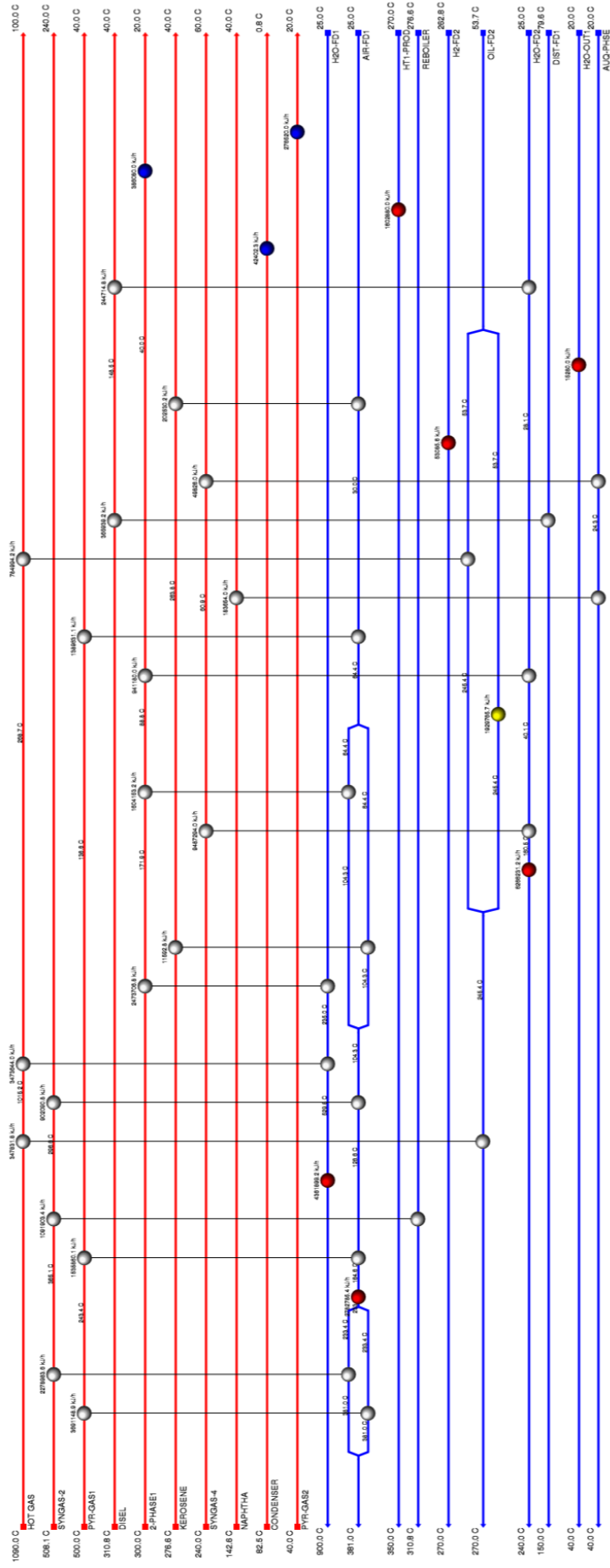
รูปที่ ๗-7 การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 7



รูปที่ ๗-๘ การออกแบบระบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ ๘



รูปที่ ข-9 การออกแบบระบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 9



รูปที่ ๑-10 การออกแบบระบบเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat exchanger network design) แบบที่ 10

ภาคผนวก ข

ผลการศึกษาค่าทางเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตสารประกอบยบไฮโดรคาร์บอน ถ่านซาร์ และแก๊สไฮโดรเจน

ตารางที่ ข-1 แสดงรายจ่ายในการซื้อวัตถุดิบและเงินลงทุนของกระบวนการที่มีระยะเวลาเวลาโครงการ 15 ปี สำหรับบริการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์

สิ้นปี	รายจ่ายในการซื้อวัตถุดิบ			เงินลงทุน
	ราคาทะลายปาล์ม (บาท)	ค่าน้ำในการทำปฏิกิริยา (บาท)	ก๊าซไฮโดรเจน (บาท)	
0	-			ค่าเครื่องจักร, ค่าดำเนินการ (บาท) 7,217,124,130
1	70,484,400	309,009	2,974	-
2	70,484,400	309,009	2,974	-
3	70,484,400	309,009	2,974	-
4	70,484,400	309,009	2,974	-
5	70,484,400	309,009	2,974	-
6	70,484,400	309,009	2,974	-
7	70,484,400	309,009	2,974	-
8	70,484,400	309,009	2,974	-

ตารางที่ ข-1 แสดงรายการจ่ายในการซื้อวัตถุดิบและเงินลงทุนของกระบวนการที่มีระยะเวลาโครงการ 15 ปี สำหรับการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ (ต่อ)

สิ้นปี	รายการจ่ายในการซื้อวัตถุดิบ			เงินลงทุน ค่าเครื่องจักร, ค่าดำเนินการ (บาท)
	ราคาทะลายปาล์ม (บาท)	ค่าน้ำในการทำปฏิกิริยา (บาท)	ก๊าซไนโตรเจน (บาท)	
9	70,484,400	309,009	2,974	-
10	70,484,400	309,009	2,974	-
11	70,484,400	309,009	2,974	-
12	70,484,400	309,009	2,974	-
13	70,484,400	309,009	2,974	-
14	70,484,400	309,009	2,974	-
15	70,484,400	309,009	2,974	-

ตารางที่ ข-2 แสดงรายจ่ายสำหรับการดำเนินการของกระบวนการที่มีระยะเวลาโครงการ 15 ปี สำหรับการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์

สิ้นปี	รายจ่ายสำหรับการดำเนินงาน									
	ค่าไฟ (บาท)	ค่า Refrigerant 1 (บาท)	ค่า HP Steam (บาท)	ค่า Fired Heat (1000) (บาท)	ค่า Cooling Water (บาท)	ค่าแรง (บาท)	ค่าภาษีท้องถิ่นและ การประกันภัย (บาท)	ซ่อมบำรุง (บาท)		
0						-		-		
1	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
2	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
3	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
4	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
5	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		

ตารางที่ ข-2 แสดงรายจ่ายสำหรับการดำเนินการของกระบวนการที่มีระยะเวลาโครงการ 15 ปี สำหรับการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ (ต่อ)

สิ้นปี	รายจ่ายสำหรับการดำเนินการ									
	ค่าไฟ (บาท)	ค่า Refrigerant 1 (บาท)	ค่า HP Steam (บาท)	ค่า Fired Heat (1000) (บาท)	ค่า Cooling Water (บาท)	ค่าแรง (บาท)	ค่าภาษีท้องถิ่นและ การประกันภัย (บาท)	ซ่อมบำรุง (บาท)		
6	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
7	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
8	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
9	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
10	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		

ตารางที่ ข-2 แสดงรายจ่ายสำหรับการดำเนินการของกระบวนการที่มีระยะเวลาโครงการ 15 ปี สำหรับการวิเคราะห์ความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์ (ต่อ)

สิ้นปี	รายจ่ายสำหรับการดำเนินการ									
	ค่าไฟ (บาท)	ค่า Refrigerant 1 (บาท)	ค่า HP Steam (บาท)	ค่า Fired Heat (1000) (บาท)	ค่า Cooling Water (บาท)	ค่าแรง (บาท)	ค่าภาษีท้องถิ่นและ การประกันภัย (บาท)	ซ่อมบำรุง (บาท)		
11	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
12	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
13	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
14	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		
15	20,260,800	9,715	205,530	181,582	5701.44	33,311,023	105,644,766	105,644,766		

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ-สกุล	ณัฐณพวงศ์ วุฒิพิศาล
วัน เดือน ปี เกิด	3 ธันวาคม 2535
สถานที่เกิด	ศูนย์อนามัยแม่และเด็ก ถนนโรงพยาบาลแม่และเด็ก แขวงอนุสาวรีย์ เขต บางเขน กรุงเทพมหานคร
วุฒิการศึกษา	จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
ที่อยู่ปัจจุบัน	20/3 หมู่3 ตำบลหันสัง อำเภอบางปะหัน จังหวัดพระนครศรีอยุธยา



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY